



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

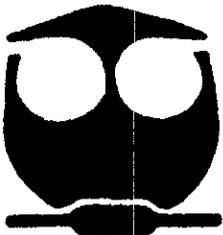
FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

"DIMENSIONAMIENTO DE LINEA Y EQUIPO DE
UNA RED CONTRA INCENDIO PARA LA TERMINAL
DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE GAS
LP EN PUEBLA, PUEBLA"

T E S I S
PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERA QUIMICA
P R E S E N T A :
CLEMENTINA OROZCO MORA



MEXICO, D. F.

1999.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

274806



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

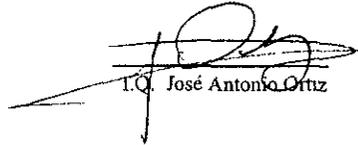
JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE	PROF. CLAUDIO AGUILAR MARTINEZ
VOCAL	PROF. JOSE ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ
SECRETARIO	PROF. JESUS ARTURO BUTRON SILVA
1er SUPLENTE	PROF. JUAN MARIO MORALES CABRERA
2do SUPLENTE	PROF. HUMBERTO RANGEL DAVALOS

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA
FACULTAD DE QUIMICA

ASESOR DEL TEMA



I.Q. José Antonio Ortiz

SUSTENTANTE



Clémentina Orozco Mora

¿PARA QUÉ PEDIR FELICIDAD?

“¿Para qué pedir felicidad, si no cultivas rosas, ni esperas milagros ni sueñas con ideales?”

Si todo quieres comprarlo si no estás en busca receptivo . ¡vivo!
Si no cultivas rosas, ni esperas milagros ni sueñas con ideales
Si no tienes una copa para saciar la sed . ni una pincelada para mirar los acontecimientos
ni una mano para ayudarte a caminar
Para qué pides felicidad, si no conoces sus grados, su inspiración, su movimiento si no
atinas a llevarla como estrellas en tus ojos . como convicción en tu mente
¡como cuerda en el corazón!
Para qué pides felicidad. si no sabes manejarla ni sacarla de ti mismo, ni oirla en el silencio,
ni apretarla en la oración .
Si no te detienes a percibirla en el detalle, en la belleza, en el espíritu, en la ternura
¡en la obra de Dios!
¡Para qué pides. . !
Si no tienes fe en ti mismo en la vida. ¡ni en Dios!
¿Para qué felicidad y maravillas?
Si tienes el mundo, que es un libro de sabiduría ¡y no sabes leerlo!
¿Para qué quieres estrellas. si te falta la luz? ¿Para qué pides felicidad si no te conviertes
a ella, si te regateas la fe, si te achicas el espacio si le temes a todo?
¿Si andas el camino y los acontecimientos con las antenas cerradas?
¿Para qué decir.
Señor, dame felicidad
si no estás dispuesto a ser feliz?

-Zenaida Bacardí de Argamasilla-

DEDICATORIAS

Aprende dónde están la prudencia, la inteligencia y la energía, así aprenderás dónde se encuentra el secreto de vivir larga vida, y dónde la luz de los ojos y la paz

A ti Dios Mío
Tu profundo amor le ha dado sentido a mi vida

A mis padres. Manuel y Clementina
Gracias por su entrega, cariño, comprensión y amor incondicional que me han brindado a lo largo de mi vida: *el presente trabajo también es un logro de ustedes*

A mis hermanos, Manuel y Berenice .
Gracias por su cariño, compañía, lealtad, apoyo y por todos y cada uno de los momentos especiales que hemos compartido

A mis familiares
Gracias por su cariño y apoyo cotidiano.

A mis amigos
Gracias por su compañía, apoyo, cariño y los muchos momentos tan padres que hemos compartido

A la Universidad Nacional Autónoma de México
Gracias a la máxima casa de estudios por permitirme ser parte de ella , en la cual pasé los mejores años de mi vida de estudiante

A mis profesores
Gracias por mi formación académica y humana, así como por su apoyo moral y técnico para la realización del presente trabajo

Y a todas aquellas personas que han contribuido a mi superación como persona

INDICE

<i>INTRODUCCIÓN</i>		PAG
1.	<i>TÉCNICAS DE PROTECCIÓN CONTRA INCENDIO</i>	1
1 1	Propiedades y características del Gas L P	1
1 1 1	Principales parámetros en tanques de almacenamiento de Gas L.P	4
1 2	Sistemas de protección contra incendio	6
1 3.	Propiedades del agua y riesgos	9
1 4	Equipo de protección portátil	10
1 5	Sistemas fijos	11
1 6.	Sistemas de protección convencionales	11
1 6 1	Separación entre recipientes	11
1.6.2	Sistemas para alivio de presión	11
1 6 3	Aislamiento contra el fuego	12
1 6 4	Sistema para bloqueo y control de flujo	12
1 6 5	Muros o diques para contención	12
1.6 6	Equipo para protección personal	12
2.	<i>CONSIDERACIONES BÁSICAS DE EMERGENCIA</i>	14
2.1	Causas de incendio	15
2 2	Eliminación de riesgos	20
2 3	Evaluación de Riesgos	21
2 4	Métodos de Administración de Riesgos	21
2.5.	Clasificación de áreas peligrosas	22
2 6	Análisis de riesgos	23
2 6.1.	Método de evaluación del riesgo	24
2 6 1.1	Análisis preliminar del riesgo	24
2 6 1.2	Estudio del riesgo y de la capacidad de funcionamiento	24
2 6 1 3	Análisis de las consecuencias de los accidentes	25
2 6 2	Desviaciones de las condiciones normales de funcionamiento	25
2 6 3.	Errores humanos y organizacionales	26
2 6 4	Funcionamiento y control	27
2 6 4 1.	Sistemas para prevenir la desviación de condiciones de funcionamiento permisibles	27
2.6.4.2.	Sistemas de alarma	28
2 6.5.	Mantenimiento y vigilancia	28
2.6.5.1.	Capacitación	29
2 6.6.	Preparación de listas de verificación	29
2.6.7.	Inspecciones de los lugares de trabajo por especialistas	29
2 6 7 1	Mantenimiento y examen	30

3.	<i>NORMAS APLICABLES</i>	32
3 1	Ubicación de tanques	32
3 2.	Agrupamiento de tanques	33
3 3	Separación entre recipientes	34
3 4	Dispositivos para alivio de presión	34
3 5	Sistemas de agua contra incendio	39
3 6	Sistema para bloqueo y control de flujo	44
3 7	Aislamiento contra el fuego	45
3 8	Muros contra incendio	45
3 9	Listado de normas	46
4.	<i>DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA</i>	47
4.1.	Antecedentes	47
4 2.	Localización	47
4 3	Objetivo	48
4 4	Tipo de proceso	48
4.5	Áreas operacionales	48
4.5.1	Área de suministro de gas licuado a la terminal	48
4 5.2	Áreas de llenado de autotanques	48
4 5 3	Área de almacenamiento	48
4 6	Bombeo	49
4.7	Fase vapor	49
4.8	Descripción general de las instalaciones en la terminal para almacenamiento y distribución de Gas L.P. en Puebla, Pue	49
4 9	Descripción de las instalaciones para seguridad en el área de proceso	51
4 10	Descripción de la operación de las instalaciones para seguridad en el área de proceso	51
5.	<i>CRITERIOS DE DISEÑO DEL SISTEMA CONTRA INCENDIO</i>	53
5 1.	Fuentes para abastecimiento de agua contra incendio	53
5 2.	Selección de tubería para agua salada	53
5 3	Selección de tubería para agua dulce	54
5 4	Velocidad del fluido	54
5 5	Diámetro en redes contra incendio	54
5 6	Formación de circuitos (anillos)	55
5 6.1.	Seccionamiento en los circuitos	55
5.6.2	Número máximo de hidrantes o monitores en un anillo	55
5 7.	Instalación de tubería	55
5.7.1	Válvulas	56
5.7.2.	Mangueras	57
5.7.3	Boquillas	57
5 7 4	Hidrantes	58
5 7 5.	Monitores	59
5.7.6	Aspersores	59
5 7.7	Bombas	63

5 7 7 1	Velocidad específica	63
5 7 7 2	Leyes de afinidad	63
5 7 7 3	Tipos de bombas	64
5 7 7 4	Motores eléctricos	66
5 7 7 5	Motores de combustión interna	67
5.7.7.6	Turbinas de vapor	69
5.7.7.7	Tanques de almacenamiento	69
5 8.	Cálculo hidráulico	71
5 9	Listas para especificación de equipo	74
6.	<i>ANÁLISIS DE RESULTADOS</i>	77
7.	<i>CONCLUSIONES</i>	81
8.	<i>APÉNDICES</i>	
	Apéndice 1 Normas Aplicables	83
	Apéndice 2 Definiciones	85
	Apéndice 3 Memoria de cálculo	86
	Apéndice 4 Simbología	96
	Apéndice 5 Tablas consultadas	97
	Planos utilizados	
	A - 200 Diagrama de balance para agua contraincendio	98
	A - 501 Agua contraincendio. Diagrama de tubería e instrumentación	99
	A - 502 Diagrama de interconexión de la casa de bombas contraincendio y red contraincendio	100
	E - 001 Localización general Planta	101
9.	<i>BIBLIOGRAFÍA</i>	102

INTRODUCCIÓN

El diseño de sistemas de protección contra incendio para plantas que manejan hidrocarburos requiere de la consideración cuidadosa de diversos factores, de entre los cuales podemos mencionar los requerimientos hidráulicos, la selección del equipo de bombeo, la distribución del equipo, los riesgos involucrados, y las normas aplicables.

Por lo general las instalaciones típicas de plantas que procesan hidrocarburos consisten en una serie de equipos que se encuentran muy próximos entre sí como es el caso de las áreas de almacenamiento, donde los tanques contienen no solo las materias primas si no también los productos terminados. En virtud de que los fluidos son altamente inflamables, estas áreas deberán protegerse mediante un apropiado diseño y una adecuada instalación de sistemas de agua contra incendio.

En el presente trabajo de tesis se tienen como objetivos: a) Describir las técnicas actualizadas para la protección contra incendio, b) Presentar un panorama general del análisis de riesgos, c) Seleccionar las normas aplicables y en particular los conceptos de dichas normas útiles para el diseño del sistema contra incendio. Con el propósito de ilustrar la aplicación de los aspectos anteriores se ha seleccionado la Terminal de Almacenamiento de Gas L.P. ubicada en Puebla, Puebla, presentando en primer lugar la descripción de la planta y en segundo término el cálculo de la capacidad de las tuberías ya existentes y el dimensionamiento de las tuberías nuevas.

Para finalizar, en éste trabajo se presenta un análisis de resultados y una serie de conclusiones generales tomando como base el caso del estudio mencionado en el párrafo anterior.

Como se recordará en la década de los 80's se presentó una gran explosión en la zona metropolitana de la Ciudad de México, causando graves pérdidas humanas y materiales, daños irreparables e incuantificables. Por lo que se considera que la realización de esta tesis puede ser una modesta aportación para ilustrar la trascendencia que tiene el diseño cuidadoso de los sistemas contra incendio, el cálculo y dimensionamiento de tuberías de la red, buscando evitar que ocurran este tipo de tragedias en nuestro país.

CAPÍTULO 1

TÉCNICAS DE PROTECCIÓN CONTRA INCENDIO (8)

1.1. PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS DEL GAS L.P.

Existe una gran variedad de clasificaciones para los productos derivados del petróleo; la categoría que tomaremos a consideración es la que denota a los compuestos hidrocarbonados formados por tres y cuatro átomos de carbono por molécula y que además tienen la propiedad de ser líquidos a temperatura ambiente y presiones moderadas, como ejemplo podemos mencionar al propano, propileno, butano, butileno, isobutano, isobutileno y butadieno, los cuales se caracterizan por la relativa facilidad que tienen de pasar del estado líquido al estado gaseoso cuando se les disminuye la presión y corresponden a los llamados gases licuados del petróleo. El código estandar de la Sociedad Americana para pruebas de materiales (ASTM) establece la siguiente definición para los gases licuados del petróleo y sus sinónimos, LP gas y Gas LP

Se refiere a aquellos compuestos hidrocarburos producidos durante el procesamiento del gas natural y de refinación convencional del petróleo

Se conocen en el mercado cuatro tipos diferentes de Gas Licuado, en donde cada uno corresponde a una formulación específica, de tal forma que se satisfagan las necesidades de los usuarios cumpliéndose las necesidades de uso común

Los cuatro tipos de Gas Licuado son los siguientes.

- 1 - Propano comercial
- 2.- Butano Comercial
- 3.- Mezclas comerciales propano – butano
- 4 - Propano para servicios especiales

La norma ASTM D1835 – 82 establece los requerimientos de composición con que deben de cumplir cada uno de los tipos de Gas Licuado

Como existen cuatro tipos de Gas Licuado los valores de las propiedades físicas son aproximados para el butano y el propano comerciales, tratando de que sean lo más representativos posibles, dichos valores están basados en datos promedio tomados de la industria, incluyendo los provenientes de las plantas de recuperación de hidrocarburos a partir del gas natural y refinerías del petróleo. Los datos presentados en éste trabajo se pueden utilizar en forma confiable en la mayor parte de los cálculos de Ingeniería con propósitos de diseño, sin que por ellos se afecten los resultados finales.

Para el caso de las mezclas comerciales propano – butano es posible aplicar ciertas relaciones matemáticas para el cálculo de las propiedades, dichas relaciones tienen la condición de que deberá de conocerse la composición exacta del producto en cuestión

PROPIEDADES FÍSICAS PROMEDIO DEL PROPANO Y BUTANO PARA USO COMERCIAL

PROPIEDADES	UNIDADES	PROPANO	BUTANO
Presión de vapor	Kg/cm ² (psig)		
	21 °C	8.72 (124)	2.38 (31)
	38 °C	14.63 (208)	4.93 (70)
	40 °C	15.19 (216)	-----
	55 °C	21.10 (300)	6.82 (97)
Peso específico del líquido a 15.15/15 °C	-----	0.496 MIN	0.6 MAX
Peso específico del vapor a 15.15/15 °C	-----	1.52	2.01
Punto de ebullición a 1 atm	°C	-46	-9
Peso por litro de líquido a 1 atm	Kg	0.509	0.580
Punto de rocío a 1 atm	°C	-43	-4
Calor específico del líquido a 15.5 °C	Cal/Gr °C	0.588	0.549
Volumen específico del gas a 15.5 °C, 1 atm	cm ³ /Gr	535.68	406.44
Calor específico del gas a 15.5 °C	Cal/Gr °C	0.404	0.382
Temperatura de autoignición	°C	468	365
Temperatura de ignición en aire	°C	920 - 1020	900 - 1022
Máxima temperatura de flama en aire	°C	1980	1990
% de gas en aire para máxima temperatura de flama	°C	4.2 - 4.5	3.3 - 3.4
Máxima velocidad de propagación de flama en tubo de 25 mm	cm/seg	84.9	87.1
Limite inferior de inflamabilidad	% de gas en aire	2.4	1.9
Limite superior de inflamabilidad	% de gas en aire	9.6	8.6
Oxígeno requerido para combustión completa	m ³ O ₂ / m ³ Gas	2.4	1.9
Calor latente de vaporización en el punto de ebullición	Cal/Gr	103	93
Poder calorífico total	BTU/Ft ³	2522	3280
Relación vol/gas - vol/liq	A 0 °C	274	232
	A 15.5 °C	279	238
Índice de octano		100	95

RELACIONES MATEMÁTICAS PARA EL CÁLCULO DE PROPIEDADES FÍSICAS DE MEZCLAS COMERCIALES PROPANO - BUTANO

Presión de vapor del componente i	$\text{Log } P_i = K_{1i} - k_{2i}/T + 460$
Presión de vapor de la mezcla	$P_{\text{tot.}} = \sum X_i P_i$
Densidad del componente i	$D_i = K_{3i} - K_{4i} T$
Densidad de la mezcla	$D_{\text{mez.}} = \sum D_i W_i$
Fración peso del componente i	$W_i = X_i P M_i / \sum X_i P M_i$
Calor latente del componente i	$\text{Lat } i = K_{5i} - K_{6i} T$
Calor latente de la mezcla	$\text{Lat Mez.} = \sum \text{lat. } i W_i$
Calor específico del componente i	$\text{Esp. } i = K_{7i} + K_{8i} T$
Calor específico de la mezcla	$\text{Esp Mez.} = \sum \text{esp. } i W_i$

Donde

- T Temperatura en ° F
- PM Peso molecular
- Presión de vapor en PSIG
- Densidad en lb/ft³
- Calor latente en BTU/lb
- Calor específico en BTU/lb ° F

VALORES DE LAS CONSTANTES K

COMPONENTE	P M	PRESION DE VAPOR		DENSIDAD		CALOR LATENTE		CALOR ESPECÍFICO	
		K 1	K 2	K 3	K 4	K 5	K 6	K 7	K 8
ETANO	30.07	12.05	3209	28.09	.0902	126	1.24	.7122	.00112
PROPANO	44.09	12.63	4142	34.43	.0459	170	304	5609	.00094
PROPENO	42.08	12.82	4288	35.61	.0534	172	3908	5410	.00049
N-BUTANO	58.12	13.17	5154	38.66	.0375	172	.209	.5046	.00077
I-BUTANO	58.12	12.81	4766	37.59	.0407	161	.255	.5167	.00078
I-BUTENO	56.01	13.34	5330	39.83	.0392	171	2456	.4878	.00070
N-PENTANO	72.15	13.74	6214	41.35	.0343	171	1800	.4895	.00065
I-PENTANO	72.15	14.12	6599	40.98	.0348	160	.1775	.4933	.00066

1.1.1. PRINCIPALES PARÁMETROS EN TANQUES DE ALMACENAMIENTO PARA GAS L.P.

A) PRESIÓN Y TEMPERATURA DE OPERACIÓN

El almacenamiento de los Gases Licuados del Petróleo se realiza en forma líquida por lo que, para lograr esto se deben de ajustar las variables presión y temperatura, obteniéndose las siguientes alternativas.

- ✦ Temperatura ambiente y presiones moderadas (menor o igual a 18 Kg/cm² man.)
- ✦ Presión atmosférica y bajas temperaturas (no menores a -45 °C)
- ✦ Una combinación de los dos parámetros

En caso de almacenar a temperatura ambiente el recipiente deberá operar a una presión mínima equivalente a su presión de vapor a la máxima temperatura esperada, más una sobre presión que asegure el estado líquido del producto. Para propano y butano comercial se recomienda que la presión de operación que se debe de considerar para diseño sea de 16.6 Kg/cm² man (237 Psig) y 7 Kg/cm² man (100 Psig) a 37.8 °C (100 °F) respectivamente.

Si se almacena a presión atmosférica la temperatura de operación máxima requerida es de -44 °C (-47°F) para propano comercial y de -4 °C (25 °F) para butano comercial

B) PRESIÓN Y TEMPERATURA DE DISEÑO

La presión de diseño de recipiente refrigerados para Gas Licuado deberá ser como mínimo del 100% de la presión de vapor del producto a la máxima temperatura de operación, según marca el API 600 Para los recipientes que operen a presión, el código ASME en la Secc VIII, Div 1, recomienda como mínimo una presión de diseño del 20 % arriba de la presión de vapor del producto a 37.8 °C (100°F)

El criterio para definir la temperatura a la cual deberán ser diseñados los recipientes para Gas Licuado será función de la aplicación particular, pudiéndose resumir en lo siguiente

- ✦ Cuando la temperatura máxima de operación se encuentra entre los -29 °C (-20 °F) y los 340 °C (644 °F) Para éste caso la temperatura de diseño será la máxima temperatura que pueda presentarse durante el proceso más un sobre diseño de 15 °C.
- ✦ Cuando la temperatura de operación sea inferior a -29 °C La temperatura de diseño será la temperatura mínima esperada.

C) VOLUMEN MÁXIMO DE LLENADO

Debido a que el líquido a almacenar (LPG) presenta dentro de sus propiedades una elevada presión de vapor, el máximo volumen al cual deben de llenarse los contenedores que operan a presión deberá ser de tal forma que permita el alojamiento de los vapores desprendidos durante la operación.

La Asociación Nacional de Protección Contra el Fuego (NFPA) Secc. 58 tiene diversas tablas de valores donde recomienda el volumen máximo de llenado a temperaturas desde los -20 °C hasta los 50 °C, en los diferentes tamaños de recipientes .

D) ALMACENAMIENTO A PRESIÓN EN RECIPIENTES ESFÉRICOS Y CILÍNDRICOS

Para la etapa de llenado del sistema se recomienda que cuando se tengan más de un solo tanque por llenar, la operación sea 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 12.6 Kg/cm² man (180 Psig) con las válvulas reguladoras de presión

localizadas a la entrada. A estas condiciones se alimenta al recipiente que va ser llenado por la parte de arriba y en forma de esprayado.

En todos los recipientes se cuenta con interruptores y alarmas de alto nivel a tal forma que, cuando el líquido llega a un cierto nivel de llenado el interruptor de alarma dará una señal en el tablero de control 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. La operación se repite hasta completar el llenado de todo el sistema

En la etapa de vaciado o descarga de los recipientes se efectúa por medio de bombas de trasiego tipo centrifugas adecuadas para el servicio, las cuales toman el producto por la parte de abajo de los tanques, le elevan la presión a 15.1 Kg/cm² man (215 Psig) y, previa medición, lo envía a los carrotaques o remolques para su distribución

Los recipientes cuentan con interruptores y alarmas por bajo nivel. Cuando se llega a tener un bajo nivel se acciona la alarma del tablero y el operador deberá de 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 descargar y cargar producto en forma simultánea siempre y cuando la operación se efectúe en tanques independientes. Esto no implica que no pueda hacerse en el mismo recipiente, pero pudieran llegar a presentarse múltiples problemas debido a que la generación de vapor a estas condiciones es mayor que cuando se opera en forma separada.

Tanto el propano como el butano líquidos tienen puntos de ebullición bajos, debido a lo cual, crean peligros al depresionar el equipo que los contiene, porque al reducirse la presión del recipiente, los gases licuados al pasar al estado gaseoso, absorben el calor del medio que los rodea, pudiendo congelar el agua si está presente, con lo cual se tapan las conexiones de menor diámetro y las válvulas de purga

Los operadores, al observar que ya nada fluye, pueden suponer que ya está bien purgado el tanque y dejarán las válvulas abiertas, posteriormente, con la temperatura ambiente, vendrá el deshielo, dando salida a los hidrocarburos que se vaporizarán esparciéndose al ras del suelo, pudiendo formar una mezcla explosiva.

E) SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE VAPORES

El sistema de recuperación de vapores consiste en tomar los vapores producidos en alguna de las operaciones anteriores o por efectos térmicos y enviarlos hacia un compresor recíprocante accionado por un motor eléctrico, el cual se accionará por un interruptor de alta presión, para comprimirlos hasta 15.1 Kg/cm² man. (215 Psig) y 48 °C (118 °F), de donde se descargan hacia un cambiador de calor que enfría y condensa al gas, utilizando como medio de enfriamiento al agua. Posteriormente pasa hacia un acumulador de condensados para separar los incondensables, enviándose hacia el sistema de desfogue. El Gas Licuado ya condensado se expande y alimenta a los recipientes de almacenamiento a control de nivel (12.6 Kg/cm² man.).

F) SACAR DE SERVICIO UN RECIPIENTE QUE CONTIENE GAS L.P.

para sacar de servicio estos recipientes con objeto de efectuar su limpieza, inspección o reparación, se debe proceder de la siguiente manera

- Se debe vaciar el máximo posible del contenido.
- Colocar juntas ciegas en las líneas de entrada y salida del recipiente.
- Mediante la inyección de vapor de agua, con el venteo abierto, se tiene que eliminar el gas remanente.

- En algunos casos, el vapor de agua no es suficiente para eliminar totalmente el gas contenido en el recipiente; en tal caso, se recomienda llenar con agua el tanque teniendo este sistema, las ventajas de expulsar totalmente el gas y mantener mojadas las paredes del mismo, pues existe la posibilidad de que éste contenga sulfuro de hierro, si el gas almacenado anteriormente contuvo azufre y este sulfuro que es un compuesto pirofórico (arde espontáneamente en presencia del oxígeno del aire) podría convertirse en una fuente de ignición si estuviera seco

En caso de ser necesario o efectuar pruebas hidrostáticas, antes de llenar con agua una esfera o una salchicha, se deberá consultar con los departamentos de operación mantenimiento e inspección y seguridad para asegurarse que el recipiente, su cimentación y estructura pueden soportar el peso del agua. Al efectuar el llenado con agua, es pertinente revisar los manómetros y alarmas de alto y bajo nivel de líquido

Para vaciar el recipiente debe tenerse la precaución de hacerlo con los venteos abiertos pues de otra manera existe el peligro de que el recipiente se colapse. Cuando se empleen bombas para el vaciado, deberá tenerse en cuenta que la capacidad de los venteos sea suficiente.

Para trabajar en el interior de un recipiente que haya almacenado gas L.P., deberá recabarse el permiso para trabajos peligrosos "Pemex 13 Forma No. 28" en el cual, se solicita la prueba de gas y de oxígeno y la primera debe ser negativa y la segunda un mínimo de 16%, se podrá entrar al tanque con la precaución y el equipo de protección necesarios.

G) AL PONER EN SERVICIO UN RECIPIENTE PARA GAS L.P.

Antes de cerrar un tanque que se encontraba en reparación, debe efectuarse una inspección para asegurarse que no queden materiales extraños dentro, y que el interior esté limpio.

Si al terminar la reparación o inspección se requiere hacer prueba hidrostática, el agua empleada para éste fin se puede desalojar con nitrógeno o con vapores del producto que se va a almacenar, ya que al poner en servicio un recipiente de almacenamiento de este tipo, no debe contener aire ni en el interior ni en las líneas de entrada y salida, debiendo eliminarse éste antes e introducir los hidrocarburos. Si el tanque no está lleno de agua cuando se va a poner en operación, el aire se puede desalojar por una conexión o venteo superior mediante la inyección de vapor de agua o gas inerte.

H) OPERACIÓN DE RECIPIENTES PARA GAS L.P.

Al llenar un tanque de almacenamiento, debe recordarse que es indispensable dejar un espacio suficiente, con el fin de permitir la expansión del gas en el domo del recipiente.

Es de suma importancia mantener adecuadamente calibradas e inspeccionadas las válvulas de seguridad instaladas en el tanque de almacenamiento, para que puedan revelar las posibles sobrepresiones sin que el recipiente se dañe.

Durante la operación normal, se debe drenar con regularidad el agua de los tanques que almacenan gases licuados, especialmente cuando estos hidrocarburos se destinan como carga a plantas para otros procesos.

1.2. SISTEMAS DE PROTECCIÓN CONTRA INCENDIO

Los sistemas empleados en el combate al fuego se determinan en función al análisis y cuantificación del riesgo existente y de las condiciones generales de la instalación a proteger (planta, edificios, etc.) Estos sistemas se clasifican en **fijos** y **semifijos**, incluyéndose dentro de los semifijos los llamados equipos de protección portátil. En el combate al fuego se puede emplear agua, polvos químicos, espumas y CO₂, dependiendo del riesgo, de la clase de fuego y del sistema seleccionado para extinción del mismo.

En los polvos químicos, espumas y CO₂ se han encontrado resultados favorables para utilizarlos en fuegos de líquidos inflamables de tamaño moderado, así como en tanques y en derrames de líquidos. También existen otros sistemas que no se han mencionado pero, que son también muy efectivos, por ejemplo:

1. SISTEMAS DE NIEBLA (agua atomizada) Es particularmente efectiva en fuegos de líquidos volátiles inflamables y sólidos volátiles que tengan un punto de vaporización por arriba de 100°F. Pero sin embargo, con líquidos que tengan puntos de vaporización por arriba de los 21°F puede ocurrir burbujeo.

2. SISTEMAS DE ASPERSIÓN: Los aspersores automáticos son similares al agua espreada en efectividad de extinción. Su característica principal radica en absorber calor y mantener los alrededores fríos hasta que el líquido inflamable arda totalmente o se extinga por medio de otro método. Este método tiene estadísticas favorables en el control de fuego, en garajes, cuartos con pinturas y aceites y en áreas de almacenamiento, donde los líquidos inflamables son abundantes y se encuentran en contenedores muy cercanos entre sí.

El utilizar agua espreada cuidadosamente ha sido exitoso en la extinción de fuegos, logrando que la espumación ocurra solamente en la superficie y esta acción interfiera en la combustión y extinga el fuego. Para esta consideración no solamente se toman a los líquidos con puntos de vaporización de o por arriba a los 212 °F, sino también cualquier líquido viscoso; por ejemplo, ciertos asfaltos.

El agua puede ser ineficaz en la lucha de incendios, cuando la sustancia inflamable tenga una temperatura de ignición baja, entre más bajo sea la temperatura de ignición menos efectiva será el agua. De cualquier modo, el agua puede ser utilizada en estos casos cuando se aplique en forma espreada para absorber mucho del calor liberado y mantener el material de tal manera que no se dañe con el fuego.

Mucha de la efectividad de utilizar agua espreada radica particularmente en que proviene de mangueras, está dependerá del método de aplicación. Con las boquillas adecuadas, los incendios provocados por derrames de gasolina pueden ser extinguidos cuando son utilizadas líneas de mangueras que barran las flamas de la superficie del líquido.

La selección de un sistema de extinción debe hacerse con cuidado, ya que hay factores que deben ser considerados dentro de un problema individual de extinción, el cual puede afectar la opción del agente extintor y su método de aplicación.

La cantidad, el rango y el método de aplicación del material para extinguir en relación con el tamaño y tipo de fuego debe ser considerado cuidadosamente en forma anticipada, y ser tratado desde el punto de vista ingenieril, particularmente en aplicaciones de gran escala y diseñarse para las condiciones más críticas que puedan ocurrir.

El agua puede utilizarse de varias formas para extinguir incendios, por su acción extintora se usa para

- a) Enfriamiento
- b) Sofocación
- c) Emulsificación
- d) Dilución
- e) Espumación

a) EXTINCIÓN POR ENFRIAMIENTO

El agua absorbe la mayor parte del calor del incendio cuando ésta se convierte en vapor, siendo su aplicación más eficaz en forma de gotas pequeñas, que son de 0.3 a 1.0 mm de diámetro. Para obtener mejores resultados el agua se debe aplicar con una velocidad suficiente y capaz de vencer la resistencia del aire, la gravedad, el viento, las llamas y el humo que se produce.

La cantidad requerida para extinguir un incendio dependerá de que tan caliente se encuentre el área incendiada, por lo que la rapidez de extinción del fuego dependerá de la cantidad de agua que se aplique.

La extinción por enfriamiento no es efectiva en líquidos cuya temperatura de inflamación está por debajo de los 38°C. Cuando se dice que el agua puede ser ineficiente, se refiere a que sirve para enfriar o mantener a salvo materiales, para que no los consuma el fuego, pero el agua en sí misma no extingue el fuego a pesar de ser utilizada bajo condiciones favorables

El agua aplicada en forma de hielo o de nieve puede suministrar un mejor efecto de enfriamiento que el agua líquida, porque la energía del fuego, para convertir el hielo en agua de nieve consume 143.4 BTU/lb (333.2 kJ/kg), y la energía necesaria para convertir el agua a vapor sería de 970.3 BTU/lb (2254.8 kJ/kg).

b) EXTINCIÓN POR SOFOCACIÓN

El agua puede ser usada para sofocar un incendio de un líquido inflamable cuando el líquido tiene una temperatura de inflamación arriba de 100 °F (37.8 °C), una densidad de 1.1 o mayor y no es soluble en agua. También puede llevarse a cabo más efectivamente, si una espuma concentrada es adicionada al agua, formando una solución espumosa. El agua debe ser aplicada cuidadosamente en la superficie del líquido.

En el caso donde el oxígeno es producido cuando un material encendido se descompone, no es posible el sofocamiento por ningún agente.

c) EXTINCIÓN POR EMULSIONAMIENTO

Este método se efectúa agitando líquidos inmiscibles; con lo cual uno de ellos se dispersa en el interior del más denso en forma de minúsculas gotas, lográndose la extinción de ciertos líquidos viscosos inflamables mediante la aplicación de agua pulverizada

d) EXTINCIÓN POR DILUCIÓN

Los incendios de materias inflamables hidrosolubles pueden apagarse por dilución. La adición de agua para lograrlo no es práctica frecuente cuando se trata de grandes depósitos

e) EXTINCIÓN CON ESPUMA

Las espumas contraincendio son una masa de burbujas que contienen aire o un gas inerte y se compone de proteínas solubles en agua, utilizándose como materia prima, proteínas animales como por ejemplo: harina de pescado, polvo de cuernos de ganado vacuno, sangre, etc.

Los extractores fluoroproteicos están hechos de sustancias sintéticas a base de ácidos alquilsulfónicos, generando toda las gamas de espumas, con excepción de la espuma pesada o de baja expansión proveniente del extracto proteico.

La espuma es más ligera que todos los líquidos combustibles, en consecuencia flota, impidiendo al mismo tiempo el acceso del oxígeno al seno de éstos; evitando así la mezcla del aire con los vapores inflamables y separando la flama de la superficie del combustible.

La denominada espuma contraincendio es un producto orgánico o sintético que consiste de una masa estable de pequeñas burbujas constituidos principalmente de tres componentes:

- Agua.
- Extracto espumante que se mezcla con el agua
- Aire o gas inerte que sirve para inflar la burbuja de "espuma"

Los extractos espumantes son concentrados líquidos que se mezclan con el agua, con una dosificación del 3 al 6% mediante dosificadores o proporcionadores.

Por medio de la mezcla de agua con extracto espumante se puede producir espuma con un contenido bajo, mediano o alto de aire; éstas se conocen como espumas de baja, mediana y alta expansión, y se determinan mediante un factor que indica el múltiplo por el cual se aumenta el volumen de la mezcla de agua con extracto espumante.

El agua puede causar espumación cuando se aplica en líquidos inflamables que tienen puntos de vaporización por arriba de los 212 °F o del punto de ebullición del agua. Esta aclaración es importante incluirla solamente como precaución ya que no indica que el agua o espuma no debe o puede ser utilizada para combatir fuegos en algunos líquidos. La espumación que se provoca puede ser un poco violenta y podría poner en peligro la vida del bombero, particularmente cuando las corrientes sólidas son dirigidas al fuego.

Las propiedades físicas y químicas de sustancias inflamables influirán en la elección del método de extinción, por ejemplo, la espuma común, podría no ser adecuada en incendios que sean con líquidos inflamables solubles en agua. Estas propiedades afectan la capacidad de extinguir y deben tomarse en consideración cuando se esta preparando el informe de materiales para la tabla de métodos de extinción

El agua puede ser utilizada para interferir con el fuego y como extintor adjunto cuando el líquido inflamable tiene una densidad de 1.1 ó mayor y no es soluble en agua. Aquí, otra vez el método para aplicación del agua resulta significativo tomando en cuenta que el agua debe ser aplicada cuidadosamente a la superficie del líquido.

Un incendio puede extinguirse sólo si el agente extintor es aplicado efectivamente en el punto donde está ocurriendo la combustión. Por cientos de años el método principal de extinción era el aplicar una corriente de agua en la base principal del fuego, el cual es muy poco usado en nuestros tiempos. Un método más eficiente es el aplicar el agua en forma de rocío, el cual incrementa el efecto de enfriamiento y convierte el agua en vapor.

Los métodos de extinción recomendados para líquidos inflamables dependerá de la substancia a la cual se quiera extinguir del fuego; esto es debido a que existen substancias que con un agente de extinción puede reaccionar violentamente o puede provocar mezclas explosivas.

I.3. PROPIEDADES DEL AGUA Y RIESGOS

Las propiedades físicas del agua como excelente agente de extinción son.

1. Es un líquido relativamente estable.
2. En el punto de fusión el hielo a 1 lb (0.45 kg) dentro de agua a 32 °F (0 °C), absorbe 143.4 BTU (151.3 kJ) con el calor de fusión del hielo.
3. Un BTU es necesario para elevar la temperatura de 1 lb de agua 1°F, el cual es el calor específico del agua. Por lo tanto, elevando la temperatura de 1 lb de agua desde 32 °F a 212 °F requiere 180 BTU (En sistema internacional, la capacidad del calor específico del agua es de 4.186 kJ/kg°C).
4. El calor latente de vaporización del agua, por ejemplo, para convertir 1 lb (0.45 kg) de agua a vapor a temperatura constante es 970.3 BTU/lb (2254.8 kJ/kg) a presión atmosférica.
5. Cuando el agua es convertida de líquido a vapor, éste volumen a temperatura atmosférica se incrementa alrededor de 1600 veces. Este gran volumen (vapor saturado) remueve en igual volumen del aire circundante al fuego, esto reduce el volumen de aire (oxígeno) disponible para la combustión.

Una de las ventajas que representa el uso del agua y quizás la más importante es que se puede tener acceso a

ella sin problemas debido a su gran abundancia, por lo que su costo es muy bajo, aparte de que es uno de los líquidos que tiene la capacidad de absorber gran cantidad de calor, siendo así el agente de extinción más común.

RIESGOS

La corriente eléctrica es ocupada en el arranque de equipo, motores, luz eléctrica, cuartos de cómputo, etc., puede ocurrir un corto circuito provocando una explosión o incendio. El agua en estado natural contiene impurezas (sales) que aumentan su conductividad. Si el agua es aplicada en fuegos que incluyen o en el que participan equipo eléctrico, se formará un corto circuito continuo el cual puede causar una sacudida eléctrica, en especial si ésta tiene grandes voltajes o potenciales eléctricos. Los agentes de extinción de espuma son muy conductores. La cantidad de corriente y el voltaje, determinarán el "shock" eléctrico. Las variables principales, suponiendo contacto con la carga eléctrica viva, son:

- 1 El voltaje y la cantidad del flujo de corriente
2. La estática de las corrientes como resultado del diseño de las boquillas, las presiones usadas y las condiciones de viento. La estática tiene influencias de conductividad de la corriente porque los espacios de aire formados entre goteo interrumpen la trayectoria eléctrica a la tierra
- 3 El agua purificada y la resistividad del agua
4. La longitud y la sección transversal de las corrientes de agua.
- 5 La resistencia de la tierra directamente al cuerpo de las personas como influencia por la localización (temendo o no la tierra mojada), la humedad de la piel, la cantidad de corriente que el cuerpo resiste. el tiempo de exposición a la corriente, y otros factores como son los trajes protectores
6. La resistencia de la tierra directamente en la manguera.

Estos son algunos peligros en incendios directamente con las corrientes de agua en alambres de menos de 600 V. a la tierra, desde cualquier distancia deben ser tomadas en condiciones de cualquier incendio

1.4. EQUIPO DE PROTECCIÓN PORTÁTIL (2, 6, 8)

Este equipo contraincendio juega un papel muy importante dentro de la seguridad industrial en plantas de producción primaria, de proceso, de almacenamiento y distribución, en plataformas marinas, oficinas, bancos, hospitales, almacenes, talleres, barcos, aviones, automóviles, etc.

El equipo portátil más común es el "extinguidor", ya que considerando su disponibilidad, capacidad y fácil manejo, permite su empleo inmediato en el combate de un incendio; esto puede resultar de vital importancia, ya que un incendio es fácilmente controlable en sus inicios. Los extinguidores portátiles manuales están planeados como una primera línea de defensa contraincendio de proporciones iniciales y deben instalarse aun en el caso de contar con otros equipos fijos de protección.

Los extinguidores pueden proporcionar protección a instalaciones que por su diseño o capacidad puedan ser protegidas en forma inmediata antes de que entren en operación las instalaciones fijas tales como: red de agua contraincendio, hidrantes, monitores, rociadores, sistemas de espuma y de enfriamiento, etc., que requieran el empleo de recursos mayores.

1.5. SISTEMAS FIJOS

Los sistemas fijos son equipos, materiales y accesorios que se encuentran en forma permanente en determinado lugar, para protección común o particular de plantas de alto riesgo, tanques de almacenamiento, salas de cómputo, transformadores, casas de bomba, etc., estos sistemas son automáticos, aunque también operan en forma manual, esto dependerá específicamente del equipo o producto a proteger, pudiendo utilizarse un sistema a base de Agua, espuma, bióxido de carbono, o polvos químicos en

- A Prevención de fuego (detección).
- B Control de incendio.
- C Protección a la radiación.
- D Extinción.

1.6. SISTEMAS DE PROTECCIÓN CONVENCIONALES

1.6.1 SEPARACIÓN ENTRE RECIPIENTES

La distancia entre recipientes de Gas L.P. es uno de los puntos más importantes para la seguridad en las plantas de almacenamiento, ya que en caso de emergencia en uno de los tanques, habrá más probabilidad de involucrar a los demás tanques de la zona, mientras más próximos estén al tanque afectado

1.6.2 SISTEMAS PARA ALIVIO DE PRESIÓN

Se llama sistema de alivio al formado por dispositivos (válvulas de seguridad, discos de ruptura y tuberías), que permiten el desfogar un exceso de presión de un equipo, por medio del desplazamiento de una determinada masa de fluido, desde el equipo presionado, hacia un lugar en el que se pueda disponer de ella con seguridad.

Las emergencias o descontrolen en los procesos empiezan con problemas relacionados con el control de una o más variables del proceso, que pueden ser presión, temperatura, nivel, flujo, etc. Por lo cual resulta útil en la prevención de desastres el uso de dispositivos, instrumentos, equipo y el destierro de hábitos y rutinas que hacen que los accidentes sean mayores, a menos que el equipo de proceso falle estructuralmente, ésta ofrece la mejor alternativa para mantener el proceso dentro de los límites normales.

Los controles automáticos pueden parar una bomba o compresor, cerrar y/o abrir una válvula o efectuar otras funciones en una forma individual o combinada y además, accionar una alarma audible o visual. El ideal teórico en la práctica no se cumple en forma completa, por lo que se hace conveniente el uso de los dispositivos de alivio de presión automáticos.

Los principales objetivos que satisfacen son.

- a. Proporcionar seguridad al personal.
- b. Prevenir la destrucción del equipo.
- c. Impedir se propague el daño a equipos contiguos.
- d. Abatir el costo del equipo al disminuir el margen entre las presiones de diseño y operación
- e. Minimizar el tiempo muerto por presiones anormales.

Sin lugar a duda, la válvula de seguridad es la pieza de protección de mayor importancia aceptada universalmente para la protección de equipo en una refinería. Las válvulas de seguridad son dispositivos automáticos que pertenecen al grupo de equipo denominado "dispositivos para alivio de presión" las cuales funcionan automáticamente al alcanzar una presión preestablecida, protegiendo así el equipo, al personal y a la producción.

Existen dos tipos básicos de válvulas de seguridad y alivio, las de acción directa o de resorte y las de operación por piloto.

1.6.3 AISLAMIENTO CONTRA EL FUEGO

La necesidad de proteger contra el fuego los miembros estructurales ha sido ampliamente reconocido dentro de la industria petrolera. Las estructuras de acero no protegidas expuestas al fuego, están sujetas a falla, la cual puede ser seria si resultase en colapso de las estructuras que soportan los tanques a presión y las tuberías

Las piernas soporte de las esferas son protegidas contra el fuego recubriéndolas con cemento refractario (gunita, torcreto). Se adapta un escudo protector (*deflector*) contra la lluvia en la parte alta de la protección para reducir la humedad libre bajo el cemento refractario. La superficie exterior del concreto refractario es inspeccionado visualmente cada año para localizar agrietamientos y deterioros.

Este sistema ha sido utilizado únicamente en fechas recientes por Petróleos Mexicanos, dado que, se observó durante el incendio acaecido en la terminal de ventas de San Juan Ixhuatepec, que los tanques esféricos carecían de esta protección y los que estaban expuestos al fuego estuvieron en peligro de desplomarse.

1.6.4. SISTEMAS PARA BLOQUEO Y CONTROL DE FLUJO

El sistema de bloqueo hidráulico está conformado por válvulas automáticas internas de acción rápida, las cuales van instaladas en tanques o en líneas con la finalidad de aislar una sección en caso de emergencia. Estas válvulas se utilizan eficientemente en circuitos de almacenamiento y movimiento de Gas L.P., amoniaco anhidro o productos similares, con temperaturas en un rango de -46°C a 71°C

La acción de la válvula es bidireccional con respecto al flujo y la presión, ya que permite el flujo en ambos sentidos. La válvula está diseñada para una posición normalmente cerrada bajo la acción de un balance entre un pistón y un resorte. Para abrir la válvula es necesario aplicar una presión determinada al mecanismo interno de la misma (pistón - resorte), desplazando al pistón y dejando libre las puertas de la parte externa de la válvula

En ocasiones ocurren accidentes cuando el flujo de gas L.P. a llenadera tiene que detenerse y las condiciones son tales que el operador no puede alcanzar las válvulas o bombas en la instalación de carga; por lo que se necesitan dispositivos para poder cortar el flujo de gas L.P. a control remoto. Estos dispositivos deberán colocarse estratégicamente en un lugar protegido.

1.6.5. MUROS O DIQUES PARA CONTENCIÓN

Los diques o muros de contención usualmente no son necesarios alrededor de tanques de Gas L.P. debido a la pronunciada volatilidad de este. El objetivo de colocar grupos de tanques de almacenamiento de gases licuados del petróleo, es el de evitar la dispersión del fuego en casos de emergencia fuera del grupo de recipientes afectados, ya que debido a la menor densidad de los hidrocarburos con respecto al agua, éstos permanecen en la superficie de la fase líquida cuando el área es inundada con agua de los sistemas de enfriamiento y contraincendio.

1.6.6. EQUIPO PARA PROTECCIÓN PERSONAL

Por conveniencia propia, se debe cuidar el equipo de protección personal que se proporciona, manteniéndolo siempre limpio y en condiciones de usarse en cualquier momento. La selección del equipo de protección personal debe ser adecuada al trabajo que se va a desarrollar

a) *PROTECCIÓN A LOS OJOS*

La protección a los ojos en casos de salpicaduras, se puede proporcionar mediante monogafas o pantallas faciales. En casi todos los casos, las máscaras de protección respiratoria protegen también los ojos.

b) *PROTECCIÓN A LA PIEL*

Siempre que se efectúe reparaciones en equipos en que se opere con propano o butano líquidos a muy bajas temperaturas, deberán evitarse las salpicaduras que pueden producir quemaduras por congelamiento, en estos casos se deberá usar equipo impermeable completo: botas, pantalón, chainarra, guantes, pantalla facial, además de protección respiratoria

En trabajos de rutina, bastará el uso de guantes de cuero y la ropa de trabajo con la camisa totalmente abotonada y las mangas bajas.

No se debe usar ropa de nylon o de cualquier fibra sintética porque estos materiales, por el roce, pueden producir chispas de electricidad estática lo cual representa un riesgo de incendio o explosión

Se debe tener la precaución de no usar zapatos o botas con estoperoles o clavos salientes ya que pueden originar chispas por fricción

c) *PROTECCIÓN AL APARATO RESPIRATORIO*

Cuando la concentración de oxígeno en el ambiente contaminado sea mayor de 16% y la del contaminante menor de 2% en volumen, se podrá utilizar máscara con bote químico (canister) aprobado para vapores orgánicos, los botes químicos deben ser reemplazados tan pronto como se perciba el más leve olor a hidrocarburos.

Cuando la concentración de oxígeno en el área contaminada es menor del 16% o la del contaminante mayor del 2%, deberá usarse máscara o capuchón con suministro de aire forzado

Todo el equipo de protección personal debe mantenerse constantemente limpio y probado, con instrucciones precisas de antemano para su conservación

CAPITULO 2

CONSIDERACIONES BÁSICAS DE EMERGENCIA

Toda instalación industrial debe contar con sistemas de seguridad confiables y efectivos para la protección tanto del personal como de las instalaciones. Un diseño adecuado de estos sistemas debe iniciar con el análisis de riesgos respectivo a fin de estar en condiciones de eliminar o minimizar las posibles causas de siniestros en la instalación

El análisis de riesgos tiene la finalidad de identificar las áreas de mayor peligro y de riesgos específicos y asignar por experiencias o estadísticamente la posibilidad de falla de un sistema y sus consecuencias; y de ésta manera prevenir las posibles pérdidas humanas y materiales

La identificación de riesgos constituye un instrumento de información que permite evaluar las condiciones de seguridad para adoptar las medidas pertinentes para asumir, anular, disminuir o transferir el riesgo

Las razones de la identificación se clasifican en cuatro grupos

<i>LEGALES</i>	Cumplimiento de la normatividad legal vigente
<i>SOCIALES</i>	Afectación de las personas, del entorno social y del medio ambiente
<i>ECONÓMICAS</i>	Exposición a pérdidas económicas y fijación de aspectos económicos en contratos de seguros, etc
<i>POLÍTICAS</i>	Afectación inter estatal o relaciones internacionales

Los objetivos inmediatos de la identificación son

- Información de las condiciones de seguridad.
- Detección de posible situación de peligro

Los objetivos mediatos de la identificación son:

- Evaluación del riesgo.
- Recomendación de medidas correctivas
- Instalación de un sistema de seguridad.

Se entiende por análisis de riesgos: La estimación de la posibilidad de que un riesgo ocurra, analizando las consecuencias del riesgo en comparación con los resultados anteriores, para decidir si se debe de tomar en cuenta una acción o se minimicen las consecuencias al dejar correr el riesgo.

El análisis de riesgos es una actividad preventiva e importante en el control de accidentes, es también una herramienta que ayuda al supervisor a desarrollar la habilidad para detectar riesgos, le proporciona guías para eliminar condiciones y actos inseguros. Es aplicable a todas las unidades desde que son proyectos y cuando se encuentran en operación; es por lo tanto, la base para el adiestramiento al trabajo, pero siempre hemos encontrado algunos problemas para la evaluación correcta de riesgos.

Es una actividad básica en los programas de seguridad y generalmente se determinan las operaciones ha analizar de acuerdo con estadísticas de accidentes o las operaciones que se creen más peligrosas, pero en ocasiones ocurre que las recomendaciones que se dan para la corrección de algunos riesgos no son aprobadas por la inversión que requieren; y en otras, la inversión que se hace para controlar otros riesgos es inútil o exagerada

- Para poder continuar con el desarrollo de éste capítulo se hace pertinente dar una explicación sobre algunos términos que pueden causar confusión

Las explosiones pueden producirse en forma de una deflagración o de una detonación, en función de la velocidad de combustión durante la explosión. Se produce una deflagración cuando la velocidad de combustión de la llama es relativamente lenta, del orden de 1 m/seg. En una detonación, en cambio, la velocidad de la llama es extremadamente elevada. El frente de la llama se desplaza como una onda de choque, con una velocidad normal de 2000 a 3000 m/seg. Una detonación genera mayores presiones y mucho más destructiva que una deflagración. La presión máxima causada por una deflagración en un recipiente atmosférico cerrado gira en torno a los 70 - 80 Kpa, mientras que una detonación puede alcanzar fácilmente una presión de 200 Kpa. El hecho de que se produzca una deflagración o una detonación dependerá del material de que se trate, así como de las condiciones en que ocurre la explosión. Por lo común, se acepta que una explosión en fase de vapor requiere cierto grado de limitación para que se produzca una detonación.

2.1. CAUSAS DE INCENDIO

Para poder determinar un riesgo primero se analizan las causas de un incendio para lo cual explicaremos que es el fenómeno BLEVE. BLEVE significa **Explosión por Expansión de Vapores de un Líquido en Ebullición**.

En la investigación de incidentes en los cuales han explotado recipientes, el personal investigador usualmente principia suponiendo que los sistemas de alivio no operaron, solamente después de que dichos sistemas de alivio han demostrado estar en condición satisfactoria es cuando la alta temperatura se ha tomado en consideración como causa de la falla.

Como ejemplo, podemos mencionar que en 1966 en Feyzin, Francia, ocurrió una fuga en un tanque de almacenamiento de 2000 m³ de propano a una presión de 8.8 kg/cm²; la fuga se incendió y un fuego intenso ardió bajo la esfera. El cuerpo contraincendio recibió instrucciones para usar agua en el enfriamiento de los recipientes cercanos, se consideró en esos momentos que la válvula de seguridad protegería el recipiente incendiado; para apoyar este último punto de vista, la válvula de alivio actuó después de hora y media de iniciado el incendio, el recipiente explotó y una ola de propano ardiendo barrió con el cuerpo de bomberos y el fuego se extendió poniéndose fuera de control. El recipiente explotó porque la parte superior no humedecida por agua de contraincendio, recibió un calentamiento a tal temperatura que disminuyó la resistencia de acero; abajo del nivel líquido, el líquido en ebullición absorbió el calor evitando que el acero se calentara demasiado. Bajo estas condiciones, el recipiente no pudo soportar la presión interna

Han ocurrido otros accidentes similares cuando carros tanque de ferrocarril y autos tanque cargados con Gas L.P. a presión, han sido expuestos al fuego sin enfriamiento de agua. Como ejemplo, un auto tanque que contenía Gas L.P. tuvo un accidente vial cerca de Deer Park, Penn., como resultado una tubería fue dañada y el Gas L.P., que se fugó se incendió envolviendo la parte trasera del tanque. Los bomberos enfriaron el edificio cercano pero no el tanque y después de 45 minutos, el recipiente explotó. El casquete de la parte trasera del tanque fue expulsado a 275 metros del lugar, matando 11 personas en su camino.

Cuando una explosión de este tipo ocurre, heridas y daños pueden ser causados de 4 diferentes maneras

- 1 Los trozos del recipiente a presión vuelan en todas direcciones con gran fuerza y matan o causan heridas a personas distantes hasta 300 metros o más del lugar de la explosión
- 2 La presión del gas que escapa en ese momento puede lastimar personas que no fueron tocadas por los proyectiles antes descritos, edificios y estructuras pueden ser dañados por este mismo motivo.
- 3 El gas que al momento de la explosión escapa, se inflama y el calor radiante alcanza tal intensidad que produce serias heridas a personas e incendian edificios.
4. El gas o líquido al escapar se mezcla con el aire y explota produciendo una segunda onda de presión que aumenta los daños alrededor

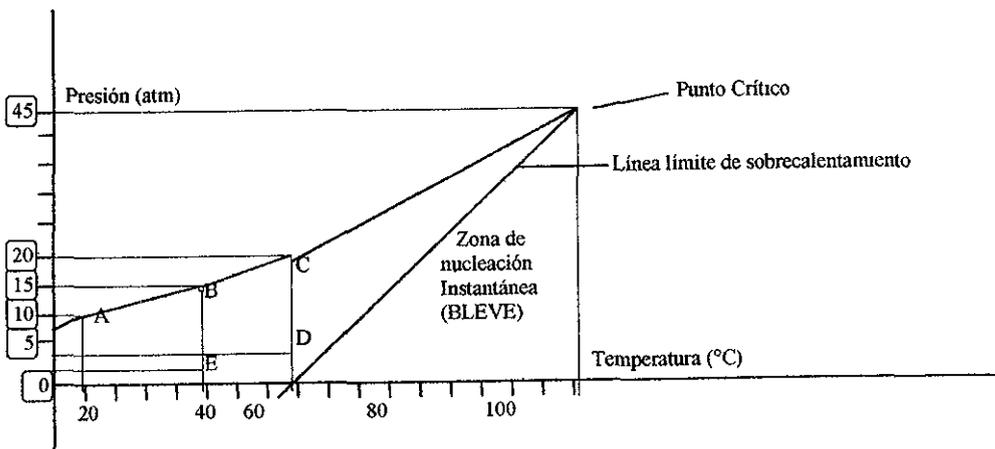
Comportamiento del propano ante un calentamiento y despresurización brusca

Si tenemos un depósito de propano a la temperatura ambiente (20°C), viendo la curva de equilibrio habrá fase gas y fase líquido en equilibrio a una presión de unas 8 ó 9 atmósferas. Existen, pues, condiciones de saturación. Supongamos que las paredes de este depósito, accidentalmente, entran en contacto con el fuego o foco de calor, la temperatura aumentará y, por lo tanto, la presión también. Supongamos que llega a unos 40°C situándose en las condiciones del punto B. Si en este momento, bien por impacto o por falla del material o por cualquier otra causa, se abre una grieta o agujero, la presión descenderá bruscamente según una línea vertical hasta alcanzar las condiciones del punto "E". Aunque, como se ha indicado antes, en los primeros momentos no habrá en la masa del propano suficientes núcleos indicadores de la ebullición con lo que se producirá el "equilibrio", no habrá BLEVE, ya que el líquido no está en la zona donde suele producir la nucleación espontánea. Pasados unos instantes y debido a dicho desequilibrio ocurrirá una ebullición violenta del líquido pero, como no se habrá alcanzado la línea de sobrecalentamiento, no es previsible que se produzca una BLEVE, ya que no habrá nucleación espontánea. Por supuesto que se vaporizará una gran cantidad de propano en pocos segundos, que producirá efectos violentos e, incluso, puede fracturarse el depósito y producir otros daños en el lugar, pero no habrá la temida explosión por la expansión del vapor.

Si por el contrario, no se produjese el relajamiento del depósito - vaporización menos violenta - por el agujero o grieta saldría propano que, probablemente si encuentra una chispa o llama, entraría en ignición. En ninguna de estos dos supuestos se habría producido una BLEVE.

Supongamos, como una segunda hipótesis, que la falla del material ocurre en las condiciones del punto "C", es decir, a unos 55°C. Tampoco, en un primer momento, como en el caso anterior, hay suficientes núcleos para iniciar la vaporización. Sucede que entonces su rápida despresurización tendrá lugar por la línea vertical hasta una presión de unas 3.3 atmósferas donde sí se producirá la nucleación espontánea al haber alcanzado la línea de sobrecalentamiento, pudiendo entonces ocurrir una explosión BLEVE en una fracción de milisegundos.

La energía de esta explosión es función directa de la masa total del fluido que tuviere el depósito y de la diferencia de presión entre la presión de vapor del punto donde se halle en equilibrio en aquel momento y la correspondiente presión marcada en la curva de sobrecalentamiento (donde corta la vertical)



Es curioso pues, comprobar que la BLEVE, para la misma masa, puede ser más violenta si la falla del depósito tiene lugar a temperaturas y presiones mucho más bajas en las del punto crítico que en las proximidades de éste y eso aunque la energía acumulada cerca del punto crítico sea, paradójicamente, mucho mayor.

Para que se produzca una BLEVE, es necesario que *reviente* (no necesariamente que explote el tanque) y esto se puede hacer por calentamiento que es igual al reblandecimiento del material más el concurso de la presión interior.

Todo lo anterior nos lleva a que, independientemente de los sistemas más extendidos de prevención de estas explosiones (limitar la presión, separar los recipientes de los incendios, refrigerarlos, evitar impactos físicos sobre ellos, etc.), una de las medidas más racionales sería diseñar las válvulas de seguridad (alivio) para que se abran a una presión no mayor a la que le corresponda, en las curvas de presión de vapor, con la temperatura de corte de la línea de sobre calentamiento con el eje de temperaturas (abcisas)

Para el caso concreto del propano, esta temperatura es de 53°C y la presión correspondiente de 16.3 atm. Entonces, se sugiere que las válvulas no deberían ajustarse para apertura por encima de dicho punto.

El riesgo se mantiene latente en el área de almacenamiento de Gas L.P., tomándose las medidas necesarias para que no ocurra un accidente; sin embargo cuando el fuego se presenta o una medida de seguridad sobrepasa el límite permitido, siempre se debe saber qué hacer en esos momentos. A continuación se menciona algunas medidas que se deben tomar:

1. SI EXISTE FUEGO EN EL ÁREA POR IGNICIÓN DE FUGAS O EQUIPOS.

- A. Disparo del sistema de agua contra incendio para riego de esferas desde la sala de control.
- B. Paro de bombas
- C. Bloqueo de las líneas de la unidad y aviso al personal de operación o a control de procesos.
- D. Bloqueo de circuitos utilizando las válvulas hidráulicas si fuese necesario.
- E. Evaluar la situación desde el campo, teniendo en consideración los siguientes puntos:

Zonas de incidencia de las llamas sobre las esferas
Zonas de impacto de la radiación.
Nivel de líquido en las esferas afectadas.
Zonas secas de las envolventes, pintura o recubrimiento afectado
Deformación de la envolvente.
Evolución de las presiones
Desahogo de seguridades hacia el quemador y a la atmósfera.

El jefe de contra incendio debe estimar los problemas con rapidez, dándole prioridad a la obtención de enfriamiento inmediato, pero sólo en los puntos necesarios. Para esto debe bloquear el agua de las esferas que no necesiten enfriamiento, ahorrando agua y aumentando la capacidad de las que continuarán con el riego en servicio.

En el caso de esferas que contengan líquido y que no sufran un impacto fuerte de radiación puede ser suficiente tomando en cuenta solamente el riesgo superior para enfriar la esfera y así se tendría un considerable ahorro de agua.

- F. Continuar la vigilancia de las presiones, alarmas, desahogos de seguridad y los otros datos, con objeto de ir adecuando las acciones con las exigencias de cada momento.
- G. Si el fuego afecta a líneas, desplazar el producto con agua contra incendio desde las tomas previstas para ellos, dado que incrementaría posteriormente la magnitud de la emergencia.

En el caso de incendios alimentados por fugas de producto en líneas o en la propia esfera, debe sustituirse dicho producto por agua, manteniendo la fuga de este elemento hasta el total control de la emergencia.

No se debe intentar sofocar el fuego de una fuga sin antes controlar y eliminar la propia fuga, sustituyéndola por agua.

Normalmente no debe intentarse apagar un fuego de gas en el lugar de la fuga. Después de cortar el flujo de gas hacia la fuga, el incendio se apagará solo. Si se apaga el fuego antes de este momento, los vapores se escaparán para cubrir un área muy grande, con la posibilidad de una posterior explosión, pudiendo quedar atrapados trabajadores así como otros equipos que originalmente no se habían dañado.

H La influencia del fuego sobre los equipos de áreas próximas, como otros tanques, debe ser evaluada una vez asegurada la refrigeración, procurando cobertura de espuma a sellos o al producto y enfriando su envolvente exterior.

I. Los incendios más peligrosos son producidos por el contacto de la llama con la superficie exterior de la esfera, por encima del nivel de líquido, en zona sin aislamiento y con carencia de enfriamiento.

Estas situaciones son las más favorables para la aparición del fenómeno BLEVE y aún no siendo una situación fácil de darse en nuestro almacenamiento, deben tomarse las precauciones específicas.

A) Siendo el enfriamiento el método más efectivo, debe tenerse muy presente su importancia y la necesidad de obtenerla inmediatamente.

B) Un enfriamiento que demore por encima de 15 minutos en aplicarse, provoca una situación sumamente peligrosa.

C) Desalojar de la zona todo el personal, incluido brigadas de contraincendio que no sea estrictamente necesario para mantener las labores de enfriamiento y vigilancia.

D) Los actuantes de las brigadas deben trabajar con traje de protección completo, buscar protección en elementos naturales del área, como taludes, equipos, etc., y emplear agua de rocío (niebla) de auto protección para realizar reconocimiento del área.

E) Se debe tener presente que un método de neutralización de un BLEVE consiste en disminuir la presión del recipiente, evitando que reviente. De todas formas, esta operación tiene ciertas limitaciones en su realización, según el tipo de emergencia, dados los problemas de seguridad, rapidez, etc.

F) Se debe asegurar una buena comunicación entre todos los elementos de la brigada y el puesto de mando, pudiendo captar en todo momento la información necesaria para tomar decisiones o asegurar una evacuación.

2. FUEGO EN EQUIPOS DE ÁREAS CIRCUNDANTES QUE IRRADIAN GRAN CANTIDAD DE CALOR.

a) Enfriar inicialmente todas las esferas expuestas a la radiación, no siendo necesario en la mayoría de las ocasiones realizar un disparo general del sistema de riego con agua contraincendio, ni recomendable.

b) En el caso de esferas que no sufran mucha radiación y tengan nivel de líquido, puede ser suficiente el riego del hemisferio superior, ahorrando agua en caso de limitación de ésta por la abundante utilización.

3. LA OPERACIÓN DE LA ESFERA CUANDO SE ENCUENTRA EN SUS VALORES LÍMITES DE NIVEL, PRESIÓN Y TEMPERATURA.

A. En las esferas se debe tener un sistema de alarma por alto nivel siendo el mejor detectado por infrarrojo. También puede ser un síntoma de sobrellenado la aparición de alta presión y el consiguiente disparo del quemador, se deberán tomar las siguientes medidas:

- * Para bombas suspendiendo la transferencia a dicha esfera
- * Bloquear esferas con sus válvulas del múltiple y al pie de las mismas.
- * Bloquear llegada de producto de las plantas de proceso si se está recibiendo y avisar a control de procesos.
- * Sólo en casos de extrema urgencia será necesario disparar el bloqueo de válvula hidráulicas, pero esto no asegura que continúe recibiendo producto.
- * Efectuar transferencias para retornar a un estado normal de operación, sin quedar alarmas activadas

B. La presión en las esferas es regulada por la válvula de seguridad, la cual se puede disparar y descargar al quemador, las medidas que se deben tomar son

- * Parar las operaciones en marcha.
- * Revisar la situación del área de acuerdo con el procedimiento
- * Analizar las hojas de marcha, comparar valores y detectar las causas que originan las diferencias.
- * Válvulas bloqueadas falta de capacidad de enfriamiento o de desfogue de gas, suelen ser las causas más frecuentes.
- * Aligerar la presión comunicando su fase gaseosa con otra esfera de baja presión, aumentar la capacidad de enfriamiento o aliviar directamente hacia el quemador
- * Enfriamiento externo en último caso

C. La baja de temperatura al límite de los 0°C es causada por la vaporización del líquido al extraer parte de él, provocando una baja de presión y originando fuertes enfriamientos al pasar de fase líquida a gaseosa; las medidas que se deben tomar son

- * Suspender la operación de extracción de líquido o aportar una cantidad suficiente de gas de otra esfera para su presurización
- * Transferir producto a mayor temperatura de otra esfera. Estas emergencias se producen muy lentamente, solucionándolas sin grandes urgencias

4. EXISTEN ZONAS CON EXPLOSIVIDAD POR FUGAS DE PRODUCTO debido a los cierres de bombas, prensas de válvulas, bridas, tapones, tuercas de unión, instrumentos, niveles visuales, roturas en líneas y mala operación.

- a) Bloqueo en circuitos de LPG acotando la zona de fuga, utilizando si fuese necesario las válvulas hidráulicas
- b) Diluir la nube de gas y acotar su dispersión a zonas peligrosas utilizando los sistemas fijos de contraincendio o los monitores.
- c) Si el viento desplazase la nube de gas hacia las plantas de proceso, se protegerá con cortinas de agua
- d) Despresurización del circuito de la zona de fuga
- e) Desplazamiento del producto por agua

5. FUGA DE UNA VÁLVULA DE SEGURIDAD (PSV) DE ESFERA A LA ATMÓSFERA Y SU POSIBLE INCENDIO.

- a) Disparo de la protección de agua contra incendio de esferas, bloqueando a las que no lo necesitan
- b) Ahogar con CO₂, vapor o N₂, cambio de la PSV seleccionada a la atmósfera, actuando sobre válvula de 3 vías y utilizando cobertura con espray contra incendio
- c) Antes de realizar el cambio de la PSV debe asegurarse que la presión es inferior a la de disparo

2.2. ELIMINACIÓN DE RIEGOS

Es imposible eliminar todos los riesgos en una planta, pero por seguridad de la misma todos los riesgos potenciales deben eliminarse. Entonces debemos establecer lo más importante así como conocer cuales atacar primero.

Los peligros o riesgos más importantes a considerar son:

- Incendios.
- Explosiones.
- Inundaciones.
- Tormentas eléctricas.
- Choques y colapsos
- Temblores.
- Actos terroristas
- Ciclones.
- Derrames.

Existen tres puntos básicos que pueden eliminar los riesgos de incendio y/o explosiones en las plantas de proceso y que de acuerdo a la experiencia son responsables directos de la mayoría de los accidentes

1. Diseño seguro del proceso, en el cual se deberán considerar las posibles fuentes de ignición y las condiciones extremas del proceso.
2. Entrenamiento intensivo del personal y supervisión estricta sobre el cumplimiento de procesamiento de operación y control de emergencias.
3. Aplicar los programas de mantenimiento preventivo principalmente en las áreas de más riesgo

En la etapa de diseño del proceso se deberá recopilar y analizar la mayor cantidad posible sobre los materiales que se manejan y procesan, lo cual servirá de base para tener un proceso seguro para el personal, las instalaciones y el público.

No siempre es fácil identificar los riesgos (encontrar cuales riesgos están presentes en una planta o proceso), algunos son obvios, como los que se denominan condiciones inseguras y otros son tan sutiles como puede ser el comportamiento humano. De ahí que se tenga que observar la actuación del personal.

Mientras que otras veces se utiliza el método tradicional, que fue construir la planta y ver que ocurre, utilizando la experiencia que se tiene de las plantas similares o cercanas para identificar los riesgos

Otro método frecuentemente usado para identificar los riesgos son los reportes de inspección de un proceso, pero su desventaja principal es que si algún riesgo es olvidado no estará en el reporte y puede fácilmente pasarse por alto. Los reportes de inspección pueden ser satisfactorios si hay o no una pequeña innovación y

todos los riesgos ya se conocen de antes. Son menos satisfactorios cuando el diseño es nuevo, a menos que estemos haciendo una copia exacta de una planta existente que ha sido probada satisfactoriamente. Por lo tanto, la identificación de los riesgos en las plantas se enfocan sobre métodos que puedan examinar las interacciones entre el personal y los equipos.

Después que hemos identificado los riesgos, tenemos que decidir que tan lejos vamos a ir en cuanto a su eliminación o protección del personal y de las instalaciones (evaluación de riesgos)

El análisis de Riesgos es un estudio crítico y detallado de los métodos maquinaria, herramienta, personal y todas las condiciones que intervienen en la operación. El objetivo del Análisis de Operación, es enseñar al personal el ¿Qué, Cómo y Porqué?, en el trabajo que realizan y asegurarse de que cada quien haga el trabajo de la misma forma. El ¿Qué? Es la tarea que usted asigna a su personal, se debe desglosar paso a paso la operación sin dejar dudas acerca de como hacer el trabajo y señalando claramente la secuencia. El ¿Cómo?, el supervisor debe analizar y señalar claramente con que riesgos se hace cada paso de la operación, que condiciones y actos inseguros tiene, debe identificar todas las posibilidades de accidente, considerando también fatiga del equipo o rupturas, sin olvidar, polvos, humos, etc., posteriormente va a señalar las medidas preventivas para eliminar los riesgos antes señalados. El ¿Porqué?, del trabajo que esta llevando a cabo, siempre estimulándolos para que hagan sugerencias y mejorar las condiciones de trabajo, recuerde, los trabajadores deben tener bien definidos todos los pasos y riesgos de la operación ya que como todos sabemos los trabajadores son clientes de los accidentes

A pesar de todos los esfuerzos, fallaremos en prever todos los riesgos y algunos causarán accidentes. Podemos aprender de los accidentes no solo de aquellos que causan daño serio, sino también de aquellos que no. Todo análisis de riesgos consta de las siguientes etapas:

1. Estimar con que frecuencia ocurren los riesgos.
2. Estimación de las consecuencias de los riesgos.
3. Comparación de los resultados de 1 y 2 con una meta o algún criterio con el fin de decidir si es necesario o no tomar una acción para reducir la posibilidad de que el riesgo ocurra, para minimizar las consecuencias, o bien para decidir si el riesgo puede ignorarse, al menos por un tiempo.

2.3. EVALUACIÓN DE LOS RIESGOS

El riesgo nunca podrá ser eliminado completamente, pero puede ser reducido y lógicamente el esfuerzo para reducir los riesgos debe ser planificado; es decir, tratar primero los riesgos mayores

La situación económica actual que tiene la industria y los recursos limitados para invertir en la reducción de los riesgos, nos lleva a que cualquier gasto que se lleve a cabo debe ser valorado eficientemente con el objeto de dar prioridades y sobre todo justificar la inversión a los administradores y principalmente a nosotros mismos

En general se diferencian dos sistemas de evaluación de riesgos, el subjetivo basado en la impresión conceptual del diseñador que los inspecciona y el objetivo basado en la aplicación de un método científico - matemático. El primero se basa en la experiencia del diseñador y su valoración, el segundo se basa en las estadísticas obtenidas en las diferentes áreas, diseñando un modelo matemático; éste es un planteamiento científico para la representación matemática, expresiones que consideran factores probabilísticos y físicos, que influyen en el desarrollo de un posible incendio.

2.4. MÉTODOS DE ADMINISTRACIÓN DE RIESGOS

Después de identificar y evaluar la exposición a la pérdida, se debe decidir como, si es posible, deben protegerse las plantas contra las pérdidas que pueden resultar y escoger una o más de las siguientes opciones:

1. **EVITAR EL RIESGO (Terminar)** - Evitar por completo un riesgo no es muy a menudo una alternativa que se pueda utilizar. Por ejemplo, el discontinuar la producción de un artículo porque los riesgos pueden ser mayores que las futuras ganancias.
2. **PREVENCIÓN Y REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS (Tratar)**.- Si no es posible evitar cierto riesgo, será posible prevenir ciertas pérdidas futuras o disminuir a un mínimo esas que no pueden ser prevenidas. Por ejemplo, el sistema automático de aspersores
3. **TRANSFERIR EL RIESGO**.- Si un riesgo no se puede evitar y es muy severo para mantenerlo o para asegurarlo por cuenta propia este riesgo debe ser transferido. La forma más común es obtener un seguro, contratos de seguridad y acuerdos de indemnización. Esta forma debe ser considerada como la última opción que el administrador de riesgos debe intentar y debe ser usada solamente cuando no se puede encontrar otra alternativa más satisfactoria
4. **RETENCIÓN DEL RIESGO (Tolerar)** - Si todas las medidas prácticas ya se han tomado para prevenir o reducir la pérdida y todavía no es posible evitar el riesgo, el administrador debe considerar si es factible mantener el riesgo. Estos riesgos pueden ser mantenidos porque la máxima cantidad de pérdida que puede resultar sería muy pequeña para causar problemas financieros. Asumir un riesgo voluntariamente es una herramienta, pero mantener un riesgo inadvertidamente o sin intención, es un problema muy serio. Retener un riesgo inadvertidamente es el resultado de la falta de cuidado por no poder identificar los riesgos a que se encuentran expuestas las plantas de proceso.

2.5. CLASIFICACIÓN DE ÁREAS PELIGROSAS

En las plantas de almacenamiento, las chispas y los choques eléctricos son los dos peligros principales de la electricidad; las chispas y los arcos pueden causar la ignición de las mezclas explosivas gas - aire, dando como resultado explosiones o incendios. Las chispas eléctricas y los arcos ocurren en la operación normal de ciertos equipos eléctricos.

Al separar dos contactos se forma un arco debido a la inercia eléctrica (Inductancia), esta inercia o inductancia simplemente significa que la electricidad está fluyendo y tiende a proseguir su flujo (los circuitos que contienen bobinas tienen una gran cantidad de inercia eléctrica)

Cuando un área en la planta de almacenamiento se considera peligrosa, es debido a la posible presencia de gases o vapores.

El criterio para clasificar áreas peligrosas y seleccionar el equipo eléctrico es el siguiente:

- a) Áreas consideradas siempre peligrosas debido a que los gases o vapores inflamables en condiciones normales están presentes la mayor parte del tiempo.
- b) Áreas consideradas peligrosas eventuales, debido a que los gases o vapores inflamables están presentes sólo en ocasiones aisladas como resultado de rupturas, fallas, fugas y otras circunstancias no usuales.

La clasificación de las áreas peligrosas es de acuerdo al Código Eléctrico Nacional (N.E.C.) de los EE.UU.; en el cual se clasifica al equipo a usarse en áreas peligrosas en diferentes tipos y grupos aceptados por la industria en general. Las refinерías y sus áreas de almacenamiento están catalogadas en la clase I, grupo D.

Los lugares clase I, son aquellos donde existen vapores o gases inflamables en cantidades suficientes para producir ignición o mezclas explosivas.

El grupo D se refiere específicamente a atmósferas que contienen butano, propano y además entran dentro de este grupo los vapores de gasolina, hexano, nafta, benceno, gas natural, etc.

Los lugares de la clase I se subdividen en divisiones 1 y 2; los lugares clase I división 1 son los que se

consideran intermitentemente gases o vapores inflamables, bajo condiciones normales de operación. Los lugares clase I división 2 son los que pocas veces se pueden considerar peligrosos debido a que las sustancias inflamables se manejan en recipientes cerrados o sistemas de tubería de los cuales no pueden escapar a menos de que ocurra un accidente o fallo.

Lo anterior sirve como referencia para la clasificación de áreas que se hace en la NFPA 59, de las instalaciones de gases licuados del petróleo.

La N.E.C. requiere que todos los equipos eléctricos de la clase I, grupo D, división 1, sean a prueba de explosión. En las áreas clase I, grupo D, división 2, sólo el equipo que produce chispas o arcos durante la operación normal es a prueba de explosión.

El principal peligro de la electricidad estática es la chispa que al saltar puede causar la ignición de una mezcla inflamable; los líquidos inflamables refinados pueden ser cargados con electricidad estática durante el bombeo y el flujo a través de tuberías, filtrado o llenado.

Cuando los hidrocarburos líquidos refinados se bombean a un tanque, pueden aparecer dos peligros originados por la electricidad estática; el primero y más peligroso, es el chisporroteo que puede ocurrir en la superficie del líquido; el segundo, es la acumulación de la carga estática en el tanque de recibo, si el tanque está aislado de la tierra.

En la descarga de carros tanque, la electricidad estática se produce al fluir el hidrocarburo a través de filtros, bombas, tubería y al salpicar o pulverizarse el líquido. El Gas L.P. se vaporiza rápidamente y normalmente produce mezclas de vapores - aire demasiado ricas para ser inflamables; si el Gas L.P. se carga en un tanque que contenga aire suficiente, la mezcla de vapores pasa a través del rango inflamable.

2.6. ANÁLISIS DE RIEGOS

La dirección de una instalación que puede causar un accidente importante tiene el deber de luchar contra ese riesgo grave. Para ello, debe tener conciencia de la naturaleza del riesgo, de los acontecimientos que causan accidentes y de las consecuencias potenciales de esos accidentes. Esto significa que, para controlar con éxito un riesgo importante, la dirección debe poder contestar a las siguientes preguntas:

- ♣ ¿Las sustancias tóxicas, los explosivos o las sustancias inflamables constituyen un riesgo importante en nuestras instalaciones?
- ♣ ¿Qué deficiencias o errores pueden ocasionar condiciones anormales que provoquen un accidente grave?
- ♣ Si se produce un accidente importante, ¿cuáles son las consecuencias de un incendio, una explosión o un escape de sustancias tóxicas para los empleados, las personas que viven fuera de la fábrica, la planta o el medio ambiente?
- ♣ ¿Qué puede hacer la empresa para impedir que esos accidentes se produzcan?
- ♣ ¿Qué se puede hacer para mitigar las consecuencias de un accidente?

La forma más apropiada de contestar a esas preguntas es llevar a cabo una evaluación del riesgo, cuyo objetivo es entender por qué se producen los accidentes y cómo se pueden evitar o por lo menos atenuar. Por tanto, una evaluación adecuadamente realizada analizará el concepto de seguridad existente o elaborará uno nuevo; determinará los riesgos restantes, y establecerá medidas óptimas para la protección técnica y organizativa en los casos de funcionamiento anormal de la planta.

2.6.1. MÉTODOS DE EVALUACIÓN DEL RIESGO

2.6.1.1. ANÁLISIS PRELIMINAR DEL RIESGO

Este análisis se lleva a cabo como la primera etapa en una evaluación del riesgo. Comienza con el tipo de accidente que entraña materiales tóxicos, inflamables y explosivos. El procedimiento especifica los elementos del sistema (componentes de la planta como cisternas de almacenamiento, recipientes de reacción) o el acontecimiento (sobrecarga de una cisterna, reacción de desbordamiento) que pueden producir una situación de riesgo

Una vez puestos al descubierto los sistemas de riesgo, se deben especificar los acontecimientos que pueden provocar el accidente. Acontecimientos tales como “la formación de una atmósfera explosiva fuera o dentro de un recipiente de almacenamiento” o “el escape de un gas tóxico”, tendrán que examinarse con el fin de determinar los componentes de una planta que pueden causar el accidente. Los componentes, entre los que cabe mencionar las cisternas de almacenamiento, los recipientes de reacción, las tuberías, las bombas, los agitadores, las válvulas de seguridad u otros sistemas tendrán que señalarse para efectuar un examen más detallado por otros métodos de evaluación como el estudio del riesgo y de la capacidad de funcionamiento

Puesto que el análisis preliminar del riesgo es rápido y eficaz en función de los costos, y dado que identifica los problemas esenciales, la evaluación del riesgo debe siempre comenzar con este método

Sus resultados indican qué sistemas o procedimientos han de ser objeto de un análisis más profundo y qué sistemas tienen un menor interés desde el punto de vista del riesgo de accidente mayor. De este modo, es posible limitar la evaluación a los problemas esenciales, evitando así un esfuerzo innecesario

2.6.1.2. ESTUDIO DEL RIESGO Y DE LA CAPACIDAD DE FUNCIONAMIENTO

Tan pronto como un análisis preliminar del riesgo ha establecido los sistemas o acontecimientos que pueden ocasionar un riesgo de accidente mayor, es necesario estudiar qué desviaciones del funcionamiento normal de esos sistemas o qué funcionamientos defectuosos podrían provocar esos acontecimientos de riesgo. Para ello, resulta esencial hacer un examen más pormenorizado del sistema y de su modo de funcionamiento. El estudio sobre el riesgo y la capacidad de funcionamiento permite hacerlo.

El estudio del riesgo y la capacidad de funcionamiento examina la totalidad del proceso, o por lo menos las partes del proceso que se han clasificado como “pertinentes” en el análisis preliminar. Cuestiona sistemáticamente cada parte del proceso para descubrir cómo se pueden producir desviaciones de la intención del diseño y decide si esas desviaciones podrían dar origen a situaciones de riesgo de accidente mayor.

El examen se concentra sucesivamente en cada parte del diseño. Cada parte se somete a varias preguntas formuladas en torno a una serie de palabras de referencia derivadas de técnicas de estudio de los métodos. En lo esencial, las palabras de referencia se utilizan para que las preguntas, que se formulan con el fin de poner a prueba la integridad de cada parte del diseño, sirvan para analizar cada forma concebible en que el diseño se podría desviar de su intención. Habitualmente, esto produce varias desviaciones teóricas y cada desviación se estudia luego para decidir cómo podría producirse y cuáles serían sus consecuencias.

Es posible que algunas de las causas sean poco realistas, y en ese caso las consecuencias derivadas se rechazarán por carecer de interés. Algunas de las consecuencias pueden ser triviales, y su examen no se proseguirá. Sin embargo, puede haber algunas desviaciones cuyas causas sean concebibles y cuyas consecuencias sean potencialmente graves. De éstas se ha de tomar nota para adoptar medidas correctivas.

Después de examinar una parte del diseño y de registrar todos los riesgos potenciales asociados con ella, el estudio pasa a concentrarse en la parte siguiente del diseño. El examen se repite hasta que se ha estudiado toda la planta.

El objetivo del examen es poner al descubierto todas las desviaciones posibles de la forma en que el diseño

está destinado a funcionar y todos los riesgos asociados con esas desviaciones. Además, algunos de los riesgos se pueden evitar si la solución es evidente y no es probable que ocasione efectos negativos en otras partes del diseño, pudiéndose adoptar sobre la marcha la decisión de modificar el diseño. Sin embargo, esto no siempre es posible, en particular cuando puede resultar necesario, por ejemplo, obtener más información. En consecuencia, el resultado de los exámenes normalmente consiste en una mezcla de decisiones y de preguntas por contestar en reuniones posteriores.

2.6.1.3. ANÁLISIS DE LAS CONSECUENCIAS DE LOS ACCIDENTES

Una evaluación del riesgo sólo queda completa si se conocen las consecuencias de un eventual accidente. Por este motivo, la última etapa de una evaluación del riesgo consiste en analizar las consecuencias que un potencial accidente importante podría tener en la propia planta, en los empleados, en las inmediaciones de la fábrica y en el medio ambiente. Los resultados del análisis se utilizan para determinar qué medidas de protección, tales como sistemas de lucha contra los incendios, sistemas de alarma o sistemas de reducción de la presión se han de instalar.

Un análisis de las consecuencias de un accidente debe contener los siguientes elementos

- ♥ Una descripción del accidente (rotura de una cisterna, rotura de una tubería, fallo de una válvula de seguridad, incendio)
- ♥ Un cálculo de la cantidad de material liberado (tóxico, inflamable, explosivo)
- ♥ Un cálculo de la dispersión del material liberado (gas o líquido en evaporación)
- ♥ Un cálculo de los efectos (tóxicos, radiación térmica, onda de expansión)

La condición previa fundamental para un funcionamiento seguro es que los componentes puedan resistir las cargas operacionales para proteger de ese modo cualquier sustancia potencialmente peligrosa

Entre las causas de los fallos o deficiencias cabe mencionar las siguientes:

- a) Un diseño inadecuado en relación con la presión interna, las fuerzas externas, los medios corrosivos y la temperatura
- b) Un fallo mecánico de los recipientes o de las tuberías debido a la corrosión o a un impacto exterior
- c) Fallo de componentes tales como bombas, compresores, ventiladores impelentes o agitadores
- d) Fallo de los sistemas de control (sensores de la presión y la temperatura, controladores del nivel, medidores de flujo, unidades de control, ordenadores de proceso)
- e) Fallo de los sistemas de seguridad (válvulas de seguridad, diafragmas protectores, sistemas de desahogo de la presión, sistemas de neutralización, torres para combustión de gases sobrantes)
- f) Fallos de las soldaduras y las bridas

Cada una de estas causas puede provocar un accidente grave. Si se ha efectuado una evaluación del riesgo en la fase de planificación de la planta, la dirección de ésta debe decidir qué fallos requieren salvaguardias adicionales y dónde se ha de modificar o mejorar el diseño.

2.6.2. DESVIACIONES DE LAS CONDICIONES NORMALES DE FUNCIONAMIENTOS

Si bien los fallos de los componentes se pueden evitar mediante un diseño meticuloso o el mantenimiento, las

desviaciones de las condiciones normales de funcionamiento requieren un examen a fondo de los procedimientos operativos

Pueden producirse las deficiencias siguientes, que provoquen desviaciones de las condiciones normales de funcionamiento.

- a) Deficiencias en la vigilancia de los parámetros esenciales del proceso (presión, temperatura, flujo, cantidad, proporciones de mezcla) y en la obtención de esos parámetros
- b) Fallo en el suministro manual de los componentes químicos
- c) Fallo en los servicios
- d) Deficiencias en los procedimientos de puesta en marcha o parada, que podrían provocar una atmósfera dentro de la planta
- e) Formación de productos secundarios, residuos o impurezas, que podrían provocar reacciones parásitas (polimerización)

Las consecuencias de estos fallos o deficiencias únicamente se pueden entender después de examinar el comportamiento de todo el sistema en el caso de que se produzcan. Se pueden adoptar contramedidas por medio de un control de proceso seguro (automático o manual), unos buenos procedimientos de expansión, una inspección adecuada y un programa de pruebas y ensayos

2.6.3. ERRORES HUMANOS Y ORGANISACIONALES

La capacidad humana para dirigir una instalación que presente riesgos de accidentes mayores es de *importancia fundamental* no sólo para las plantas que requieren mucho trabajo manual, sino también para las plantas muy automatizadas que requieren la intervención del hombre únicamente en casos de emergencia

Los errores cometidos por el personal operativo, sin embargo, pueden ser tan diversos como sus tareas en el manejo de la planta. A continuación se enumeran algunos de los errores más comunes:

- 1) Error del operario (botón erróneo, válvula errónea)
- 2) Sistemas de seguridad desconectados debido a la frecuencia de las falsas alarmas
- 3) Error en sustancias peligrosas (error en la identificación de los materiales)
- 4) Errores de comunicación
- 5) Reparación o trabajo de mantenimiento incorrecto
- 6) Soldadura no autorizada

Estos errores humanos se producen debido a que

- El personal encargado del manejo no es consciente de los riesgos
- El personal encargado del manejo está insuficientemente capacitado para el trabajo
- Se espera demasiado del personal de explotación

Para reducir los errores humanos y organizativos, la selección metódica del personal y la capacitación regular, conjuntamente con unas claras instrucciones sobre el manejo o funcionamiento de las máquinas,

representan las características esenciales de la dirección del personal en los lugares donde existen riesgos importantes.

2.6.4. FUNCIONAMIENTO Y CONTROL

Cuando una instalación está concebida para resistir todas las cargas que se puedan producir en condiciones de funcionamiento normales o anormales previstas, la tarea de un sistema de control de los procesos consiste en mantener la planta en seguridad dentro de esos límites. Para lograrlo, se debe recurrir a sistemas como

- Un control manual
- Un control automático
- Sistemas de parada automática
- Dispositivos de seguridad
- Sistemas de alarma

La idea fundamental de un concepto de seguridad es mantener la planta o el proceso en un estado de seguridad. La variable del proceso controlada puede ser la temperatura, la presión, la magnitud de flujo, la proporción de mezcla de ciertos componentes, el porcentaje de aumento de la temperatura o un aumento o disminución de la presión.

Cualquier instalación que presente riesgos de accidentes mayores tendrán que disponer de alguna forma de sistema de seguridad. La forma y el diseño del sistema dependerán de los riesgos que presente la planta.

2.6.4.1. SISTEMAS PARA PREVENIR LA DESVIACIÓN DE CONDICIONES DE FUNCIONAMIENTO PERMISIBLES

A. Sistemas de alivio de la presión

Los discos y las válvulas de seguridad pueden liberar material en la atmósfera. Si el material liberado forma una mezcla explosiva con el aire, se debe cuidar que esa mezcla no entre en contacto con ninguna fuente de ignición antes de que se alcance el límite explosivo inferior. Si el material liberado es tóxico, se debe pasar a un sistema secundario, por ejemplo un sistema de extracción, un purificador de gases o una torre de antorcha, para no liberarlo directamente en la atmósfera.

B. Sensores de temperatura / presión / flujo.

Los sensores de temperatura / presión / flujo en el proceso ponen en marcha mecanismos como el enfriamiento de emergencia, la incorporación de un estabilizador de la reacción o la apertura de un conducto de derivación.

C. Sistemas de prevención de desbordamiento

Los controles de nivel impiden el desbordamiento de los recipientes, ya que cierran la admisión de flujo del material o lo desvían.

D. Sistemas de cierre de seguridad, sistemas de cierre de emergencia

Se trata de sistemas que paran la planta (es decir, cierran las bombas y los compresores y cierran o abren válvulas de ajuste rápido) para poner la planta en situación de seguridad. Estos sistemas se pueden poner en marcha automática o manualmente.

2.6.4.2. SISTEMAS DE ALARMA

Son sistemas que, por medio de sensores, permiten a los operarios determinar las causas de un mal funcionamiento tan pronto como se produce. Se dispone de sistemas de alarma para

- A Vigilar los parámetros del proceso (temperatura, presión, magnitud del flujo, cantidad, nivel, proporción de la mezcla, contenido en O₂)
- B Detección de deficiencias de los componentes relacionados con la seguridad (bombas, compresores, agitadores, ventiladores impelentes)
- C Detección de escapes (detectores de gas, explosímetros)
- D Detección de fuegos o humos
- E Detección de deficiencias de los dispositivos de seguridad (principio de la corriente permanente)

Además de los sistemas de seguridad que ayudan a mantener la planta en un estado de seguridad, se pueden adoptar medidas de protección técnicas para limitar las consecuencias de un accidente, entre las que cabe mencionar las siguientes:

- ☞ Detectores de gases
- ☞ Sistemas rociadores de agua (para enfriar las cisternas o extinguir un incendio)
- ☞ Chorros de agua
- ☞ Sistemas de dispersión de vapor
- ☞ Cisternas recolectoras y muros de protección

2.6.5. MANTENIMIENTO Y VIGILANCIA

La seguridad de una planta y el funcionamiento de los sistemas relacionados con la seguridad sólo pueden tener la calidad que alcancen las funciones de mantenimiento y vigilancia de esos sistemas. Por esta razón, es sumamente importante establecer un plan de mantenimiento y vigilancia de la planta que incluya las siguientes tareas:

- 1) Verificación de las condiciones de funcionamiento relacionadas con la seguridad tanto en la sala de control como en el recinto en general
- 2) Verificación de las partes de la planta relacionadas con la seguridad en el lugar mismo, es decir, mediante la inspección visual o por medio de la vigilancia a distancia
- 3) Vigilancia de los servicios relacionados con la seguridad (electricidad, vapor, líquido refrigerante, aire comprimido, etc.)
- 4) Preparación de un plan de mantenimiento y de una documentación del trabajo de mantenimiento en la que se especifiquen los diferentes intervalos del mantenimiento y el tipo de tareas que se han de ejecutar

Además, el plan de mantenimiento y vigilancia debe especificar las calificaciones y la experiencia requeridas con respecto al personal que ha de cumplir esos cometidos.

2.6.5.1. CAPACITACIÓN

Si bien las medidas técnicas son esenciales para la seguridad de la planta, ninguna planta se puede diseñar de manera que funcione sin la intervención humana.

Dado que los seres humanos pueden tener una influencia tanto negativa como positiva sobre la seguridad de la planta, conviene reducir la influencia negativa y fomentar la positiva. Ambas metas se pueden lograr mediante la elección y capacitación adecuadas del personal, que debe incluir información sobre

- ♣ Los riesgos del proceso / las sustancias utilizadas
- ♣ Las condiciones posibles de funcionamiento, con inclusión de los procedimientos de puesta en marcha y parada
- ♣ El comportamiento en caso de funcionamientos defectuosos o accidentes
- ♣ La experiencia en otras plantas análogas, en particular con respecto a accidentes o en casos en que han estado a punto de producirse

2.6.6. PREPARACIÓN DE LISTAS DE VERIFICACIÓN

Una lista de verificación es uno de los instrumentos más útiles para determinar los riesgos. Al igual que un código de prácticas, es un medio de transmitir una experiencia esforzadamente adquirida a usuarios menos experimentados. Estas listas son aplicables a los sistemas de gestión en general y a un proyecto a lo largo de todas sus etapas, partiendo con la verificación de las propiedades y características del proceso de los materiales básicos, pasando por la verificación de un diseño detallado y acabando con la comprobación de las operaciones.

Una lista de verificación debe utilizarse como comprobación final de que no se ha descuidado nada.

Para que una lista de verificación sea eficaz, debe ser utilizada y mantenida al día. En los dos extremos, existe el peligro de olvidarlas en un archivo o de adherirse ciegamente a una lista de verificación que ha quedado superada por una nueva tecnología. Es preciso evitar firmemente ambas tendencias.

Se dispone de información detallada con respecto a toda una gama de listas de verificación, con inclusión de los sistemas de gestión, el emplazamiento de la planta, la disposición de la planta, las propiedades físicas y químicas, el diseño de los procesos, las precauciones de los incidentes.

2.6.7. INSPECCIONES DE LOS LUGARES DE TRABAJO POR ESPECIALISTA

Entre los inspectores especialistas figuran los ingenieros químicos, eléctricos, mecánicos y civiles. Su trabajo consistirá en proporcionar apoyo especializado a los inspectores de fábrica generales, con inclusión de asesoramiento sobre la selección de las muestras que se han de inspeccionar y, a continuación, la aplicación de sus conocimientos especializados en la inspección ulterior.

Su labor incluirá procedimientos como.

- ◆ Inspección de los recipientes a presión en relación con el diseño, funcionamiento y mantenimiento de normas aprobadas
- ◆ Verificación de las plantas de productos químicos controladas con computadora en lo que respecta a la integridad de los programas
- ◆ Verificación de la disposición de las instalaciones de gas licuado y de las precauciones contra incendios

conexas

- ♦ Verificación de los procedimientos relativos a las modificaciones de la planta para mantener la integridad inicial de ésta después de cualquier modificación
- ♦ Verificación del diseño y de los procedimientos de mantenimiento de las tuberías que transportan sustancias peligrosas

Los inspectores especializados, particularmente los especializados en química, deberían tener cierta experiencia directa con algunas de las sustancias que entrañan un riesgo importante. Su asesoramiento puede resultar esencial cuando los inspectores de fábrica atienden a las solicitudes de licencia para establecer una nueva fábrica que entrañe un riesgo importante, especialmente en relación con las condiciones que sería necesario aplicar y con el examen de la posible repercusión fuera del emplazamiento.

Todo nuevo proyecto entraña algún elemento de cambio, pero en la industria química el grado de cambio de una planta a la siguiente es a menudo considerable. Conviene reconocer que el acervo de la experiencia acumulada recogida en los códigos, etc., está limitado por la extensión de los conocimientos actuales y sólo puede ser pertinente en la medida en que es posible aplicarla a nuevos productos, a nuevas plantas y a nuevos métodos de funcionamiento previstos en el nuevo diseño. En estos últimos años se ha puesto más claramente de manifiesto que, aun cuando los códigos de prácticas son sumamente valiosos es particularmente importante complementarlos con una anticipación imaginativa de los riesgos cuando un nuevo proyecto entraña una nueva tecnología.

2.6.7.1. MANTENIMIENTO Y EXAMEN

Se deben llevar registros apropiados con el fin de que se puedan comprobar de manera adecuada los planes de mantenimiento. Se ha de dejar constancia de cualquier reparación o sustitución importante

El alcance de cualquier examen particular y las técnicas de inspección que se han de utilizar deben ser determinadas por la persona competente. El examen de los recipientes de presión debe incluir la estructura de soporte, los dispositivos de sujeción y los cimientos.

El informe sobre el examen debe especificar los datos siguientes

- ♦ La presión máxima de funcionamiento seguro
- ♦ La presión mínima de funcionamiento seguro
- ♦ La temperatura mínima de funcionamiento seguro
- ♦ La carga máxima que sea permisible (sobre los soportes)
- ♦ La fecha del examen siguiente

Cualquier reparación o modificación realizada debe garantizar un nivel que sea por lo menos igual al de la especificación original del diseño y de la construcción. Cuando ese trabajo puede afectar a la integridad de la instalación, una persona competente debe supervisarlos y certificarlos, así como aprobar o modificar los límites de funcionamiento seguro en consecuencia.

Los empleadores deben asegurarse de que los empleados relacionados con el GLP conozca sus propiedades y riesgos. Los empleados deben recibir instrucción sobre las operaciones normales, con inclusión de los procedimientos de carga y descarga y las medidas de emergencia, lucha contra incendios y el cierre de emergencia. Esta instrucción debe ir seguida de sesiones de capacitación práctica adecuada, a fin de conseguir que cada empleado sea competente en el cumplimiento de sus deberes y también para que conozca la instalación y sus procedimientos de funcionamiento. La capacitación debe ser una actividad constante e

incluir cursos de repaso, cuando proceda

Los procedimientos de emergencia se deben ejercitar por lo menos una vez al año y todas las actividades que se llevan a cabo en las instalaciones de GLP deben ser ejecutadas por un personal adecuadamente capacitado. Se debe designar y capacitar a un número suficiente de personas para que supervisen los procedimientos y las actividades en la instalación.

CAPITULO 3

NORMAS APLICABLES

ANÁLISIS DE LAS NORMAS APLICABLES VIGENTES.

APLICACIÓN DE LAS DISTINTAS NORMAS.

3.1. UBICACIÓN DE TANQUES

La ubicación de las plantas de almacenamiento de gases licuados del petróleo, es uno de los puntos más importantes en cuanto a la seguridad ofrecida a la comunidad en general, ya que en caso de siniestro en dichas plantas, la distancia hacia lugares poblados, establecimientos comunales, etc., va a resultar trascendental en los daños que se causen a personas y bienes materiales.

A. NORMAS DE PETRÓLEOS MEXICANOS

Petróleos Mexicanos no hace referencia en cuanto al distanciamiento de sus plantas de almacenamiento con respecto a propiedades adyacentes, construcciones no asociadas con la planta, ni el límite de plantas no asociadas con el manejo de Gas L.P.

B. NORMA 2510 DEL INSTITUTO AMERICANO DEL PETRÓLEO (API 2510)

Se indica que la localización de los tanques sobre la superficie deben estar de acuerdo a lo siguiente

- a) Localizarse fuera de construcciones.
- b) La distancia al límite de propiedades adjuntas debe ser de 45 metros cuando los tanques tengan capacidades individuales de 1000 a 2000 metros cúbicos (6918 a 13836 barriles) y de 60 metros cuando los tanques sean de una capacidad mayor de 2000 m³ (13836 barriles)
- c) La distancia mínima hacia líneas de transmisión eléctrica que pasen por encima de equipos de almacenamiento, hacia edificios ocupados regularmente, instalaciones de carga y descarga, máquinas estacionarias de combustión interna, debe ser de 7.5 metros.
- d) La distancia mínima hacia canales navegables, diques y muelles, debe ser de 15 metros.
- e) A demás, los recipientes que contengan Gas L.P., no deben estar localizados dentro de diques de contención en donde se encuentren tanques de líquidos combustibles o inflamables

C. NORMA 59 ASOCIACIÓN NACIONAL DE PROTECCIÓN CONTRA EL FUEGO (NFPA 59)

La NFPA establece lo siguiente:

- a) Los recipientes de almacenamiento de LPG deben estar ubicados fuera de construcciones
- b) Los tanques de almacenamiento de Gas L.P deben estar a una distancia mínima tal, de construcciones no asociadas con la planta de almacenamiento o la línea límite de propiedades adjuntas, de 91 metros si la capacidad de cada tanque es de 757 a 3785 m³ (4762 a 23089 barriles) y de 122 metros en el caso de que la capacidad sea mayor 3785 m³ por cada tanque

c) En áreas densamente pobladas o congestionadas, la NFPA recomienda que existan grandes distancias o bien que se tengan cuidados especiales de acuerdo con protecciones adecuadas contraincendio. Las protecciones especiales pueden consistir en tanques reforzados o enterrados, o bien de la colocación de sistemas de espreas fijas o protección con monitores.

d) Un tanque o tanques con una capacidad conjunta que exceda de 454 m³ (2857 barriles), deben localizarse a 31 metros o más de construcciones asociadas con la planta de Gas L.P., las cuales se emplean para la generación, compresión o purificaciones exteriores esenciales para la operación de tales construcciones. Así mismo deben estar a 31 metros o más, de tanques para almacenamiento de líquidos inflamables o talleres que constituyan un riesgo para los tanques de almacenamiento de Gas L.P. en caso de incendio o explosión en las instalaciones primeramente mencionadas.

e) Si algún tanque o tanques de cualquier capacidad se localiza a menos de 31 metros o a menos de las distancias indicadas en el inciso "B", la que fuera menor, de instalaciones ocupadas para la generación, compresión o purificación de gas manufacturado, o de instalaciones compresoras de gas natural, se deben proteger estas instalaciones por medio de muros adyacentes a los tanques de almacenamiento o por otros medios apropiados, contra la entrada de Gas L.P. de alguna fuga, o de drenaje del área de almacenamiento y de los puntos de carga del Gas L.P.

f) Los tanques de almacenamiento de Gas L.P. no deben estar dentro de diques que contengan tanques líquidos inflamables ni dentro de diques que contengan tanques de almacenamiento de Gas L.P. refrigerado.

3.2. AGRUPAMIENTO DE TANQUES

Sólo la NFPA en su Norma 59 hace referencia a los criterios que deben tomarse como referencia para el agrupamiento de tanques de almacenamiento de gases licuados del petróleo. Estos criterios se basan en la forma de aplicación del agua de enfriamiento y es de la siguiente manera:

a) Si el agua para la protección contra incendio del tanque será aplicada únicamente por chorro de mangueras:

- Los tanques deben estar en grupos, siendo cada grupo de seis tanques como máximo.

- Cada grupo debe estar separado del tanque más cercano de otro grupo por una distancia de al menos 15.5 metros.

- Los tanques deben estar orientados de manera tal que sus ejes longitudinales no apunten hacia otros tanques, equipo vital de proceso, cuartos de control, estaciones de carga y tanques de almacenamiento de líquidos inflamables.

b) Si el agua será aplicada por monitores fijos:

- Los tanques deben estar en grupos de seis tanques como máximo.

- Cada grupo debe estar separado del tanque más cercano de otro grupo, por una distancia de al menos 7.7 metros.

c) Si al agua del sistema contraincendio del tanque será aplicada por espreas fijas:

- Los tanques deben estar arreglados en grupos con un límite máximo de 9 tanques por cada grupo.

- Cada grupo debe estar separado del tanque más cercano de otro grupo por una distancia mínima de 7.7 metros.

3.3. SEPARACIÓN ENTRE RECIPIENTES

A. NORMAS DE PETRÓLEOS MEXICANOS

- NORMA DE SEGURIDAD A-I-1

Los tanques de almacenamiento de gases licuados del petróleo estarán separados por lo menos seis metros de los tanques de almacenamiento de otro tipo.

- NORMA GR-IS-3600.

En el caso de tanto tanques esféricos como de tanques horizontales "salchuchas", la distancia entre tanques y tanque debe ser igual a la semi suma de sus diámetros multiplicada por 2.5

B. API 2510.

El Instituto Americano del Petróleo establecen su Norma 2510:

- La distancia mínima entre tanques de Gas L.P. y entre tanques de Gas L.P. y otros tanques de almacenamiento a presión, debe ser de un metro.
- Entre un tanque de Gas L.P. y la línea central de un dique que contenga tanques de líquidos inflamables, la distancia mínima debe ser de tres metros.

C. NFPA 59.

La NFPA indica que los recipientes deben estar localizados con respecto a la distancia entre estos:

Si la capacidad de los tanques es mayor a los 114 m³ (715 barriles), la distancia mínima entre tanques de Gas L.P. debe ser igual a ¼ de la suma de los diámetros de los contenedores adyacentes

3.4. DISPOSITIVOS PARA ALIVIO DE PRESIÓN

La norma de seguridad A-I-1 es la única que hace mención sobre los dispositivos de alivio.

En general todos los tanques de almacenamiento contarán con dispositivos de alivio que impidan la formación de presión o vacío que puedan deformar el tanque o exceder a la presión de diseño, durante las operaciones de llenado y vaciado, así como a consecuencia de los cambios de temperatura ambiente. En los tanques mencionados, los dispositivos de alivio que se instalen, tendrán por lo menos la capacidad que indica la tabla:

Área expuesta al fuego m ²	Capacidad del dispositivo de alivio, miles de aire / hora	m ³ / h
10	105	2973
20	211	5975
30	265	7504
50	354	10024
80	462	13082
100	524	14838
140	587	16621
170	639	18094
240	704	19934
280 y más	742	21010

Debe considerarse como área expuesta al fuego el 55% del área total en caso de esferas y del 75% del área total en caso de tanques horizontales y el área de la envolvente.

Además de la capacidad de los dispositivos de alivio necesaria para la operación del tanque, debe preverse una capacidad adicional de estos dispositivos para los casos de incendio, la suma podrá ser superior a lo previsto en la tabla anterior.

La capacidad de los dispositivos prevista para casos de incendio puede disminuirse de acuerdo con uno de los factores de la tabla siguiente, cuando los tanques de almacenamiento cuenten con alguna de las protecciones indicadas.

PROTECCIÓN	FACTOR
Aspersores de agua adecuados	0.3
Aislamiento térmico adecuado	0.3
Aspersores y aislamiento adecuados	0.15

A. NORMA API 2510

Cada tanque debe estar provisto de una o más válvulas con resorte de compensación, de paleta de compensación o pilotada, ajustada para descargar de acuerdo con la tabla, la cual enlista las presiones de disparo como por ciento de la presión de diseño del tanque. Las válvulas de paleta compensada no deben usarse donde la presión de disparo exceda de 2 lb/in² (14 kp). Las válvulas con piloto deben ajustarse de manera que abran automáticamente y protejan al tanque en caso de falla del diafragma de la válvula piloto (u otro dispositivo que tenga una función esencial). Los tanques que puedan sufrir daños por la formación de vacío interno, deben estar protegidos de dispositivos para alivio de vacío.

CÓDIGO DE CONSTRUCCIÓN	POR CIENTO DE LA PRESIÓN DE DISEÑO DEL TANQUE	
	Mínimo	Máximo
ASME U-68, U-69 (1949 y anteriores)	110	125
ASME (1950, 1952, 1956, 1959, 1962, 1965, 1968, 1971, 1974, 1977, y posteriores)	88	100

Las válvulas de alivio instaladas sobre tanques de Gas L.P., deben tener capacidades determinadas a 120% de la presión de disparo máxima permisible, como se especifica en la tabla de presión de disparo. Para propano bajo condiciones de incendio, la fórmula para el gasto requerida es:

$$Q_a = 32.6 FA^{0.82}$$

En donde

Q_a = Gasto mínimo requerido de aire, en ft³/min, 14.7 lb/m² absolutas y a 60°F (16°C)

F = Factor ambiental compuesto, de acuerdo con la siguiente tabla.

A = Superficie húmeda total, en ft².

La superficie húmeda, es la superficie bañada por el líquido cuando el tanque es llenado a su nivel máximo de operación. Esto incluye, al menos, la porción de un tanque, dentro de una altura de 2.5 pies (7.5 m) por encima del grado. En el caso de esferas, el término aplica a la porción del tanque que está por encima de la

elevación de su máximo diámetro horizontal o a su altura de 25 ft (7.5 m), la que sea mayor. El grado usualmente se refiere al nivel de piso, pero puede ser cualquier nivel al cual está presente un área grande de exposición de líquido inflamable.

FACTORES AMBIENTALES

FACTORES		FACTOR "F"
Recipientes metálicos atmosféricos		1.0
Espesor del aislamiento ^{a,b}		
Pulgadas	milímetros	
1	25.4	0.30
2	50.8	0.15
4	101.6	0.075
6	152.4	0.05
8	203.2	0.037
10	254.0	0.03
12 o más	304.8 °	0.025
Espesor del concreto en pulgadas		El doble del valor del factor F anteriormente indicado para el espesor equivalente de aislamiento
Instalaciones para la aplicación de agua ^d		1.0
Instalaciones de depresurización y vaciado		1.0
Almacenamiento subterráneo		0.0

Notas a la Tabla de Factores Ambientales

- a) Para darle crédito a la disminución de calor dada, el aislamiento debe resistir al desalojo por corrientes de mangueras contraincendio, debe ser incombustible y no debe descomponerse a temperaturas por encima de los 1000°F (538°C). Si el aislamiento no cumple con este criterio, o no existe, debe utilizarse el factor "F" para recipientes ambientales.
- b) Estos factores "F" están basados en un valor de conductividad térmica arbitrario de cuatro Btu / h ft² °F (in²), por pulgada de aislamiento y a una temperatura diferencial de 1600°F (871°C) cuando se utiliza un valor de calor entrante de 21 BTU / h ft², de acuerdo con las condiciones adoptadas en el API RP 520. Cuando no existan estas condiciones, debe realizarse un juicio "ingenieril" ya sea para selección de un factor "F" alto o bien, adicionando otros medios de protección a los tanques contra la exposición al fuego.
- c) El resultado del aislamiento está limitado arbitrariamente a lo que el factor "F" indica para 12 pulgadas (305 mm) de aislamiento, aunque pueden utilizarse grandes espesores. Un valor posterior, si éste es tomado, daría como resultado un dispositivo de alivio de tamaño tal, que resultaría muy pequeño, pero podría ser utilizado si garantizara las condiciones de diseño.
- d) Las películas de agua cubriendo las superficies de metal pueden, bajo condiciones iguales, absorber toda la radiación incidente. No obstante, la aplicación efectiva del agua depende de muchos factores. Temperatura de congelamiento del agua, vientos fuertes, taponamiento de sistemas, no restablecimiento del abastecimiento de agua y las condiciones de la superficie del tanque, son algunos de los factores que pueden impedir una cobertura adecuada o uniforme del agua. Debido a estas inseguridades el uso de factores ambientales "F" distintos a 1.0, se descarta generalmente para el sistema de espesas de agua.

☞ LAS VÁLVULAS DE ALIVIO DE PRESIÓN DEBEN ESTAR INSTALADAS DE MANERA QUE

1. Tengan comunicación directa al espacio de vapor
2. Minimizan la posibilidad de mezclado con el mecanismo de ajuste, el cual si es externo, deberá estar provisto de un sello.
3. Se proteja al tanque del cierre de una válvula de bloqueo o de válvulas instaladas entre el tanque y la válvula de alivio y presión, o entre ésta y su venteo de descarga. Esto puede obtenerse por medio de alguno de los siguientes procedimientos: Instalación de las válvulas de alivio sin válvulas de bloqueo Dando la capacidad de las válvulas de alivio con válvulas de paso múltiple, válvulas interconectadas o válvulas de compuerta, de tal forma que el aislamiento de una válvula de alivio no reduzca la capacidad requerida.
4. Asegurar que los arreglos a la entrada y salida permitan que la válvula de alivio de presión provea la capacidad de flujo requerida.

☞ VENTEOS DE DESCARGA

Los venteos de descarga de las válvulas de alivio de presión o los cabezales de descarga comunes, deben estar instalados de tal manera que:

1. Descarguen a la atmósfera o a un sistema de quemadores
2. Estén protegidos contra daños mecánicos.
3. Excluyen o remuevan humedad y condensado. Se puede utilizar una tapa móvil para impedir la penetración de agua de lluvia y drenes. Los drenes deben instalarse de manera que se prevengan posibles choques de flama sobre los tanques, tubería, equipos y estructuras.
4. Descarguen en un área de tal forma que:
 - Se prevengan posibles choques de flama sobre tanques, tubería, equipo y estructuras.
 - Se prevengan posibles entradas de vapores dentro de espacios cerrados
 - Estén por encima de las cabezas del personal que pudiera estar sobre el tanque o tanques adyacentes, escaleras, plataformas o sobre el nivel del piso

☞ AJUSTE DE LA PRESIÓN

Las válvulas de alivio de presión deben ser probadas a la presión a la cual deberán actuar, previamente al ser puestas en servicio.

B. NORMA NFPA 59

Lo indicado por la Asociación Nacional de Protección contra el Fuego en cuanto a los Dispositivos de Alivio es lo siguiente:

- A. Todo dispositivo de alivio del tanque de almacenamiento debe estar colocado sobre el espacio de vapor del mismo
- B. No se deben instalar válvulas de bloqueo entre el dispositivo de alivio y el tanque, equipo o tubería a la cual el dispositivo protege, a menos que el arreglo de la válvula de bloqueo sea tal que no se afecte la capacidad de flujo total del dispositivo de alivio
- C. Cualquier tubería de descarga debe estar directamente horizontal o bien hacia arriba, de tal forma que no cause choque de flama en equipos o implique un riesgo para el personal.
- D. Se puede utilizar un cabezal de descarga común para las líneas de descarga de dos o más dispositivos de alivio localizados en la misma unidad, o bien, de líneas similares de dos o más unidades distintas, previendo que el cabezal esté diseñado con una capacidad de flujo suficiente de manera que la máxima contra presión no exceda el 10% de la menor presión de disparo de una válvula convencional y de no exceder el 50% de la menor presión de disparo de una válvula balanceada. En el diseño del cabezal se debe suponer que todas las válvulas conectadas a él descarguen al mismo tiempo.
- E. Todos los venteos de descarga de una válvula de alivio de seguridad o cabezal comunes de descarga, deben instalarse de manera tal que:
 - I - Desfoguen a la atmósfera.
 - II - Estén protegidos contra daños mecánicos.
 - III - Desechen o remuevan humedad y condensado. Esto puede obtenerse mediante el uso de soleras contra la lluvia y tubos de drenado.

Los drenes deben estar instalados de manera que se prevenga un posible choque de flama sobre los contenedores, tubería, equipo y estructuras

Los venteos deben descargar en un área de forma tal que se prevengan posibles choques de flama sobre tanques de almacenamiento, tubería, equipo y estructuras, se prevengan posibles entradas de vapor en espacios cerrados; estén por encima de las cabezas del personal que pueda estar arriba del tanque o de tanques adyacentes, escaleras, plataformas o bien sobre el piso, tratándose de tanques de almacenamiento subterráneo (los cuales no existen en nuestro país), estén por encima de posible nivel de agua donde exista la probabilidad de inundación.

- G. Los dispositivos de alivio deben ser probados para que operen adecuadamente en intervalos que no excedan de 5 años
- H. Todo contenedor debe estar provisto de una válvula de alivio con resorte de compensación o su equivalente.
- I. Las válvulas de alivio del tanque deben estar ajustadas para empezar a descargar, con relación a la presión de diseño del recipiente.

3.5. SISTEMAS DE AGUA CONTRA INCENDIO

A. NORMAS DE PETRÓLEOS MEXICANOS.

Las normas de Petróleos Mexicanos establecen lo siguiente

- NORMA No. 2 607 21.

1.- REDES DE AGUA CONTRA INCENDIO

- a) En lugares donde el clima lo permita y en áreas fuera del límite de baterías de las instalaciones de una planta, la tubería se podrá instalar a la intemperie. En lugares donde exista el peligro de congelación, en zonas de instalaciones de plantas y en áreas de tránsito, la tubería irá enterrada. En la forma que generalmente forma circuitos cerrados pudiéndose instalar un máximo de 12 hidrantes en cada circuito cerrado si el diámetro de la tubería lo permite.
- b) En las redes de agua contraincendio que se requieran presionar por bombas estacionarias se deben de instalar por lo menos dos bombas, una accionada por motor eléctrico y otra por cualquier otro medio de accionamiento, tales como motores de combustión interna, turbinas de vapor, turbinas de gas, etc. Cuando el tamaño de la red lo haga necesario se localizarán varias instalaciones de bombeo.
- c) Se deben instalar hidrantes en todas las áreas donde sean necesarios, pero en las áreas de proceso y almacenamiento de materiales combustibles, se tendrá un mayor número de ellos. Estos se determinarán de acuerdo con las condiciones de cada caso específico.

Quando sean requeridos monitores en áreas de almacenamiento de productos inflamables, su localización, capacidad y número de ellos, se decidirá de acuerdo con los riesgos de cada área en especial.

2.- CAPACIDADES DE LAS FUENTES DE ALIMENTACIÓN.

- a) La fuente primaria debe tener capacidad suficiente para asegurar un suministro continuo. Se recomienda que la capacidad sea de 150% el gasto total necesario para satisfacer el riesgo mayor de la instalación durante un periodo de 8 horas, mínimo.
- b) La capacidad de almacenamiento de la fuente secundaria debe ser capaz de mantener el gasto necesario en caso de incendio. La capacidad de almacenamiento dependerá de la extensión, localización y peligrosidad del área a proteger.

Para áreas de instalaciones industriales y su almacenamiento de productos inflamables, la capacidad de almacenamiento debe ser suficiente para que la bomba funcione durante un periodo de cinco horas, de acuerdo con el gasto máximo previsible según los riesgos y tamaño que éstas tengan. Puede utilizarse agua contenida en las torres de enfriamiento, plantas de tratamiento, etc., pero este volumen no debe considerarse como almacenamiento de la fuente secundaria.

- c) La capacidad de bombeo debe ser tal que permita mantener los gastos y presiones requeridos para combatir el incendio de riesgo mayor existente en la instalación. La capacidad nominal de las bombas que se instalen puede ser 16, 31, 47, 63, 94, 126, 158, l.p.s. (250, 500, 750, 1000, 1500, 2000, 2500, g.p.m.) o mayores.

El número de tomas alimentadas simultáneamente debe ser como se indica a continuación

Capacidad nominal de la bomba	G.P.M	250	500	750	1000	1500	2000	2500
	L P S	16	31	47	63	94	126	158
No. De tomas para manguera	2 ½ "	1	2	3	4	6	6	8
	1 ½ "	3	6	9	12	18	18	24

d) El agua los suministros de agua que contengan sal u otros materiales que afecten los sistemas de protección contraincendio debe evitarse en todo lo posible. De preferencia se debe utilizar agua limpia y dulce aunque no sea potable. Esta agua no deberá emplearse para alimentar otras líneas que no sean de la red contraincendio. En instalaciones con sistemas de aspersores siempre debe usarse agua limpia y dulce

3 - HIDRANTES Y MONITORES.

a) Espaciamiento máximo entre hidrantes y monitores:

En áreas de instalaciones de proceso y almacenamiento de productos altamente inflamables, los hidrantes se deben colocar a una distancia de 30 a 50 m uno del otro

Los monitores se colocarán de acuerdo con el alcance que tengan con chorro y nebla, disposición, forma y riesgo inherente del equipo por proteger

b) La presión mínima en las tomas y dispositivos necesarios para cubrir los riesgos a proteger en cada caso particular, pero nunca menor de 7 kg/cm^2 (100 lb/plg^2) man. En las condiciones más desfavorables y al 100% de capacidad del sistema

La velocidad razonable del agua para la selección del diámetro de la tubería es entre 1.2 a 2.4 m/seg (4 a 8 ft/seg)

4.- INSTALACIÓN DE TUBERÍA

En áreas fuera de instalaciones industriales, caminos de tránsito y en lugares donde el clima lo permita, la tubería se puede instalar superficialmente o en trincheras poco profundas cubiertas con rejillas. En áreas de instalaciones industriales, caminos o lugares donde la temperatura ambiente baja de 0°C se debe enterrar a una profundidad mínima de 75 cm. En las instalaciones de proceso y en sus áreas de almacenamiento, se debe procurar que la red de agua contraincendio forme circuitos que contengan 12 hidrantes como máximo. instalándose válvulas de seccionamiento en lugares que permitan aislar secciones del sistema de tuberías cuando haya necesidad de efectuar reparaciones o aplicaciones. Cuando existe más de una fuente de suministro se deben instalar válvulas de seccionamiento en cada fuente

5 - BOMBAS

a) Se deben seleccionar bombas tipo turbina vertical y/o centrífuga horizontal de caja bipartida, dependiendo de las condiciones de succión.

b) Las bombas horizontales deben ser usadas cuando el nivel mínimo de succión está arriba del eje de la bomba.

c) Cuando no se tenga una carga positiva en la succión, como en aquellos casos en que se deba extraer el agua de pozos profundos, cisternas, etc., se recomienda usar bombas tipo turbina vertical, debiéndose tener en cuenta que los impulsores de la bomba deben colocarse abajo del nivel dinámico.

6.- ACCESORIOS.

a) No se permite el uso de válvulas de globo en ningún lugar de las redes de agua contraincendio

- b) En cada línea de descarga de las bombas contraincendio se debe instalar una válvula de retención, debiendo localizarse ésta lo más cerca posible de la bomba.

- NORMA DE SEGURIDAD No 01 0 26.

Esta norma especifica los mismos puntos que la 2 607 21; así mismo establece que en las zonas donde el clima lo permite, se debe procurar que la red de contraincendio no se construya enterrada, en áreas fuera de plantas. En este caso, las tuberías, de acuerdo a la norma, deben tenderse en truncheras abiertas con superficie de mampostería o sobre durmientes de concreto. Dentro del área de plantas la red de contraincendio deberá construirse enterrada.

- NORMA GR-IS-3600.

Esta norma indica que además de lo previsto por las normas 2.607.21 y 01 0 26, los tanques de almacenamiento de Gas L.P. deben contar con las siguientes instalaciones para enfriamiento:

A.- Los tanques a presión de Gas L.P. se protegerán individualmente por medio de espreas siguiendo las recomendaciones que se mencionan:

a) El agua se suministrará en densidades netas no menores a 10 litros por minuto sobre metro cuadrado de superficie expuesta sin aislante y el volumen resultante se distribuirá como sigue.

* Para la superficie del hemisferio superior, el agua se aplicará mediante un tubo deflector o cono distribuidor situado en la parte superior de la misma. Este tubo deberá diseñarse para conducir el volumen de agua necesaria para cubrir la superficie de la mitad superior de la esfera.

* Para la superficie del hemisferio inferior, el agua se aplicará mediante boquillas aspersoras de ángulo de cobertura amplio, las cuales estarán instaladas en dos cabezales o anillos

El primer anillo, que deberá situarse en el polo inferior de la esfera, deberá contener cuatro boquillas aspersoras distanciadas entre sí de tal manera que los extremos horizontales de los conos de aspersión se traslapen.

El tamaño de las boquillas deberá determinarse de tal forma que entre todas ellas se proporcione el volumen de agua necesario para cubrir la superficie de la mitad inferior de la esfera y la cantidad estará en función de la distancia de la boquilla a la pared del tanque.

* En todo caso, la distancia entre las boquillas aspersoras y la pared de la esfera deberá ser de 0 76 m (30 pulg) como mínimo.

* Debido a que los miembros estructurales que sustentan la esfera forman sombras o claros que impiden el deslizamiento uniforme del agua sobre la placa de la esfera, se debe considerar una boquilla adicional por cada miembro estructural para ser instalada en la parte superior de estos últimos y asegurar la distribución del agua en toda la superficie; estas boquillas se alimentarán con ramales individuales sacados del anillo superior de aspersores

B.- Para el diseño de tuberías y selección de las boquillas aspersoras deberán tomarse como base una presión de diseño de 5.63 kg/cm² (80 lb/plg²) así como también una velocidad de flujo en las líneas que fluctúan entre 1 8 y 3.0 m/seg (6 y 10 ft/seg).

C - La alimentación para cada esfera debe hacerse por medio de un cabezal con capacidad suficiente para conducir el 100% del volumen de agua requerido para protección de la esfera, el cual deberá contar con las siguientes características

I Cada uno de los extremos del cabezal de alimentación debe injertarse a diferentes secciones del circuito de la red general de agua contraincendio.

II. La alimentación del cabezal que se encuentre situado más cerca de la esfera, debe controlarse mediante una válvula automática con bloqueo para darle mantenimiento

III La alimentación del otro extremo del cabezal debe controlarse mediante una válvula de acción manual, la cual debe localizarse en un punto accesible y lo suficientemente alejada de manera que no ofrezca riesgos al personal que la opera en caso de emergencia.

IV. Debe instalarse una purga en la parte más baja del cabezal que permita drenar el agua cuando éste no se encuentre en operación

V. El cabezal de alimentación tendrá dos derivaciones: una para alimentar el cono distribuidor y otra con válvulas de bloqueo para alimentar los dos anillos de aspersores (esta válvula debe localizarse inmediatamente después del injerto con el cabezal). Después de esta válvula debe instalarse un filtro en "Y" que no permita el paso de partículas mayores de 4 7 mm (3/16 pulg)

D - Los tanques a presión cilíndrica horizontales "salchichas", se protegen por medio de espreas siguiendo las recomendaciones mencionadas a continuación:

I. El gasto total requerido se calcula sobre la base de 10 litros de agua por minuto por metro cuadrado de superficie total del tanque.

II El diseño del sistema de enfriamiento se debe hacer de tal modo que el agua humedezca el 100% de la superficie del tanque y el número de espreas será el requerido para dar gasto total.

III. Cada batería de salchichas debe contar con sistema de doble alimentación de agua, una manual y una automática

E. Gasto necesario para enfriamiento Para efectos de dimensionar el cabezal general de agua de enfriamiento en área de esferas, se debe considerar que en caso de incendio se abrirán los sistemas de todas las esferas comprendidas en un radio de 50 metros a la redonda.

- NORMA DE SEGURIDAD E HIGIENE INSTITUCIONAL No. 01.0.26

* El gasto total en el caso de tanques esféricos a presión se considerará que al incendiarse una de las esferas se abrirá todo su sistema de agua de enfriamiento y solamente los conos superiores de todas las esferas comprendidas en un radio de 2.5 veces el diámetro a partir de la tangente de la esfera considerada. Más tres hidrantes monitores localizados estratégicamente cuando se trate de esferas de 15000 barriles y mayores, y dos monitores cuando se trate de esferas menores a 15000 barriles. El gasto de enfriamiento se calculará sobre la base de 10 litros de agua por minuto por metro cuadrado (0.25 gpm/pie²) de superficie expuesta

* Todas las válvulas deben ser de compuertas y vástago ascendente y estar identificadas.

- * Terminada la instalación de la tubería de la red de distribución de agua contraincendio, debe probarse hidrostáticamente durante 24 horas, como mínimo, a una presión manométrica no menor de 14 kg/cm^2 (200 lb/pulg^2). Si la presión máxima de operación que será mantenida en la red es mayor de 10.5 kg/cm^2 (150 lb/pulg^2), entonces la presión de prueba será 3.5 kg/cm^2 (50 lb/pulg^2), mayor que la presión de operación de la red
- * La capacidad de las bombas debe ser tal que permita mantener los gastos necesarios para combatir el incendio del riesgo mayor. Deben tener la característica de proporcionar cuando menos 150% de su gasto nominal operando como mínimo a 65% de su presión nominal. Cuando el gasto sea cero (operando la bomba a válvula cerrada en la descarga) la presión desarrollada por la bomba no debe ser mayor a 140% de su presión nominal
- * El diámetro de la tubería de succión para una o varias bombas (instaladas para operar simultáneamente), debe satisfacer las condiciones siguientes: Que pueda manejar la capacidad nominal de bombeo con una velocidad máxima de 1.5 m/seg (5 pie/seg). Que pueda manejar el 150% de la capacidad nominal de bombeo con una velocidad máxima de 4.57 m/seg (15 pie/seg). Que la presión manométrica en la brida de succión de la bomba no sea menor de 0 kg/cm^2 (0 lb/pulg^2), cuando la bomba esté operando al 150% de la capacidad nominal.
- * El diámetro de la tubería de descarga debe satisfacer el 150% de la capacidad nominal de bombeo con una velocidad máxima de 6.2 m/seg (20 pie/seg)

B. NORMA API 2510.

No se hace mención sobre sistemas de agua contraincendio, ya que se refiere al diseño y construcción de las instalaciones de almacenamiento de Gas L.P.

C. NORMA NFPA 59

Se recomienda utilizar mangueras para el abastecimiento de agua, equipadas con boquillas combinadas (en rocío y directa) para permitir una amplia adaptabilidad en el control de incendios. Si es posible obtener una cantidad suficiente de agua, puede considerarse completa por medio de espreas fijas

Además de esto, la NFPA establece cómo se deben agrupar los recipientes de almacenamiento en los distintos casos de aplicación del agua de enfriamiento.

3.6. SISTEMAS PARA BLOQUEO Y CONTROL DE FLUJO.

A. NORMAS DE PETRÓLEOS MEXICANOS.

- NORMA GR-IS-3600.

La norma indica que todas las esferas Y salchichas deben contar con válvulas internas accionadas mediante un sistema hidráulico (sistema Vickers) para evitar la entrada o salida de producto en caso de emergencia

B. NORMA API 2510.

a) Válvulas de Bloqueo: Deben estar instaladas en todas las conexiones de los tanques, excepto sobre las que vayan las válvulas de seguridad.

- b) Dispositivos automáticos y de control remoto Como equipo opcional se pueden utilizar válvulas de bloqueo automáticas, válvulas de bloqueo operadas a control remoto o una combinación de éstas, cuando los tanques sean operados a distancia, reciban Gas L.P. a altos rangos de flujo o bajo otras circunstancias en las cuales el diseñador lo considere adecuado.
- c) Se recomienda la instalación de válvulas de bloqueo de emergencia en tramos largos de tubería usada para el acarreo de líquido de manera que se prevenga el escape del mismo en el supuesto de que falle una línea o equipo
- d) Válvulas de bloqueo de emergencia deben incorporar todos los medios siguientes de cierre Bloqueo automático a través de una acción térmica (en donde utilicen elementos fusibles, éstos no deben tener un punto de fusión mayor de 250°F (121°C)), un bloqueo manual desde una localización remota, un bloqueo manual instalado localmente.

Estas válvulas deben instalarse en la línea de transferencia donde la manguera o tubería rotatoria es conectada al sistema fijo de tubería Donde el flujo es en una sola dirección, puede utilizarse una válvula de retención en lugar de una válvula de bloqueo

Deben instalarse de manera que el elemento sensible a la temperatura en los sistemas de bloqueo activados térmicamente, no estén a más de 5 pies (1.5 m) en una línea directa sin obstrucción, a partir del extremo más cercano de la manguera o tubería de tipo rotatorio conectadas a la línea en la cual la válvula sea instalada

C. NORMA NFPA 59

En esta norma se establecen los siguientes puntos

- a) Todas las conexiones del recipiente, excepto las de alivio, dispositivos, medidores de nivel, de líquido y boquillas cerradas, deben tener válvulas de bloqueo
- b) Toda conexión para líquido o vapor en el tanque debe estar equipada con una válvula automática de control de flujo o con válvulas de retención o con una válvula de cierre rápido con control remoto automático, la cual debe permanecer cerrada excepto durante periodos de operación
- c) Las válvulas de cierre rápido deben estar provistas de un equipo de control secundario con un interruptor fusible (con punto de fusión no mayor a 220°F (104°F)), el cual causará que la válvula cierre automáticamente en caso de incendio
- d) Deben instalarse válvulas de boqueo para limitar el volumen de líquido que podría ser descargado en la vecindad de recipientes o estructuras importantes en caso de falla de la línea de líquido. Deben usarse para este propósito válvulas automáticas o controladas a remoto o ambas. El mecanismo para tales válvulas deben tener un equipo de control secundario con un interruptor sensible (con punto de fusión no mayor a 220°F (104°C)), el cual debe provocar que la válvula cierre en caso de incendio.

3.7. AISLAMIENTO CONTRA EL FUEGO.

A. NORMA GR-IS-3600 DE PETRÓLEOS MEXICANOS.

En esta norma se establece que, en todo caso, los miembros estructurales que soportan la esfera deberán protegerse contra el fuego forrándolos con concreto refractario

B. NORMA API 2510

Aquí se indica que debe considerarse el recubrimiento con material refractario de la porción sobre la superficie de la estructura soporte del tanque a 15 metros (50 pies) del tanque o centro del área del dique. El material debe ser capaz de proteger durante una hora cuando los soportes estén expuestos al fuego y debe ser resistente a la humedad

C. NORMA NFPA 59

De acuerdo a la NFPA los soportes deben protegerse con un material que tenga un rango de resistencia al fuego de al menos dos horas.

3.8. MUROS CONTRA INCENDIO**A. NORMA DE PETRÓLEOS MEXICANOS GR-IS-3600**

En esta norma se tiene los siguientes puntos:

a) Distancias al muro. La distancia de un tanque de almacenamiento al muro o dique de contención será como mínimo igual a la mayor de las siguientes dimensiones:

I. La altura del tanque

II. Lo que resulte de hacer la semisuma de sus diámetros multiplicada por 1.5

b) Capacidad de contención

I. Para tanques a presión esféricos, la capacidad volumétrica del patio. será la necesaria para contener el 50% de la capacidad de la esfera.

II. Para tanques a presión horizontales, la capacidad volumétrica del patio debe ser del 50% de la capacidad, ya sea individual o colectiva, si se trata de una batería de varias "salchuchas".

c) La altura de los muros o diques de contención para tanques a presión (salchuchas y esferas) debe ser de 0.5 metros

d) El seccionamiento de patios para los tanques esféricos a presión, menciona que cada uno debe tener su propio dique de contención; para tanques horizontales a presión, el muro de contención deberá abarcar todo el conjunto.

B. NORMA API 2510.

Esta norma menciona que debido a la alta volatilidad del Gas L.P., los diques o muros de contención usualmente no son necesarios alrededor de tanques de Gas L.P., así mismo, indica que cuando las condiciones del terreno lo permitan, es deseable utilizar desniveles de piso hacia afuera del contenedor que conduzcan el líquido derramado hacia una área segura.

C. NORMA NFPA 59

La NFPA establece que se debe evitar el uso de fosas que contengan equipo para Gas L.P. y en caso de ser utilizados, se les debe adaptar un dispositivo detector de vapores inflamables automático continuo, equipado con alarma

3.9. LISTADO DE NORMAS

Normas de seguridad de Petróleos Mexicanos

- Normas de Proyectos de obra No. 2 607 21
- Normas de Seguridad A-I-1. Revisión 1, octubre de 1966
- Norma Gerencia de seguridad e higiene industrial institucional No. 01.0.26, septiembre 1990
- Normas GR-IS-3600 4 edición, abril 1983

Norma 2510 del Instituto Americano del Petróleo. API 2510 4 edición, diciembre 1978

Norma 59 de la Asociación Nacional de protección contra el fuego NFPA 79 edición, 84 revisión

NFPA 20, Estandar para la instalación de bombas centrífugas, agosto 1996

NFPA 14, Standard for the installation of standpipe and hose systems. 1974

CAPITULO 4

DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA

4.1. ANTECEDENTES

En Petróleos Mexicanos ha habido una reestructuración interna, y como consecuencia de esto se requiere que en las instalaciones de comercialización de productos se delimiten las funciones y áreas en las que actualmente se realiza el manejo de Gas Licuado y Destilados, sin llegar a una separación física ya que tienen servicios comunes

En la actual terminal se tiene manejo de destilados y Gas Licuado compartiendo en conjunto, la zona de recepción, embarque y entrada de instalaciones, así como un área de almacenamiento con tres tanques esféricos de 20 000 Bls. para almacenar Gas Licuado que se recibe del L.P.G Ducto Cactus – Guadalajara

Para tener una separación funcional de las áreas de PEMEX Refinación y PEMEX Gas y Petroquímica Básica se requiere contar con un acceso independiente a las instalaciones de distribución del Gas L P

4.2. LOCALIZACIÓN

La terminal de almacenamiento y Distribución de Gas L P. en Puebla. Pue está localizada en las coordenadas siguientes

- 1).- Latitud: 19° 02' w
- 2).- Longitud: 98° 12' w
- 3) - Altura sobre el nivel del mar 2162 m

y sus colindancias son

- Norte : Predios propiedad particular (Fraccionamiento Industrial)
- Sur : Planta PEMEX (Terminal de Almacenamiento y Distribución, PEMEX Refinación)
- Este : Calle C (Fraccionamiento Industrial)
- Oeste . Predios propiedad particular (Fraccionamiento Industrial)

En un radio de 200 m del entorno inmediato, los usos del suelo son de destino Industrial en lo correspondiente a la parte Oeste y adyacente a las instalaciones de PEMEX – Refinación se encuentra la Planta Herdez, al Este la calle C y empresas privadas de mensajería y paquetería (UPS) del mismo lado a 500 m de distancia Gases Infra, en Calle B a unos 600 m de distancia diferentes industrias (Mundocolor Gráfico, Clariant Químicos), en calle A al Sur de la manzana 110-5 y fuera de terrenos de PEMEX – Refinación, Bodegas Coca Cola, llantera Hules de Puebla, Banca Promex y Allen del Centro.

Fuera de perímetro del área de la Zona Industrial Puebla 2000 y hacia el Este la zona Industrial termina hasta la Barranca que sirve de límite de crecimiento a la mancha urbana, al Norte y a 800 m la carretera de cuota Puebla – Orizaba y el sector industrial formado por Bimbo, S A. , y la Empresa Gas de Oriente, por el lado Oeste predios industriales a colindar con 500 m a la Carretera Federal a Tehuacán o calle 1, en cuanto al lado Sur la Planta PEMEX acaba a 600 m lindando con Calle A e Industrias Allen del Centro, no hay presencia de Tierras Cultivables por el avance de la mancha Urbana e Industrial

4.3. OBJETIVO

Segregar administrativa y funcionalmente las instalaciones existentes de Gas L. P. para lograr el manejo independiente de este producto de los destilados, garantizando las necesidades presentes y futuras de distribución de Gas Licuado operando de manera automática, independiente y segura

La terminal está diseñada para manejar una capacidad de distribución específica de 24,000 barriles por día, en un tiempo efectivo de operación de 16 hrs.

4.4. TIPO DE PROCESO

El proceso que se lleva a cabo en la Terminal es únicamente de movimiento de materiales, regulación de presión y almacenamiento, sin cambios de fase. El fluido manejado es Gas Licuado

El Gas Licuado se transporta, aprovechando la presión a la que se recibe en el Limite de Batería, desde el LPG – Ducto Cactus – Guadalajara hasta su distribución en autotanque dentro de la Terminal, únicamente regulando la presión a la entrada de la terminal para adecuar esta variable a las condiciones de operación de la terminal.

La Terminal tiene como parte del sistema de almacenamiento tres recipientes a presión (esferas) de 20 000 barriles cada uno para almacenar, en caso de tener la necesidad de cerrar los suministros de Gas Licuado, a llenaderas de manera que el cierre se realice en forma segura y controlada.

Con el objeto de desplazar el Gas LP almacenado en los recipientes de almacenamiento hasta llenaderas, se cuenta con un sistema de tres bombas de 650 GPM cada una

4.5. ÁREAS OPERACIONALES

4.5.1. ÁREA DE SUMINISTRO DE GAS LICUADO A LA TERMINAL

La operación se inicia con el suministro de Gas Licuado. El abastecimiento de Gas Licuado se lleva a cabo desde el LPG Ducto Cactus – Guadalajara mediante un ramal de 18" de diámetro (con una capacidad de 1500 BPH) La línea está integrada a dos trenes de Medición, uno en operación normal y otro para relevo

4.5.2. ÁREA DE LLENADO DE AUTOTANQUE

Desde los trenes de medición se envía el Gas Licuado a la sección de llenaderas directamente, siendo ésta la operación normal de llenado de autotanque. Se cuenta con seis llenaderas, cada llenadera tiene la capacidad para manejar 250 barriles por hora. A un flujo normal de 262.5 GPM. El tiempo efectivo de llenado de un autotanque al 90% de su capacidad es de 40 min., mas 20 minutos para las maniobras necesarias.

También es posible enviar el Gas LP desde los Recipientes de almacenamiento (3 esferas) por medio de las bombas para manejo de Gas LP.

4.5.3. ÁREA DE ALMACENAMIENTO

Así mismo, desde los trenes de medición se puede enviar el Gas Licuado a los recipientes de Almacenamiento de LPG (3 esferas) para almacenarlo en caso de presentarse disminución de flujo o paro total de llenado de autotanque a fin de lograr un cierre lento y controlado de las válvulas que permiten la entrada del Gas a la terminal; o también cuando se presenten casos de cierre por mantenimiento u otro

evento extraordinario (falla de aire de instrumentos, etc) La capacidad de cada Recipiente es de 20 000 barriles.

4.6. BOMBEO

De los Recipientes de Almacenamiento se puede enviar el Gas L.P a la sección de llenaderas mediante el uso de tres bombas.

4.7. FASE VAPOR

La fase vapor de Gas Licuado se maneja en un circuito cerrado de tubería interconectado desde las Llenaderas de Autotanque hasta los Recipientes de Almacenamiento para evitar que el venteo producido en el llenado de los autostanque sea liberado a la atmósfera

En la línea de recepción de 18" de diámetro, se encuentra el Gas LP a las siguientes condiciones de operación:

Flujo . 1 500 BPH ó 1 050 GPM

(Entrada a la Terminal en Límite de Batería, suministro del LPG-Ducto Cactus-Guadalajara)

ALIMENTACIÓN	PRESIÓN NOR/MAX	TEMPERATURA NOR/MAX	RECIBO DE
L P G	28/30 kg/cm ²	22/38 °C	LPG - DUCTO

Las propiedades del Gas LP a manejar son

Densidad 0,5452 °C
Viscosidad 0 1232 CP

Las instalaciones podrán recibir desde una mezcla 40% propano y 60% butano hasta 90% propano y 10% butano así como únicamente propano

4.8. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LAS INSTALACIONES EN LA TERMINAL PARA ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS L.P EN PUEBLA, PUE.

UNIDAD OPERACIONAL	ELEMENTOS QUE LA INTEGRAN	CARACTERÍSTICAS
Recepción y Medición	Dos trenes de recepción, regulación y medición del gas L.P proveniente del LPG-DUCTO, CACTUS-GUAD , un tren en operación y otro para relevo	Capacidad normal 1500 BPH c/u 6 1050 GPM

Almacenamiento	Tres recipientes a presión esféricos	Capacidad: 20,000 BLS c/u
Bombeo	Tres bombas para manejo de gas L.P. tipo vertical	Capacidad 650 GPM c/u
Distribución autotanques	Seis llenaderas	Capacidad: 262.5 GPM c/u
Filtros	Dos filtros tipo canasta Para Gas L.P	Capacidad 1050 GPM c/u ó 1500 BPM
Paquete sistema de compresión aire de instrumentos	Dos compresores recipientes no lubricados	Capacidad: 10 PCS M ó 17m ³ /hr std.
Paquete de secado de aire de instrumentos	Un paquete de secado	Capacidad: 10 PCS M ó 17m ³ /hr std.
Sistema hidráulico de potencia	Un sistema hidráulico	Capacidad: 0.3 m ³ /hr
Bomba principal	Dos bombas principales para agua contra incendio	Capacidad. 2500 GPM
Bomba de emergencia	Una bomba de emergencia para agua contra incendio	Capacidad: 2500 GPM
Bomba piloto	Una bomba piloto Jockey agua contra incendio	Capacidad: 250 GPM
Recipientes para agua C/I	Cuatro recipientes para almacenamiento de agua contra incendio	Capacidad: 15000 BLS
Cisterna para agua de servicios	Una cisterna para agua de servicios	Capacidad: 8 M ³
Bomba para agua de servicios	Dos bombas para agua de servicios	Capacidad 16 GPM
Infraestructura	Elementos que la integran	
	<ul style="list-style-type: none"> - Edificio administrativo. - Cuarto de control de instrumentos y CCM - Subestación eléctrica. - Sanitario de operadores - Caseta de vigilancia - Cuarto de telecomunicaciones - Bodega - oficina anexa al cobertizo de bombas contra incendio - Llenaderas para autostanque. - Estacionamiento para empleados - Cobertizo para patín de recibo y medición. - Cobertizo para bombas de gas L.P. y unidad hidráulica - Cobertizo para bombas de agua contra incendio y paquete de compresión de aire. - Pavimentos - Drenajes. - Áreas verdes - Plaza cívica 	

4.9. DESCRIPCIÓN DE LAS INSTALACIONES PARA SEGURIDAD EN EL ÁREA DE PROCESO

Se cuenta con una red de agua contra incendio para el área de almacenamiento, llenaderas de autostanque y casa de bombas de gas L.P.

En la casa de bombas hay cuatro bombas contra incendio, 3 de ellas con capacidad de 2500 GPM c/u, una de motor eléctrico, otra con motor de combustión interna y la de relevo también de combustión interna, y la bomba piloto (Jockey) con capacidad de 250 GPM, que sirve para presurizar la línea.

Se cuenta con 4 recipientes de 15 000 Bls c/u para almacenar agua contra incendio. Se cuenta con tres válvulas de diluvio en el área de almacenamiento de Gas L.P., también hay 6 detectores de mezclas explosivas, dos para cada esfera.

Cada recipiente de almacenamiento de Gas L.P. tiene en la parte inferior un anillo de 3" de diámetro con 4 boquillas de aspersión de 1" de diámetro, un segundo anillo de 6" de diámetro con 29 boquillas de aspersión de 1" de diámetro y una línea que alimenta al deflector en la parte superior de 8"

Hay 6 hidrantes-monitor distribuidos en el anillo de contra incendio que protege a los recipientes de Gas L.P. de 500 GPM de capacidad c/u

En casa de bombas de Gas L.P., hay una línea de contra incendio de 3" de diámetro, con su válvula de diluvio, que alimenta a seis boquillas de aspersión de 1" de diámetro

También habrá dos detectores de mezclas explosivas, y dos detectores de fuego. El cuarto de control contará con dos detectores de humo.

El área de llenaderas tendrá tres islas, y cada una de ellas contará con dos líneas de alimentación, una manual y otra automática ambas de 4" de diámetro con su válvula de diluvio, contará con 12 boquillas de aspersión de 1" de diámetro, seis para cada autotanque, dos autostanque por isla, un detector de flama y un detector de mezcla explosiva

El área del tren de medición contará con 4 detectores de mezclas explosivas y un detector de flama (fuego)

4.10. DESCRIPCIÓN DE LA OPERACIÓN DE LAS INSTALACIONES PARA SEGURIDAD EN EL ÁREA DE PROCESO.

La red de contra incendio de Pemex Gas y Petroquímica Básica se mantendrá presurizada a través de una bomba reforzadora (Jockey), accionada por motor eléctrico, para mantener la presión de la red contra incendio.

La norma para el diseño y construcción de redes de agua contra incendio en centros de trabajo de PEMEX - REFINACIÓN indica que las bombas requeridas deben ser tanto las principales como las de relevo de tipo centrífuga horizontal accionada con motor eléctrico y motor de combustión interna con capacidad no mayor a 9462 LPM ó 2500 GPM y una de relevo (Jockey) con motor de combustión interna, para presurizar la línea

Se debe de compartir el sistema de contra incendio de Pemex-Refinación y Pemex Gas Petroquímica Básica que se interconectará por medio de las líneas del ramal principal con sus respectivas válvulas de seccionamiento

En caso de emergencia del riesgo mayor se operarán los sistemas de bombeo principal y de relevo de la terminal, a falla de cualquiera de los dos sistemas se tendrá el respaldo del sistema de bombeo principal y/o

de relevo contraincendio de Pemex Refinación, a través de la línea de interconexión; este procedimiento se debe establecer en forma conjunta.

Como se mencionó anteriormente, la bomba Jockey sirve para mantener la red de agua contraincendio a 7.5 kg/cm^2 en cualquier punto de la misma, así como para suministrar la cantidad de agua requerida para brindar la protección contraincendio durante trabajos de reparación ó mantenimiento de presión, sin que para ello sea necesario poner en funcionamiento las bombas principales de contraincendio, en todo caso, las bombas Jockey deben tener una presión de descarga similar a la de las bombas contraincendio, instrumentadas con un paro automático que actúe cuando en la red contraincendio se registre una presión de un 20% (11.28 kg/cm^2) por arriba de la presión de descarga nominal de las bombas contraincendio, así como un arranque automático que se accione cuando en dicha red, se registre una presión 20% (7.52 kg/cm^2) por debajo de la presión de descarga nominal de las mismas bombas. Las bombas principales deben arrancar cuando se registren presiones menores al 74.5% (7.0 kg/cm^2) de la presión de descarga nominal de dichas bombas. La presión de descarga nominal de las bombas de emergencia es de $9.4 \text{ kg/cm}^2 \text{ MAN}$.

Todas las bombas contarán con un interruptor de alta presión y un interruptor de baja presión, una válvula de seguridad y presión, botonera de arranque y paro localizadas en el tablero de control proporcionado por el proveedor de la bomba, además se contará con un desplegado de alarma por alta presión y botoneras de arranque y paro desde el sistema automatizado de control digital.

Los sistemas de arranque automático o por control remoto para unidades múltiples de bombeo contra incendio, deben contar con dispositivos de secuencia de tiempo para evitar que las bombas arranquen simultáneamente si la demanda de agua hace imprescindible la operación de más de una bomba, estas unidades deben arrancar en intervalos que no permitan el arranque de la siguiente bomba hasta que la anterior haya tomado su velocidad de régimen (5 a 15 seg).

La falla en el arranque de cualquier bomba no debe impedir el arranque de las siguientes. Cuando se tienen bombas accionadas con motor eléctrico y con motor de combustión interna y se encuentre en operación la del motor eléctrico y llegara a fallar esta, el motor de combustión interna debe arrancar de inmediato en forma automática.

En el cuarto de control e instrumentos se suministrará e instalará un sistema de aire acondicionado para las siguientes condiciones de operación:

TEMPERATURA INTERIOR	=	20°C
HUMEDAD RELATIVA	=	50%

CAPITULO 5

CRITERIOS DE DISEÑO DEL SISTEMA CONTRAINCENDIO (1 - 19)

La red para agua contra incendio es elemento fundamental para protección de las instalaciones. Su cálculo y diseño es primordial en el desarrollo de un proyecto para definir las características del sistema, su fuente de suministro, el equipo de bombeo, los diámetros de la tubería que garanticen el consumo requerido en los hidrantes, los monitores, las espreas, etc., para el ataque al fuego

5.1. FUENTES PARA ABASTECIMIENTO DE AGUA CONTRA INCENDIO

Este aspecto lo determina la localización de la unidad y por lo tanto, el lugar geográfico la definirá. La amplia variedad e intensidad de los posibles incendios en la industria de los hidrocarburos hacen imprescindible el calculo en forma precisa, los requerimientos de agua, lo cual convierte en una ciencia exacta. La experiencia es un factor de principal importancia en el diseño

Las fuentes de abastecimiento pueden ser.

- a) *Primaria:* Al lugar de donde se toma el agua, tal como ríos, lagos, pozos, etc.
- b) *Secundaria.* Es el abastecimiento del agua dentro de la industria, tal como cisternas o tanques verticales

En base a los requerimientos de agua contra incendio calculados, deberá establecerse la fuente de suministro. Algunas plantas de proceso están localizadas cerca de ríos o mares, teniendo la disponibilidad de agua contra incendio garantizada. Las industrias localizadas en áreas urbanas generalmente no cuentan con fuentes naturales de suministro, por lo que deberá considerarse la perforación de pozos y el abastecimiento municipal, siendo necesarios tanques de almacenamiento con capacidad suficiente para cubrir la demanda máxima esperada

El sistema ideal es contar con fuentes primaria y secundaria de abastecimiento, siempre y cuando cumplan con las necesidades que permitan hacer frente a la emergencia más grave que razonablemente se puede prever.

5.2. SELECCIÓN DE TUBERÍA PARA AGUA SALADA

Para manejar agua salada se debe usar tubería de acero al carbón ASTM-A-53 grado B con costura, con extremos biselados para soldar, considerar un espesor por corrosión de 6.35 mm (0.250"), para condiciones de operación con una presión de 7 kg/cm² y temperaturas desde 30.0 a 55.0°C deberá utilizar la siguiente tubería.

DIÁMETRO EN PULGADAS	CÉDULA
2 y menores	160
3 a 6	80
8 a 10	40
12 a 14	30

Se podrán usar los espesores indicados en el punto "selección de tubería para agua dulce", pero se deberá tener la línea empacada con agua dulce aunque en el momento de operación se suministre agua salada.

5.3. SELECCIÓN DE TUBERÍA PARA AGUA DULCE

Cuando se use agua dulce se deberá utilizar tubería de acero al carbón ASTM-A-53 grado B sin costura, con extremos biselados para soldar, para condiciones de operación de 100°F y 200 lb/in² y menores. Deberá utilizar la siguiente especificación:

DIÁMETRO NOMINAL	CÉDULA	ESPESOR MM
½ "	80	3.73
¾ "	80	3.91
1 "	80	4.54
1 ½ "	80	5.08
2 "	40	3.91
2 ½ "	80	7.01
3 "	40	5.48
4 "	40	6.01
6 "	40	7.11
8 "	20	6.35
10 "	20	6.35
12 "	20	6.35
14 "	10	6.35
16 "	10	6.35
18 "	10	6.35

5.4. VELOCIDAD DEL FLUIDO

La velocidad de agua recomendada para la selección del diámetro de la tubería es de 1.83 a 3.66 m/seg (6 a 12 pies/seg), cuando se trate de agua dulce. Para redes de agua contraincendio exclusivamente agua salada, se debe considerar una velocidad de 1.22 a 2.44 m/seg (4 a 8 pie/seg)

5.5. DIÁMETRO MÍNIMO EN REDES CONTRAINCENDIO

En instalaciones de proceso y áreas de almacenamiento el diámetro mínimo de tubería en redes contraincendio debe ser 152 mm (6") de acuerdo a la Norma No 01.0.26.

Para los sistemas de aspersión, el diámetro de la tubería debe determinarse tomando en cuenta el número y tipo de aspersores, presión de operación, localización, etc

El tubo de succión de la bomba debe tener el diámetro necesario para que pueda circular por éste el 150% del gasto total con una velocidad máxima de 15 ft/seg. Este tubo debe ser tan corto y recto como sea posible entre la fuente secundaria y la bomba, evitando codos, accesorios y procurando que las conexiones resulten perfectamente selladas.

5.6. FORMACIÓN DE CIRCUITOS (ANILLOS)

La red de contraincendio deberá formar circuitos cerrados (anillos) en las áreas y zonas a proteger.

5.6.1. SECCIONAMIENTO EN LOS CIRCUITOS

Instalar válvulas de compuerta para el seccionamiento en lugares que permitan aislar secciones del sistema de tubería cuando haya necesidad de efectuar reparaciones o ampliaciones. Cuando exista más de una fuente de suministro, deben instalarse válvulas de seccionamiento en cada una de ellas.

Para seccionar la tubería se debe considerar como mínimo las siguientes condiciones:

- ◆ Capacidad
- ◆ Máxima presión de trabajo.
- ◆ Condiciones del medio y del terreno.
- ◆ Cargas externas.
- ◆ Calidad del agua

5.6.2. NÚMERO MÁXIMO DE HIDRANTES O MONITORES EN UN ANILLO

El número máximo de hidrantes y/o monitores por anillos es de 12 de acuerdo a la Norma de Seguridad No 01.0.26

5.7. INSTALACIÓN DE TUBERÍA

En áreas fuera de las instalaciones industriales, áreas de acceso y en lugares donde el clima lo permita, la tubería se puede instalar superficialmente o en trincheras poco profundas, cubiertas con rejillas. En áreas de instalaciones industriales o en lugares donde la temperatura ambiente baje de 0°C se debe enterrar a una profundidad de 750 mm de NPT medidos desde el lomo del tubo.

La tubería que se instale en cepas debe apoyarse en toda su longitud y cuando se instale en trincheras debe apoyarse sobre soportes de concreto, espaciados, para evitar deflexiones mayores de 6 mm en la tubería. Una vez terminada la instalación y antes de cubrir la tubería, debe probarse hidrostáticamente durante dos horas como mínimo a una presión 50% mayor que la máxima de operación, pero nunca menor de 15%. La tubería instalada superficialmente debe protegerse con un recubrimiento anticorrosivo y con franjas de color rojo bermellón, como lo indica la norma de seguridad No. No 01.0.26.

En las redes contraincendio deben instalarse manómetros a lo largo del circuito y determinarse las caídas de presión en todas las tomas cada seis meses como mínimo, con el fin de efectuarse posibles obstrucciones y determinar la conveniencia de efectuar una limpieza. Esta limpieza puede hacerse por medios mecánicos o químicos y se debe efectuar en el menor tiempo posible y por secciones de la red.

Limpieza Mecánica: Consiste en raspar y cepillar los depósitos de óxido con herramientas especiales. El material alojado puede expulsarse de la tubería con agua a presión

Limpieza Química: Las sustancias químicas más comunes para limpiar tuberías son ácido clorhídrico diluido u otras soluciones ácidas. Este procedimiento se recomienda usarlo donde la tubería tiene muchos cambios de dirección. El tipo y concentración del compuesto químico dependerá de la naturaleza de la incrustación. La solución debe hacerse circular continuamente a través de la tubería o permanecer dentro

de ésta hasta limpiarla. Para reducir la reacción con el tubo posteriormente a la aplicación del compuesto se debe usar algún tipo de inhibidor de corrosión. En aquellos casos donde sea factible, los inhibidores se agregan al compuesto químico.

La tubería también deberá resistir la exposición a fuego por tiempo limitado sin agua y al cambio brusco de temperatura y generación de vapor por el paso del agua

Tanto las tuberías enterradas, como las superficiales o elevadas y los accesorios de un sistema de aspersores deberán protegerse contra la corrosión causada por el medio ambiente o atmósfera agresivas y por el agua o sus aditivos, etc., empleando para ello recubrimientos exteriores y/o los sistemas de protección anticorrosiva que se juzguen convenientes, como la protección catódica.

5.7.1. VÁLVULAS

Para seleccionar una válvula es importante tomar en cuenta los siguientes factores:

- ✦ Tipo de válvula.
- ✦ Materiales de construcción.
- ✦ Capacidades de presión y temperatura.
- ✦ Material de empaquetaduras y juntas.

Es importante que un diseñador tome en cuenta muchas cosas al seleccionar una válvula. Aunque el grado de importancia asignado a cada una puede variar; se otorga la máxima prioridad, en general, a las funciones de la válvula, si va a ser de paso, bloqueo, de regulación (estrangulación), de desvío o para evitar el flujo inverso. Las funciones de las válvulas, se limitan a la elección y éstas se agrupan en cuatro categorías:

1. Servicio de corte y paso:

- Válvulas de compuerta.
- Válvulas macho.
- Válvulas de bola

2 Servicio de estrangulamiento:

- Válvulas de globo.
- Válvulas de mariposa.
- Válvulas de diafragma.
- Válvulas de compresión.

3.- Prevención de flujo inverso:

- Válvulas de retención. (Check)

4 Diversos.

Las válvulas pueden instalarse en la intemperie o en registros; en el caso de las válvulas enterradas deberán estar equipadas con poste indicador que permita abrir o cerrar la válvula desde el exterior, al mismo tiempo que señale cuando esté abierta o cerrada. Este poste debe estar colocado de manera que la parte superior quede a una altura máxima de 90 cm, sobre nivel del terreno y con protección contra golpes en lugares donde así se requiera. Cuando las válvulas se instalen en registros éstos deben ser de tamaño adecuado y fácilmente accesibles para inspección, operación, prueba y mantenimiento. Dichos registros podrán

construirse de concreto o tabique, cubiertos con tapas que eviten el paso de agua al interior, debiendo tener drenaje para eliminar los escurrimientos de agua.

Todas las válvulas pueden ser de compuerta con vástago saliente o de apertura rápida. En ningún lugar de la red contraincendio se instalarán válvulas de globo ya que provocan una caída excesiva de presión. En los casos de gabinetes para mangueras instaladas en edificios se podrá utilizar válvulas de ángulo.

En la descarga de las bombas contraincendio se instalarán válvulas de retención con objeto de evitar que regrese el agua cuando exista sobre presión o se tenga otra fuente de alimentación.

Para facilitar la reparación de la bomba y/o válvulas de retención sin necesidad de sacar del servicio la red contraincendio, se instalará una válvula de compuerta de vástago ascendente en la descarga de la bomba después de la válvula de retención.

Se deberán instalar válvulas de seccionamiento en cada fuente de alimentación, ramal o anillo, teniendo claramente marcada la sección o porción de la red contraincendio que ponen fuera de servicio al estar cerrados. Esto se puede hacer utilizando un sistema práctico de identificación.

Las válvulas de seccionamiento se probarán abriéndolas y cerrándolas totalmente bajo presión, debiendo al mismo tiempo lubricarse.

5.7.2. MANGUERAS

La determinación de los límites de seguridad de las conexiones de mangueras lógicamente deben ser considerados dos criterios:

1. La presión en la que la manguera se revienta
2. El manejo de éstas

Las mangueras usadas por el departamento contraincendios deben ser probadas periódicamente a 250 psi (1724 kPa) como lo indica la NFPA Mantenimiento de la casa de bombas, Incluyendo Conexiones y Boquillas.

Las mangueras preconectadas en la red de agua contraincendios instaladas en nuevos sistemas deben probarse periódicamente a 1500 psi (1034 kPa) como lo indica la NFPA sobre Casa de Bombas. En la realidad se utiliza una presión de 175 psi (1207 kPa) es aproximadamente la máxima presión a la cual una manguera puede maniobrar en incendios ya que 100 psi (690 kPa) es la máxima presión a la cual es manejable en entrenamiento. Por lo tanto, los instrumentos para control de presión, como las válvulas regularizadoras de presión, deben ser usadas en los límites de presión a 175 psi (1207 kPa) en conexiones de manguera sin las mangueras antes conectadas y 100 psi (690 kPa) en conexiones de manguera con mangueras antes conectadas.

Por último la seguridad puede exponerse a la prueba de presión mayor a 250 psi (1724 kPa) para uso del departamento de seguridad y para ocupantes de edificios o de instalaciones la prueba de presión a 150 psi (1034 kPa).

5.7.3. BOQUILLAS

El propósito principal de las boquillas es el dar forma a las corrientes de agua y el convertir la energía de la presión del agua a velocidad o energía cinética. El agua puede ser aplicada al fuego en cantidades

adecuadas y a una distancia adecuada, para éstos trabajos se requieren de boquillas especializadas, de las cuales existen dos divisiones

- ♣ Para corrientes de sólidos
- ♣ Para esprear agua

Las principales características hidráulicas de las boquillas son

- ♣ El gasto
- ♣ El diámetro de la boquilla
- ♣ La presión

El intervalo de flujo es la cantidad de agua que sale de la boquilla por unidad de tiempo y es medida en galones por minuto o litros por minuto

La presión en la boquilla es definida como la presión del Pitot, o la presión en la base de la boquilla. La presión del Pitot es usada solamente para corrientes de sólido y la presión en la base de la boquilla puede ser usada para ambos tipos de boquillas y se mide en lb/in^2 o en kilopascalas (kPa).

Las boquillas que se utilizan para esprear agua tienen un ángulo fijo para esprear o puede ser ajustable desde casi una corriente recta a un ángulo amplio de espreado. El ángulo de espreado normalmente es medido en los ángulos entre los límites del núcleo espreado. Normalmente las corrientes directas son espreadas en ángulos de 30° , 60° y 90° . Las boquillas también se clasifican por tamaños de acuerdo al acoplamiento que existe con la manguera y la cantidad de flujo a esprear.

5.7.4. HIDRANTES

Se preferirán los hidrantes de tipo convencional con dos tomas. Cuando no se utilicen hidrantes del tipo comercial, éstos se podrán fabricar con tubo de 102 mm (4 pulgadas) de diámetro como mínimo, conectando a la línea de agua directamente y en la parte superior del tubo se colocarán niples de 38 o 63 mm (1.5 o 2.5 pulgadas) de diámetro nominal con cuerda normal de tubería, opuestos uno al otro y a una altura de 60 cm., sobre el nivel del piso terminado. En los niples se instalarán válvulas de compuerta de bronce con cuerda normal hembra en un lado y en el otro con cuerda macho. Para alimentar camiones contra incendio, se instalarán hidrantes con dos tomas de 114 o 152 mm (4.5 o 6 pulgadas) donde sea necesario

En zonas donde el clima lo haga necesario, se instalarán hidrantes con válvulas de entrada y purga para vaciarlos evitando así el congelamiento de agua. Con objeto de absorber el agua descargada, se hará una excavación de 60 cm. de diámetro alrededor del hidrante, rellena con grava gruesa en donde se descargará la purga.

Se instalarán hidrantes en todas las áreas donde sean necesarios, pero en las áreas de proceso y almacenamiento de materiales combustibles, se tendrá un mayor número de ellos que en las áreas de almacenamiento general, edificios administrativos y oficinas en general

Los hidrantes, así como otras salidas para mangueras contra incendio deben tener sus conexiones en buen estado para permitir la conexión adecuada de las mismas. Las válvulas de los hidrantes deben ser entregadas y mantenidas en buenas condiciones de operación. En caso de observarse fugas en los hidrantes, deberán de efectuarse de inmediato las reparaciones necesarias para corregirlas

5.7.5. MONITORES

Se deberán instalar monitores en todas las áreas de las plantas. Estos monitores, protegidos con barandal, se colocarán sobre plataformas elevadas cuando ello sea necesario para ampliar el área protegida. La escalera de acceso a los monitores elevados deberán situarse hacia el lado menos expuesto. La válvula de bloqueo de los monitores deberá quedar cerca del nivel del piso a una altura y disposición tal, que facilite su operación.

El número de monitores y su localización se deberá decidir en cada planta, según las necesidades lo amenten

La línea de alimentación se conectará a la red de contra incendio mediante un codo de 90°. de 4 pulgadas y será de este diámetro hasta el monitor. Se procurará que estos ramales de 4 pulgadas sean lo más cortos posible. Cuando se instalen tomas de agua en la línea de alimentación de los monitores, esta línea deberá ser de 6 pulgadas. Los monitores deberán poder girar 120° en el plano vertical y un círculo completo en el plano horizontal

Los monitores deben estar provistos de boquillas de niebla graduable y chorro. Los mecanismos que permiten el movimiento horizontal y vertical de los monitores se revisarán cuidadosamente poniendo especial atención a la lubricación de dichos mecanismos

A las boquillas de los monitores se les harán las pruebas y revisiones indicadas a continuación:

- Que los empaques estén completos y en buen estado.
- Que todos los mecanismos internos estén completos, en buen estado y operando libremente
- Que todas las roscas y tuercas estén en buen estado y con libre manipulación.
- Que todas las partes y conexiones estén libres de corrosión o erosión
- A todas las boquillas se les harán las pruebas necesarias con objeto de comprobar el alcance de los chorros de agua

5.7.6. ASPERSORES

La extinción de los incendios mediante sistemas de aspersores puede realizarse por uno o combinación de los siguientes fenómenos: enfriamiento de las superficies, sofocamiento por el vapor producido, por emulsificación y por dilución. Los sistemas se diseñarán para que, durante un periodo razonable, se logre la extinción y todas las superficies se enfríen lo suficiente para prevenir la reignición que pudiera ocurrir después de que el sistema suspenda el flujo de agua

Cuando se pretenda extinguir un incendio por el método de enfriamiento de la superficie, el proyecto proporcionará una cobertura con agua sobre el total de la superficie. Este método no es efectivo en líquidos inflamables que tienen un punto de inflamación inferior a la temperatura del agua aplicada y generalmente no es satisfactorio su empleo en líquidos con puntos de inflamación inferior a 60°C (140°F).

En el método de sofocamiento por el vapor producido, generalmente la intensidad del incendio es suficiente para generar el vapor necesario a partir de la niebla aplicada y bajo estas condiciones producir el efecto de sofocamiento. La niebla se aplicará esencialmente a las áreas donde se espera se desarrolle el fuego. El efecto de sofocamiento no se realizará donde el material protegido pueda generar oxígeno cuando se calienta. El efecto de emulsificación solamente se obtendrá en el caso de líquidos no miscibles con el agua. El agua se deberá aplicar sobre toda el área de líquidos inflamables. Para aquellos productos con baja viscosidad, la cobertura será uniforme y los valores de aplicación del agua y presión en la boquilla serán los mínimos estipulados en párrafos posteriores. En el caso de materiales muy viscosos la cobertura será completa, pero la distribución del agua puede no ser uniforme.

Cuando se pretenda conseguir el efecto de dilución, los materiales deberán ser miscibles con el agua. Los valores de aplicación del agua deberán lograr la extinción en el menor tiempo posible y su cálculo se basará en el volumen esperado de materiales inflamables y el porcentaje de dilución no será menor al requerido para control y enfriamiento.

El sistema de aspersores será capaz de funcionar efectivamente durante el tiempo que se estime durará la exposición al fuego, de acuerdo con la naturaleza y cantidades de combustible y los probables efectos del combate *contraincendio*. La operación del sistema puede ser necesaria durante dos horas.

Los sistemas automáticos de aspersores para protección a la exposición, se deberán proyectar para que operen totalmente antes de que los recubrimientos, como la pintura, se carbonicen y depositen sobre las superficies que vayan a proteger y desde luego, antes de que cualquier recipiente que contenga líquidos o gases inflamables pueda fallar como consecuencia de la elevación de temperatura. El sistema y las fuentes de abastecimiento de agua, se diseñarán para que se obtenga la descarga efectiva del agua en todas las boquillas, a más tardar a los 30 segundos siguientes después de que se haya detectado el incendio.

Generalmente las paredes superiores de las estructuras soportantes, están menos expuestas al fuego que aquéllas que se encuentran a niveles inferiores, debido a la acumulación de derrames o ruptura de equipo a nivel de piso. En estos casos se podrá reducir el grado de protección con niebla en las paredes superiores de equipos altos o estructuras elevadas, dado que una gran acumulación de combustible o la acción de soplete por tuberías a presión o equipos rotos es menos factible que ocurra a esos niveles y por consiguiente no existirá un alto grado de exposición.

Debe hacerse un cuidadoso estudio de las propiedades físicas y químicas de los materiales que se pretenda proteger con sistemas de aspersores, para determinar la conveniencia de su empleo. Algunos de los factores que se deben considerar son entre otros: Puntos de inflamación, densidad, viscosidad, miscibilidad y solubilidad de los materiales, temperatura del agua, la temperatura normal del equipo protegido, reacción química, etc.

En aquellos casos en donde los sistemas de aspersión puedan encontrar materiales contenidos a altas temperaturas o que tengan un amplio rango de destilación se deberá considerar el riesgo de espumación o evaporación súbita.

Los materiales solubles en agua tales como alcoholes, ésteres, requieren de una atención especial, ya que los incendios de dichos productos generalmente sólo se pueden controlar hasta que se logra la extinción por dilución. Para proyectar la protección de riesgos que involucren materiales solubles en agua deben realizarse pruebas bajo las condiciones normales en que se encontrarán dichos materiales, a fin de determinar la aplicabilidad de un sistema de aspersores, a menos que se tenga información técnica en relación a la efectividad de su aplicabilidad.

En los equipos involucrados que operen a altas temperaturas se deberá tomar las precauciones para evitar la posibilidad de dañarlos, deformarlos o causar su falla por la aplicación del agua.

Debido a que la efectividad de la protección depende de que se tenga agua disponible en la presión y cantidad adecuadas en todas las boquillas, en cada sistema se necesitará determinar las dimensiones de la tubería mediante cálculos hidráulicos, siguiendo alguno de los métodos reconocidos, pero nunca se deberán usar tuberías con diámetro nominal menor a una pulgada.

Para la selección del tipo y tamaño de las boquillas aspersores, además de sus propiedades de estos elementos se tomarán en cuenta factores tales como: las características físicas del riesgo, condiciones climatológicas de la región donde se vaya a instalar el sistema, como vientos, velocidad del viento, corrientes de aire, corrosión, etc. clase del agua, con o sin sedimentos.

Las boquillas de aspersión se colocarán en forma que cubran totalmente el área que se pretende proteger. La distribución y posición de las boquillas con respecto a la superficie a proteger, deberán tomar en cuenta el diseño particular de la boquilla y las características de la niebla que producen; además deberán considerarse los efectos del viento y la succión o tiro producido por el calor del incendio sobre gotas de niebla finamente dividida; o incluso en gotas de mayores dimensiones cuando se trata de boquillas con baja velocidad inicial de flujo, ya que estos factores limitarán la distancia entre boquilla y superficie por proteger y reducirán la efectividad de la exposición, control o extinción del incendio.

El agua que se emplee para abastecer sistemas de aspersores de preferencia deberá estar libre de sedimentos y materiales extraños. En las líneas principales de abastecimiento a un sistema de aspersores se deberán colocar las malla y filtros necesarios para retener los materiales que pueden obstruir las boquillas.

La fuente de agua que se emplee para abastecer los sistemas de aspersores deberá garantizar que tendrá ésta en la cantidad, presión y tiempo suficiente para que operen simultáneamente todos los sistemas necesarios para combatir el incendio del riesgo mayor.

Se podrá usar como fuente de abastecimiento de agua para un sistema de aspersores aquella que garantice la continuidad de servicio como:

- Una red de agua contra incendio en operación.
- Tanque elevado o vertical que presione al sistema por gravedad, siempre y cuando proporcione la presión necesaria para operar el sistema.
- Una bomba de agua contra incendio, succionado de depósitos de almacenamiento de agua.

5.7.7. BOMBAS

Las bombas que se emplean para alimentar la red de agua o espuma pueden ser centrifugas horizontales y/o turbinas verticales, según el tipo de instalación que se disponga. Las bombas son del tipo aprobado para servicio contra incendio de acuerdo a lo especificado en el volumen 20 del NFPA edición 1996, Instalación de bombas centrifugas para el fuego y en normas editadas por Petróleos Mexicanos.

Las bombas que se utilizan para protección contra incendio son las bombas centrífugas debido a las curvas de Presión vs Flujo (H vs Q) de agua que presentan son las más convenientes y las bombas de combustión interna ya que éstas no requieren de energía eléctrica, una de las causas por las que se puede originar un incendio es por fallas eléctricas o cortos circuitos, entre otros tipos de bombas.

Las causas principales por las que las bombas centrífugas son las más usadas es debido a que se considera una bomba estándar, de fácil mantenimiento, son confiables, compactas, con variedad de manejo disponibles (por motores eléctricos, turbinas de vapor, y de combustión interna).

La bomba centrífuga horizontal o vertical tiene una relación de presión de descarga a velocidad constante, es decir, si la carga (H) se incrementa, la descarga (Q) se reduce. Con bombas de desplazamiento positivo, el intervalo de capacidad puede ser mantenida a cualquier carga si la potencia de ésta es adecuado para operar la bomba en el intervalo de velocidad, si la bomba es apropiada y la tubería puede resistir la presión.

El listado de bombas centrifugas verticales y horizontales están disponibles con intervalo de capacidad que va de 25 a 5000 gpm (95 a 18925 l/min.). En intervalos de presión estimados de 40 a 394 psi (276 a 2758 kPa) para bombas horizontales y 26 a 510 psi (517 a 3448 kPa) y para bombas con turbina vertical. El listado de bombas centrifugas diseñadas incluyen bombas de succión y descarga horizontal, en línea, de caja dividida (de flecha horizontal y vertical) y tipos de turbina vertical. Las bombas de turbina vertical son bombas centrifugas con uno o más impulsores que descargan dentro de un o más recipientes y una vena vertical que conecta el recipiente a la cabeza de descarga en la cual el manejo de la bomba es montada.

El tamaño de la bomba centrífuga es generalmente el diámetro de salida en la descarga. Sin embargo, esto algunas veces es indicado por el diámetro de la tubería de succión y descarga. El tamaño de la bomba de turbina vertical se refiere al diámetro del recipiente del impulsor.

Curvas características

1. La carga total vs la descarga (pies de cabeza o libras por pulgada cuadrada de presión contra galones por minuto)
2. Caballo de fuerza contra descarga.
3. Eficiencia contra descarga vs gpm.

En estas curvas se supone que la bomba está en operación a velocidad constante en un intervalo de rpm.

Los intervalos de flujos y presión de bombas comerciales son usualmente establecidos basándose en un máximo de eficiencia a una velocidad determinada. Los impulsores pueden ser diseñados con características de carga de descarga plana, mediana o de paso, como se requiere para diferentes usos. La curva de carga a la descarga es afectada por el diámetro del ojo, el ancho del impulsor, el número de alabes, la forma o el ángulo de los alabes y la forma del flujo a la succión.

La carga total de una bomba, es la energía impartida al líquido cuando va pasando a través de la bomba, puede ser expresada en varias unidades de presión, pero para protección contra incendio es dada en psi o kPa, o en pies o metros de líquido medido verticalmente.

La carga total es calculada, por medio de la sustracción de energía en el líquido entrante a la energía del líquido de descarga. La carga total (H) se calcula por medio de la siguiente fórmula:

$$H = h_d + h_{vd} - h_s - h_{vs} \quad \text{ec. 1}$$

En donde:

H =	Carga total (ft o m)
$h_d =$	Carga de descarga (ft o m)
$h_{vd} = V_d^2 / 2g$	Carga velocidad de descarga (ft o m)
$h_s =$	Carga de succión (ft o m)
$h_{vs} = V_v^2 / 2g$	Carga velocidad de succión (ft o m)
v =	Velocidad promedio (ft/seg o m/seg)
g =	Aceleración debido a la gravedad (ft/seg ² o m/seg ²)

Para la bomba horizontal de caja dividida las cargas individuales (h_v) son mediadas en la descarga de la bomba a través de un alabe en la boquilla y con alabe en la succión. Las cargas pueden ser leídas desde los medidores de presión (manómetro). La velocidad del líquido puede ser calculado por el volumen del líquido que pasa a través de los alabes o utilizando la siguiente ecuación de continuidad:

$$Q = V \times A \quad \text{ec. 2}$$

En donde:

Q =	Flujo de agua (gpm)
V =	Velocidad del líquido (ft/seg o m/seg)
A =	Área transversal de la tubería (in ² o cm ²).

Donde:

$$A = (\pi/4)d^2 \quad \text{ec. 3}$$

Donde:

d = diámetro de la tubería (in o cm)

5.7.7.1. VELOCIDAD ESPECÍFICA

La velocidad específica es un número relativo de la carga, capacidad y velocidad de una bomba centrífuga para propuestas de diseño. En la práctica, la velocidad específica son las revoluciones por minuto de un impulsor geoméricamente similar que descargará 1 gpm (3.8 L/min) a 1 ft (0.3m) de carga total. La fórmula para calcular la velocidad específica de una bomba centrífuga es:

$$N_s = (\text{rpm} \times \text{gpm}^{1/2}) / (H^{3/4}) \quad \text{ec. 4}$$

Donde:

- N_s = Número de velocidad específica
- H = Cabeza en pies (ft, o m)
- rpm = Revoluciones por minuto de la bomba
- gpm = Galones por minuto que pasan por la bomba

Cuando los valores de carga, velocidad y capacidad, en la fórmula, corresponden al desarrollo de la bomba en una eficiencia óptima, la velocidad específica es un índice para el tipo de bomba. Los impulsores para grandes cargas usualmente tienen bajas velocidades específicas, e impulsores para bajas cargas tienen altas velocidades específicas.

Una bomba de baja velocidad específica operará satisfactoriamente con una mejor altura de la succión de la bomba de igual carga y capacidad con una velocidad específica alta. La experiencia nos muestra que la velocidad específica es una guía eficaz para determinar la máxima altura de succión o la mínima carga de succión.

Cuando la altura de succión excede 15 ft (4.5m), esto puede ser necesario para poner una gran bomba a su velocidad mínima. Con poca altura o carga positiva en la succión, una bomba pequeña operando a gran velocidad puede ser usada. Una gran altura de succión anormal puede reducir seriamente la capacidad de la bomba y eficiencia o causar vibración excesiva o cavitación.

5.7.7.2. LEYES DE AFINIDAD

Una forma muy práctica de cambiar las condiciones de la bomba sin tener que comprar otra, es lo que podemos calcular utilizando las leyes de afinidad, algunos dicen que al cambiar el diámetro del impulsor cual será la potencia que podremos alcanzar o disminuir según sea el caso o que carga obtendremos, no es necesario tener que cambiar el impulsor para cambiar las condiciones de bombeo, sólo basta con variar la velocidad de esta y obtendremos otras condiciones diferentes a las que teníamos. Como podemos observar ésta es una herramienta muy valiosa y las relaciones que las leyes nos dan son las siguientes:

Primera ley:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{N_1}{N_2}, \quad \frac{H_1}{H_2} = \frac{N_1^2}{N_2^2}, \quad \frac{\text{bhp}_1}{\text{bhp}_2} = \frac{N_1^3}{N_2^3}$$

Esta ley es aplicable para cualquier tipo de bombas, incluyendo bombas centrífugas horizontales y bombas de turbina vertical

Segunda ley:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{D_1}{D_2}, \quad \frac{H_1}{H_2} = \frac{D_1^2}{D_2^2}, \quad \frac{\text{bhp}_1}{\text{bhp}_2} = \frac{D_1^3}{D_2^3}$$

Esta ley es aplicable para bombas centrífugas con un ajuste razonablemente cerca entre el calculado y el diseño

Q_1 = Capacidad del flujo en gpm (L/min) a D_1 o N_1
 H_1 = Cabeza en ft (m) a D_1 o N_1
 b_{hpi} = Caballos de poder en KW a D_1 o N_1
 D_1 = Diámetro del impulsor en ft (m)
 N_1 = Velocidad revoluciones por minuto (RPM)

Generalmente las bombas con bajas velocidades específicas muestran un ajuste cercano a las bombas con velocidades específicas altas

Las leyes de afinidad deben ser aplicadas cuando se proponga un cambio en la instalación de la bomba contraincendio, incrementando la velocidad o significativamente aumenta la presión de succión de suministro. La máxima velocidad podría incrementar la potencia, la alta demanda de presión podría ser no deseable. En cierta instancia, es posible ajustar el impulsor o instalar un mecanismo de transmisión que reduzca la velocidad entre la bomba e impulsor. De cualquier forma éste no debe ser hecho sin la aprobación del fabricante de la bomba. Para bombas que están operando bajo posibles cambios de operación su diseño debe ser estudiado cuidadosamente, porque su velocidad máxima en la línea de succión puede causar cavitación y alterar substancialmente las características de la curva.

5.7.7.3. TIPOS DE BOMBAS

Existen dos tipos diferentes de bombas centrífugas horizontales contraincendio, siendo:

De caso dividido y de succión final.

Las bombas de succión final son manufacturadas por las especificaciones de ANSI para bombas centrífugas y es limitada para capacidades menores a 500 gpm (1893 L/min). Estos límites no lo son en las capacidades de la bomba contraincendio de caso dividido, pero la máxima capacidad para bombas contraincendio listadas son generalmente de 5000 gpm (18 925 L/min).

LOCALIZACIÓN Y CUARTOS DE BOMBAS CENTRÍFUGAS

Las bombas contraincendio están en cuartos en edificios de resistencia al fuego o construcciones no combustibles. Aún cuando el clima sea moderado siempre se tendrá que luchar contra la suciedad, corrosión y deterioro. La separación estructural del cuarto de bomba de otras partes del lugar es deseable.

Los cuartos de bombas y los equipos de poder deben estar libres lo mas posible de exposiciones al fuego, explosiones, y daños por tormentas (vientos fuertes).

El propósito fundamental de las bombas contraincendio es el mover agua con una adecuada presión desde una fuente hasta el fuego. Las bombas contraincendio pueden ser instaladas en aparatos especializados como son tanque - camión, plataformas elevadas, aviones, etc.

Los cuartos de bombas deben estar provistos de luz, ventilación y drenaje, en lugares secos sobre especificados; éstos lugares deben ser de preferencia grandes para un fácil acceso para el equipo y para las inspecciones y mantenimiento.

Las bombas contraincendio preferentemente deben estar localizadas lo más cerca posible a aquellas áreas donde la protección es muy importante. En algunos lugares grandes puede ser necesario el contar con más de un punto de abastecimiento con el fin de obtener el mejor sistema de distribución. El cuarto de bombas o de máquinas generalmente son equipadas con bombas centrífugas y los accesorios para regular la presión y las operaciones principales.

Dos de las características importantes de las bombas contraincendio son

- La capacidad de descarga
- La presión de descarga.

Estas características se aprecian a la salida de la bomba. El intervalo de descarga, también conocido como el intervalo de flujo, o volumen, es la cantidad de agua bombeada por unidad de tiempo; como son galones por minuto o litros por minuto. La presión de descarga es indicada por los indicadores de presión, y la presión a la cual la bomba está bombeando el agua. La presión de descarga está en libras por pulgada cuadrada (psi), o kilopascales (kPa). El intervalo de las bombas son de acuerdo al intervalo de flujo a 150 psi (1034 kPa) de descarga, y el intervalo generalmente va de 500 gpm a (1893 L/min) 2000 gpm (7571 L/min). Estas bombas son también requeridas para suministrar el 70% de estos intervalos de capacidad a 200 psi (1379 kPa) y al 50% del intervalo de capacidad a 250 psi (1724 kPa).

BOMBAS ESTÁNDAR

Intervalo de flujo		70% de velocidad del intervalo de flujo		50% de velocidad del intervalo de flujo	
gpm ; 150 psi	l/min ; 1034 kPa	gpm ; 200 psi	l/min ; 1379 kPa	gpm ; 250 psi	l/min ; 1724 kPa
500	1893	350	1325	250	946
750	2839	525	1987	375	1419
1000	3785	700	2650	500	1893
1250	4732	875	3312	625	2366
1500	5678	1050	3975	750	2839
1750	6624	1225	4637	875	3312
2000	7571	1400	5300	1000	3785

Las bombas centrífugas, consisten esencialmente de discos rotatorios cubiertos por divisiones curvadas las cuales son de aspas escaladas, ensamblándose sobre el impulsor. Generalmente, los aparatos de las bombas contraincendio son multi-etapas, y son usualmente dos, estos permiten descargar posteriormente intervalos de flujo grandes a bajos flujos y altas presiones. Se proponen bombas multi-etapas para obtener operaciones más efectivas a bajas velocidades.

Para calcular la potencia de las bombas cuando no se tienen disponibles curvas de Q vs H de éstas, se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$BHP = (H \times Q \times S_p G_r) / 3960 \quad \text{ec. 5}$$

Donde:

- BHP = Potencia teórica de la bomba
- H = Cabeza total de la bomba, ft
- Q = Flujo que maneja la bomba, gpm
- S_pG_r = Gravedad específica

La gravedad específica es la relación que existe en la densidad del fluido que se está manejando y la densidad del agua.

Para calcular la potencia real de la bomba se tiene que considerar la eficiencia de ésta.

$$HP = (BHP) / (NT) \quad \text{ec. 6}$$

Donde.

BHP = Potencia teórica de la bomba

NT = Eficiencia total de la bomba

Para calcular la eficiencia total de la bomba se tiene que considerar las siguientes ecuaciones

$$n_T = n_B \times n_T \times n_M \quad \text{ec } 7$$

Donde.

n_B = Eficiencia de la bomba

n_T = Eficiencia de transmisión (para transmisiones directas = 0.7 a 0.9)

n_M = Eficiencia del motor (para motores eléctricos = 0.9 a 0.95)

Los valores antes dados son valores recomendados por proveedores. Cabe mencionar que el valor de n_T se localiza en las curvas de las bombas y este valor varía de acuerdo a las condiciones de operación de la bomba

Para accionar las bombas como se ha indicado anteriormente se deben utilizar motores eléctricos junto con motores de combustión interna o turbinas de vapor.

El tamaño de cada una de las bombas de agua contraincendio deberá ser tal que se facilite la operación y el mantenimiento de dichos equipos; por ésta razón no deben adquirirse bombas mayores de 9462 LPM (2500 GPM), sino que en su lugar conviene instalar un grupo de dos o más bombas cuya operación simultánea pueda proporcionar el gasto total requerido.

Bombas de presión "Jockey"

Con el objeto de mantener una presión constante y adecuada, en la red de agua contraincendio de manera que se disponga de un mínimo de 7 kg/cm² (100 psig) en cualquier punto de la misma, así como para suministrar la cantidad de agua requerida para brindar la protección contraincendio durante trabajos de reparación o mantenimiento, sin que para ello sea necesario poner en funcionamiento las bombas principales de contraincendio puede instalarse una bomba "Jockey" de mantenimiento de presión, accionada con motor eléctrico, con características de construcción semejantes a las de contraincendio y con la capacidad y presión de descarga similar a la de las bombas contraincendio, instrumentadas con un paro automático que actúe cuando en la red contraincendio se registre una presión de un 30% por arriba de la presión de descarga nominal de las bombas contraincendio, así como un arranque automático que se accione cuando en dicha red, se registre una presión de un 20% por debajo de la presión de descarga nominal de las mismas bombas, la bomba Jockey debe tener una capacidad máxima de 250 gpm.

Por lo anterior la bomba Jockey se especifica con las mismas condiciones de operación que las bombas principales exceptuando el flujo.

Lo anterior se indica en la Norma de PEMEX DG - GPASI - SI -3610 con fecha de marzo de 1996

5.7.7.4. MOTORES ELÉCTRICOS

Los motores acoplados a las bombas de contraincendio serán por lo menos de las potencias siguientes:

Capacidad de la bomba	L/min	1893	2839	3785	4732	5678	7570	9463
	gpm	500	750	1000	1250	1500	2000	2500
Potencias del motor	HP	40	60	75	100	125	150	200

Tanto las bombas como los motores deberán tener una placa donde consten sus características principales. Todo equipo deberá cumplir con las normas NFPA 70, NEMA, CFE DGE. Los motores para bombas de agua contraincendio deberán trabajar con tensiones de 600 volts como máximo. Todos los motores deberán ser del tipo para uso continuo y nunca deberán ser usados a voltajes que excedan del 110% de su voltaje nominal.

Todos los motores eléctricos deberán estar protegidos para evitar que por alguna causa les vaya a caer agua. El motor deberá tener una potencia de por lo menos el 20% mayor que la máxima potencia requerida por la bomba a su velocidad de régimen.

De preferencia deberá existir un sistema automático de arranque de los motores eléctricos que los ponga en servicio escalonadamente al descender la presión por debajo de un mínimo conveniente fijado. También se deberá contar con dispositivos de secuencia de tiempo para evitar que arranquen simultáneamente las bombas; éstas deberán arrancar en intervalos que no permitan el arranque de la siguiente bomba hasta que la anterior haya tomado su velocidad mínima de régimen, por lo que la falla de cualquier bomba en el arranque no debe evitar el arranque de la siguiente, y deberá sonar una alarma indicando la falla de ésta.

Las líneas eléctricas de fuerza y control deberán ser subterráneas y entubadas hasta la conexión a los motores de las bombas.

Los dispositivos de control de los motores y sus interruptores deben ser de la capacidad adecuada, e instalarse dentro de compartimientos que los protejan de cualquier daño físico. Los interruptores deben contar con dispositivos de protección que permitan el arranque del motor, al mismo tiempo que proporcionen la protección de corto circuito requerida.

No debe haber ningún otro dispositivo de sobre corriente entre el lado de carga del interruptor y el motor. Tampoco deben tener protección de sobre corriente los circuitos auxiliares necesarios para el arranque del motor. Debe instalarse una lámpara piloto de 115 volts conectada en la línea del arrancador y colocada cerca del sitio en que se arranca el motor, para indicar que hay energía eléctrica disponible. Se debe instalar otra que indique si está en posición de arranque automático o manual.

Se colocarán alarmas para indicar:

- Falla en el arranque de la unidad
- Falta de energía eléctrica
- Interruptor abierto

5.7.7.5. MOTORES DE COMBUSTIÓN INTERNA

La bomba accionada por motor de combustión interna es complemento de la bomba principal con motor eléctrico. El motor debe ser aprobado para servicio con bomba contraincendio.

Los motores de combustión interna utilizados para accionar bombas contraincendio deberán tener por lo menos 20% más de potencia que la potencia requerida por las bombas, trabajando ésta a la velocidad de régimen.

Los motores de combustión interna acoplados a bombas de contraincendio deberán tener un sistema doble de baterías para arranque y un sistema doble de recarga basado en el generador de la misma máquina y en una fuente externa de potencia.

El suministro de combustible deberá garantizar el funcionamiento de la unidad continuamente, durante 8 horas por lo menos, a su capacidad máxima. Por lo tanto el tanque deberá revisarse que siempre está lleno de combustible, libre de agua y materias extrañas y deberá renovarse el combustible periódicamente.

El motor deberá hacerse funcionar dos veces por semana durante una hora por lo menos a su velocidad de régimen sin mostrar calentamiento anormal ni deficiencia alguna.

Cuando el sistema de enfriamiento del motor se efectúe por medio de agua, este sistema deberá ser circuito cerrado y el agua deberá enfriarse en un cambiador agua - aire o agua - agua, en éste caso se hará una derivación en la descarga de la bomba para alimentar únicamente el cambiador de calor.

Cuando se utilicen motores de combustión interna para accionar bombas de agua contraincendio la temperatura del cuarto de bombeo no deberá ser menor de 5°C.

Las máquinas de combustión interna que tengan arranque automático deberán ser instalados en un cuarto de bombeo cerrado, donde mantendrá como mínimo una temperatura de 16°C para las máquinas que usen gasolina y 21°C para las máquinas que utilicen diesel.

Deberán seguirse siempre las instrucciones del fabricante de la máquina para el montaje, arranque, operación y mantenimiento de la misma. Los instrumentos de control que debe tener como mínimo una máquina de combustión interna serán los siguientes:

- ⇒ Gobernador de velocidad variable, con límite de regulación del 10%
- ⇒ Manómetro para el aceite lubricante.
- ⇒ Indicador de temperatura del aceite
- ⇒ Tacómetro.
- ⇒ Indicador de temperatura del sistema de enfriamiento.
- ⇒ Amperímetro.
- ⇒ Horómetro mecánico

Los motores de combustión interna deben tener como mínimo los siguientes dispositivos de protección.

- * Alarma para baja presión de aceite.
- * Alarma para alta temperatura de aceite.
- * Alarma para alta temperatura de agua de enfriamiento.
- * Alarma para bajo nivel de aceite.
- * Dispositivo de paro automático por sobre velocidad (en motores mayores de 150 KW)

Cuando el sistema de arranque sea automático, el motor deberá contar además con las alarmas siguientes:

- ♣ Lámpara piloto en el circuito de arranque para indicar que el selector está en posición de automático o manual.
- ♣ Lámpara piloto y un voltímetro en la batería de alimentación, indicando que está conectada al control y la carga de batería.
- ♣ Alarma para indicar falla en el arranque automático del motor.
- ♣ Lámpara piloto indicando bajo nivel de combustible en el tanque de la unidad.

Accesorios.

Filtro de combustible (reemplazable)

Tablero de alarmas.

Luces indicadoras

Arranque automático en unidades de relevo (optativo).

Sistema de batería doble y sistema de recarga de ésta

5.7.7.6. TURBINAS DE VAPOR

Estas deberán tener las siguientes características

Con una presión de vapor de alimentación de 75% de la especificada, la turbina deberá proporcionar la potencia requerida por la bomba.

Las bombas de contra incendio actuadas por turbina en ningún caso estarán diseñadas para operar a más de 3500 RPM

La línea de vapor que alimenta la turbina de una bomba de contra incendio, debe ser independiente a partir de la caldera, para poder cortar el suministro de vapor a toda la planta, en caso necesario y mantener el suministro de vapor a la turbina.

La turbina debe tener una conexión adicional a la línea de vapor para poder mantenerla siempre caliente y se pueda operar inmediatamente

La línea de alimentación de vapor hacia la turbina no debe tener válvula reguladora de presión, por lo que se deberá contar con válvula de seguridad en la turbina, además de los filtros y trampas de vapor necesarias.

El tubo de escape de vapor descargará directamente a la atmósfera y no deberá tener válvulas ni ninguna otra resistencia.

Deberá contar con todas las alarmas y aparatos de centros necesarios para su control, buen funcionamiento y seguridad.

Deberá cumplir con la especificación API - 611.

5.7.7.7. TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Debido al sistema hidráulico de los sistemas de rociadores, el uso de los tanques elevados va limitándose; sin embargo, el uso de altos niveles de succión de tanques, combinados con las bombas contra incendio, se han incrementado. Los tanques por gravedad son muy elevados y son usados únicamente para la protección contra incendio y esto requiere de altos estándares de mantenimiento para continuar su rehabilitación como fuente primaria de agua para sistemas de extinción.

Esto sería lo mejor si el tanque para protección contra incendio no es usado para otro propósito. Los tanques se utilizan también para otros propósitos y deben ser llenados frecuentemente y se acumulan grandes cantidades de sedimentos cuando el agua es drenada del tanque, el sedimento también es drenado dentro del sistema de extinción y éste puede bloquearse

En el caso de que el tanque sea de madera y si es llenado frecuentemente, la alternativa de drenar y mojar de la madera aserrada, puede disminuir apreciablemente la vida del tanque, en el caso de un tanque de acero pintarlo o impermeabilizarlo frecuentemente sería lo mejor, pero esto significa no mucho gasto, pero si muchas veces fuera de servicio.

Otra importante consideración tomando en cuenta ambos tanques propuestos, es la disponibilidad del agua en el instante del fuego. Los tanques rara vez estarán llenos, debido a que el consumo doméstico e industrial es constante. Si la industria produce el nivel normal del agua estará bajo y si ocurre un incendio el tanque con agua puede no estar disponible. Para sobreponerse a éstos problemas, la salida para el suministro

doméstico e industrial debe ser colocada a un nivel de agua de tal forma que lo que quede sea para uso de protección contraincendio

Es importante mencionar que cada centro de trabajo deberá contar con un volumen adecuado exclusivo de agua contraincendio únicamente, almacenado de manera tal que sea disponible en su totalidad, sólo para servicio contraincendio

La capacidad de almacenamiento (fuente secundaria) disponible para agua contraincendio, deberá ser suficiente para que las bombas instaladas operen cinco horas sin interrupción, de acuerdo con el gasto previsible según los riesgos. Si se cuenta además con una fuente primaria (río, lago, etc.) ésta debe ser capaz de suministrar el 150% del gasto total necesario para satisfacer el riesgo mayor de la instalación durante un periodo mínimo de 8 horas. Esta agua contraincendio principalmente debe estar en lo posible libre de sólidos sedimentables, acidez y alcalinidad, pudiendo ser el mismo tipo de la usada para proceso, para evitar taponamientos, sedimentación y corrosión

Para alimentar la red de agua contraincendio se puede utilizar el agua contenida en las fosas de las torres de enfriamiento, pero este volumen no debe ser considerado para calcular la capacidad de almacenamiento necesario

Los tanques de acero utilizados para almacenamiento de agua contraincendio, deberán ser pintados interiormente con pintura especial anticorrosiva o proveerlos de protección catódica

LOCALIZACIÓN DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Un buen arreglo o diseño de un tanque, es aquel que está soportado en una estructura o torre de acero independiente, colocada en la tierra, en vez de colocarlo en un edificio o construcción. El tanque debe ser construido tal que no esté expuesto a incendios desde edificios adyacentes o patios de almacenamiento. Si carece de un patio cercado y es imposible hacerlo, el tanque de acero expuesto debe ser protegido adecuadamente en una construcción resistente al fuego o ser cubierto. Cuando el acero sea necesario para protección debe incluirse acero fundido a 20 ft (6m) de edificios que puedan incendiarse y fluir el fuego. La succión de los tanques debe ser localizada y con el mínimo de tuberías. El cuarto de bombas es generalmente un lugar cerrado por lo que en los tanques o en las cisternas se minimiza la tubería de succión. Los tanques no deben ser colocados donde sean expuestos a incendios en construcciones o fuegos saliendo de ventanas o lugares de almacenamiento.

Actualmente no es económico el instalar tanques soportados por estructuras lo mas grandes y lo suficientemente elevados, que puedan ser colocados directamente a la red contraincendios y suministrar una adecuada capacidad para todas las mangueras desde hidrantes y cisternas automáticos contraincendio. Es necesario mencionar que aún en nuestros días es más económico un tanque con succión a bombas que el tanque en que se utilice sólo gravedad. Los tanques de succión y por gravedad son construidos normalmente en tamaños estándar

La capacidad requerida es determinada por el uso decidido de el tanque y será especificado con el número de galones (metros cúbicos) disponibles desde el tanque. (1 gal = 0.00378 m³)

La localización del recipiente de agua contraincendio dependerá de las condiciones de la planta, de preferencia se ubicará en zonas libres de riesgos inflamables, combustibles o explosivos. En caso de tenerse dos recipientes como fuente de abastecimiento de agua, deberán localizarse de preferencia en puntos opuestos de la planta.

El recipiente de almacenamiento deberá estar identificado con letreros visibles que indiquen "Agua contraincendio" y/o con una franja roja perimetral en la parte media del tanque

Las estructuras del recipiente de agua contraincendio no deberán ser usadas para soportar señalamientos, postes y otras estructuras, a menos que sean diseñados con un propósito auxiliar en el recipiente

5.8. CALCULO HIDRÁULICO

El cálculo de las bombas y la red contraincendio se indican en el apéndice 3 "Memoria de cálculo", aquí sólo se presenta la metodología que se siguió

Almacenamiento de Gas Licuado (LPG) en sus diferentes composiciones comerciales, así como únicamente propano.

De bases de diseño de proceso se obtiene lo siguiente:

Recipiente a presión capacidad 20000 BLS c/u.

Las condiciones de presión y temperatura requerida para las instalaciones de distribución deberán ser:

Presión de operación normal	9.1 kg/cm ² man.
Presión de operación máxima	12.4 kg/cm ² man
Temperatura normal	22 °C
Temperatura máxima	38 °C

Propiedades del Gas L.P. a manejar:

Gravedad específica	0.5452
Viscosidad:	0.1232 cp
Diámetro de la esfera	18.335 m

Red contraincendio:

El dimensionamiento de los disparos de la red contraincendio, en la terminal de gas para las protecciones con sistemas de aspersión a llenaderas y casa de bombas de Gas L.P. debe cumplir con las velocidades de flujo de agua entre 6 a 12 pie/seg. en el ramal principal

Los sistemas de aspersión en las áreas de bombas de Gas L.P., llenaderas y esferas debe cumplir con las densidades de aplicación que como mínimo debe ser de 10 lt/min por m² (0.25 Gal/min por pie²)

Criterios para selección de diámetros de las tuberías

- Que la velocidad del agua en la red contraincendio sea de 6 a 12 pie/seg. en el ramal principal, de 15 pie/seg en el arreglo (cabezal) de succión de la bomba y de 20 pie/seg en el arreglo de la descarga de la bomba

La secuencia del cálculo para las tuberías fue la siguiente:

Se calculó el diámetro nominal a partir de un flujo predeterminado y una velocidad recomendada.

$$Q = V A$$

donde:

Q = Flujo en galones por minuto

V = Velocidad en pie/seg
A = Área en pie²

De ésta fórmula se despejó el área

$$A = (\pi/d^2) / 4$$

donde:

π = Constante 3 1416
d = Diámetro en pies

De ésta fórmula se obtiene el diámetro

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

En la tabla B-14 del Crane: "Datos técnicos de las tuberías" se revisó el diámetro real e interno, y de la tabla T 9B para "Servicio de Agua contraincendio y solución de espuma" de Petróleos Mexicanos se tomaron los datos de la cédula de la tubería

Con la fórmula antes mencionada se calcula la velocidad real del agua y posteriormente se calcula la caída de presión

$$\Delta P = 0.000216 \frac{fL\rho Q^2}{d^5}$$

donde

ΔP = Caída de presión (lb/in²)
L = Longitud (ft)
 ρ = Densidad del fluido (lb/ft³)
Q = Flujo (GPM)
d = Diámetro interno (in)
f = Factor de fricción (ft)

$$h_L = \frac{fLv^2}{D2g}$$

h_L = Pérdidas de la cabeza estática de presión (ft)

El factor de fricción "f" depende un número a dimensional que determina las características del flujo se llama número de Reynolds (Re) y su fórmula es:

$$Re = 123.9 \frac{d v \rho}{\mu}$$

Donde

d = Diámetro interno de tubo, pulg
v = Velocidad media del fluido, pies/seg

ρ = Densidad del fluido, lb/pie³
 μ = Viscosidad absoluta, centipoises

Si el Re es mayor de 4000 el flujo es turbulento y si el Re es menor de 2000 el flujo es laminar.

Bombas:

La capacidad de las bombas debe ser tal que permita mantener los gastos necesarios para combatir el incendio del riesgo mayor, deben tener la característica de proporcionar cuando menos el 150% de su gasto nominal operando como mínimo al 65% de su presión nominal.

Succión - El diámetro de la tubería de succión para una o varias bombas (instaladas para operar simultáneamente), debe satisfacer las condiciones siguientes:

- Que pueda manejar la capacidad nominal de bombeo con una velocidad máxima de 1.5 m/seg (5 pie/seg)
- Que pueda manejar el 150% de la capacidad nominal de bombeo con una velocidad máxima de 4.6 m/seg (15 pie/seg)

Descarga - El diámetro de la tubería de descarga debe satisfacer las condiciones siguientes

- Que pueda manejar el 150% de la capacidad nominal de bombeo con una velocidad máxima de 6.2 m/seg (20 pie/seg).

LOS FLUJOS CALCULADOS FUERON LOS SIGUIENTES:

- 3750 gpm es el 150% de 5000 gpm que es la suma de los flujos de las dos bombas de combustión interna
- 10620 gpm es el 150% de 7080 gpm que es el flujo del riesgo mayor calculado para las esferas
- 2500 gpm es el flujo máximo de cada bomba
- 250 gpm es el flujo de la bomba Jockey
- 375 gpm es el 150% de 250 gpm siendo este el flujo que debe entrar al anillo que alimenta a cada isla
- 384 gpm es el flujo que alimenta a la casa de bombas
- 1152 gpm es el riesgo mayor en el área de llenaderas
- 1395 gpm es el flujo del riesgo en la mitad superior de las esferas

Almacenamiento de agua contraincendio

El almacenamiento de agua contraincendio se determina en función del requerimiento total de agua que demanda la protección de la instalación que represente el riesgo mayor de un centro de trabajo y del tiempo de aplicación de agua.

Esta capacidad de almacenamiento debe ser suficiente para combatir ininterrumpidamente el incendio del riesgo mayor, durante un mínimo de 4 horas; apeándose a lo que indica la norma DG - GPASI - SI - 3610
Rev 1 Hoja 9 de Pemex

BOMBA DE VAPOR DE ACCIÓN HORIZONTAL DIRECTA

ARTICULO _____

APARATO _____

OPERADO A _____ GA, # MAX WP _____ GA; # MAX T _____ °F FECHA _____ POR _____

BASADO EN VAPOR A _____ LBS/IN² GA, Y _____ °F FECHADO _____

TAMAÑO Y TIPO _____

A CONDICIONES DE SERVICIO

OPERACIÓN _____

MATERIAL BOMBEADO _____

°API A 60 /60 °F _____

GRAVEDAD ESPECIFICA A 60 °F _____

GRAVEDAD ESPECIFICA A P T _____

VISCOSIDAD A P.T. _____

TEMPERATURA DE BOMBEO °F _____

U S G P.M A 60 °F _____

U.S.G.P.M. A P. T. _____

PRESIÓN DE DESCARGA LBS/ IN² GA _____

PRESIÓN DE SUCCIÓN LBS/ IN² GA _____

APROX PRESIÓN DE VAPOR DEL LÍQUIDO _____

VAPOR _____

B ESPECIFICACIONES DE BOMBEO

VALVULAS DE SUCCION

NUMERO: _____

TAMAÑO (IN) _____

AREA DE C/U ((N²) _____

CONEXIÓN DE SUCCIÓN _____ TAMAÑO _____ SERIES _____

CONEXIÓN DE DESCARGA _____ TAMAÑO _____ SERIES _____

TIPO DE ANILLOS _____ BOMBA _____

C. MATERIALES

CILINDRO _____

REVESTIMIENTO _____

PISTONES _____

CIGÜEÑAL _____

VALVULAS _____

ASIENTO _____

RESORTES _____

EMPAQUE _____

D DESEMPEÑO

VELOCIDAD DEL PISTON FT / MIN _____

R P M _____

PRESIÓN CRITICA LBS / IN² GA _____

CONSUMO DE VAPOR _____

COPIA PARA _____ FECHA _____ REVISADO _____ FECHA _____ APROVADO _____ FECHA _____

OBSERVACIONES _____

CAPÍTULO 6

ANÁLISIS DE RESULTADOS

6.1. CONSUMO DE AGUA

6.1.1. AGUA DE ENFRIAMIENTO DE ESFERAS

Tomando en cuenta el área de cada una de las tres esferas se calcula un consumo de 2790 gpm de agua para la esfera que tenga el mayor riesgo, que en este caso se consideró la esfera principal TE - 305 mostrada en el plano A - 502, cuya área total expuesta es de aproximadamente 1056 m² para las 2 esferas adyacentes se estima un consumo de 1395 gpm para cada una, considerando que solamente cubriremos la parte superior De esta manera el consumo total de agua será de 5580 gpm

6.1.2. CONSUMO DE AGUA PARA HIDRANTES

Para esferas de capacidad igual o superior a 15000 barriles y para instalaciones de almacenamiento y distribución la norma 1026, 13.2.3 de Pemex, indica que se deberán instalar 3 hidrantes monitores localizados en puntos estratégicos con una capacidad de 500 gpm cada uno. La demanda total de los tres hidrantes será de 1500 gpm

6.1.3. CONSUMO TOTAL DE AGUA PARA ESFERAS

Considerando los dos aspectos mencionados anteriormente el consumo requerido para el área de almacenamiento es de 7080 gpm lo que corresponde al mayor riesgo esperado

6.2. CONSUMO DE AGUA PARA EL ÁREA DE AUTOTANQUES Y CASA DE BOMBAS

6.2.1. SISTEMA DE ASPERSIÓN EN LLENADERAS DE AUTOTANQUES

Con base en el plano E - 001 puede observarse que el área de llenaderas contempla tres islas dando servicio cada una de ellas a dos autotankes simultáneamente. Para cada autotankes se dispone de seis boquillas con una capacidad de 32 gpm de agua cada boquilla para poder bañar completamente el tanque en caso de incendio dando como resultado un consumo total de 1152 gpm para ésta área. La capacidad de cada boquilla cumple con la norma GPEI - SI - 3600 rev 5, donde se indica que el diámetro de conexión deberá ser de 1 pulg. el diámetro de orificio de 33/64 pulg, un ángulo de aspersión de 117° y una presión de suministro de 80 psig.

6.2.2. CASA DE BOMBAS

Empleando la norma DG - GPASI - SI - 3610 rev 1, se seleccionaron: Una bomba accionada con motor eléctrico, y dos bombas con accionador de combustión interna para operación normal y una bomba de relevo con accionador de combustión interna, lo que hace un total de cuatro bombas, tres en operación normal y una

de relevo. Una bomba de combustión interna se encuentra localizada en Pemex - Refinación, la cual entra en funcionamiento automáticamente junto con las otras dos bombas cuando son requeridas. Para mantener presurizada la red contraincendios se utiliza una bomba reforzadora jockey accionada por motor eléctrico. Los criterios tomados en cuenta para dicha selección contemplan la flexibilidad del sistema la capacidad máxima disponible comercialmente y la economía.

Empleando nuevamente la norma GPEI - SI - 3600 rev 5 para la casa de bombas se necesita una capacidad de 22 gpm por cada boquilla con un diámetro de conexión de 1 pulg, con un diámetro de orificio de 21/64 pulg, un ángulo de aspersión de 61° y una presión de 80 psig. Considerando 2 boquillas para cada bomba el consumo requerido para la casa de bombas será de 176 gpm.

6.3. CONSUMO PARA EL RIESGO MAS ALTO

Comparando los resultados obtenidos en los incisos 6.1. y 6.2. se puede concluir que las esferas de almacenamiento de Gas L.P. son las que representan el consumo mas alto ya que para este caso se necesitan 7080 gpm y para las llenaderas de autotanques y casa de bombas la demanda es de 1328 gpm.

6.4. BOMBAS CONTRAINCENDIO

6.4.1. CAPACIDAD DE CADA BOMBA

En el documento normativo fechado en marzo de 1996 perteneciente a Pemex - Refinación, Gerencia de protección ambiental y seguridad industrial emitió la norma para el diseño y construcción de redes de agua contraincendio en centros de trabajo No. DG - GPASI - SI - 3600 Revisión 1 en el apartado IX.1.14 indica que el tamaño de cada una de las bombas contraincendio deberá ser tal que se facilite la operación y el mantenimiento de dichos equipos; por esta razón no deben adquirirse bombas mayores de 9462 LPM (2500 GPM) sino que en su lugar conviene instalar un grupo de dos o mas bombas cuya operación simultánea puede proporcionar el gasto total requerido

Como resultado del consumo total de 7080 gpm de agua para las esferas y que se propusieron 3 bombas para operación normal la capacidad de cada bomba sería de 2300 gpm y si consideramos un sobre diseño del 6% la capacidad de cada bomba sería de 2500 gpm.

6.4.2. PÉRDIDAS POR FRICCIÓN

SUCCIÓN DE LAS BOMBAS

Como se mencionó en el punto 6.2.2 se requieren 3 bombas para manejar el flujo del riesgo mayor, sin embargo como el proyecto es una adecuación a la planta, 1 bomba de combustión interna se localiza en Pemex - Refinación, accionándose simultáneamente con las bombas de Pemex - Gas para suministrar el total del flujo requerido en el área de almacenamiento de Gas L.P. como se muestra en el plano A - 200 y en el balance de agua del mismo plano; por lo tanto los cálculos se realizaron tomando el flujo máximo de la bomba de combustión interna y de la eléctrica de 2500 gpm cada una; según la norma NFPA 20 y las normas de PEMEX 3610 y 1026 la tubería de succión y descarga de la bomba debe estar diseñada para soportar el 150% de la capacidad nominal de la bomba; por lo tanto el cabezal común principal que sale de los tanques de almacenamiento de agua contraincendio y las líneas principales que van al área de bombas y a las islas debe ser de 18", llevando un flujo mínimo de 7500 gpm que equivalen al 150% de 5000 gpm, que es la suma de las dos bombas antes mencionadas

Del cabezal principal de 18" se conectan las tuberías que van a cada bomba, éstas son de 14" que

corresponden a un flujo mínimo de 3750 gpm que equivalen al 150% de 2500 gpm

Después de obtener las longitudes totales y las caídas de presión correspondientes según la tabla B -14 **Flujo de agua en tuberías de acero de cédula 40** del Crane, y la presión de vapor a 72 °F obtenida de la tabla A -5b **Propiedades físicas del agua**, la columna hidrostática en el tanque de succión de agua contra incendio es de 8.14 psi (6 m), considerando 2m de nivel de piso terminado a la base del tanque, más 5 m de nivel mínimo del tanque, menos 1 m a la succión. Con base en lo anterior y considerando la caída de presión en las tuberías de 18" y 14" de 7 313 psi. se obtiene así un NPSH disponible de 27 952 pies en el caso más crítico

DESCARGA DE LAS BOMBAS

La boquilla de descarga de las bombas es de 8", por lo que se requiere instalar una expansión a 12" que es el diámetro calculado para el envío de agua al cabezal principal de 18" que transporta el agua hacia las esferas de gas L.P. y las llenaderas de autotanques

El diámetro de 12" a la descarga soporta el mismo flujo que a la entrada de cada bomba, es decir de 3750 gpm pero con mayor velocidad por la reducción del diámetro. En esta tubería las pérdidas por fricción son de 1.5 psi, tomando en cuenta accesorios y tramos rectos.

La tubería de 8" es la línea que va del ramal principal a los deflectores que se encuentran en la parte superior de las esferas llevando un flujo de 1395 gpm para proteger el hemisferio superior, teniendo 1.28 psi de pérdidas por fricción.

Para la presión de descarga en la columna hidrostática se utilizó 29.8 psi (21 m) por la diferencia de alturas, considerando 2 m del piso a la base de la esfera, mas 18 m de altura de la esfera, mas 1 m para la localización de la boquilla sobre la esfera. La presión de operación de las esferas de L.P.G. es de 100 psig y si a esto le sumamos la columna hidrostática de 29.8 psi (21 m), mas las pérdidas por fricción de 8.668 psi. obtenemos 138.508 psi a la descarga. Las pérdidas por fricción consideran los tramos de 8", 12" y 18", incluyendo los accesorios correspondientes.

CARGA Y POTENCIA DE LA BOMBA

La diferencia de presiones de succión y descarga es de 137.307 psi, lo que equivale a 317.042 pies de columna o cabeza que tendrá que suministrar la bomba para las condiciones de diseño. Considerando una capacidad de 2500 gpm y la columna hidrostática de 317.042 pies, la potencia hidráulica del motor es de 200.153 HP, considerando una eficiencia del motor de 0.6 la potencia al freno será de 333.588 BHP; y suponiendo una eficiencia del 98% en el accionador la potencia es de 340.396 HP; por lo tanto el motor comercial es de 350 HP.

6.5. RED CONTRA INCENDIO

Los diámetros de las diferentes tuberías se calcularon con velocidades y ΔP recomendados basados principalmente en la norma 1026 de la Gerencia de Seguridad e Higiene Industrial, y la cédula fue tomada de la tabla T 9B para Servicio de Agua Contra incendio y Solución de espuma de Petróleos Mexicanos. La velocidad del agua en la red contra incendio debe ser de 6 a 12 pie/seg, en el ramal principal, de 15 pie/seg en la succión de la bomba y de 20 pie/seg en la descarga de la bomba

Los cálculos que se realizaron para las tuberías fueron tomando en cuenta el riesgo máximo, capacidad de las bombas, diámetros de succión y descarga de las respectivas bombas, esto se hizo para corroborar el diámetro de tuberías existentes, calcular nuevas y ver qué diámetro le corresponde a los diferentes flujos calculados, incluyendo el riesgo máximo. El flujo que maneja cada una de las tuberías equivale al flujo calculado más el 150% que indica la norma de PEMEX 3610 y 1026

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

6.6 ALMACENAMIENTO DE AGUA CONTRA INCENDIO

Con base en los resultados obtenidos sobre el riesgo más alto indicado en el punto 6.3, se considera que la cantidad requerida de agua contra incendio para este caso es de 1,699,200 galones ó 40,457 barriles, para lo cual se utilizan 4 recipientes con capacidad de 15000 galones cada uno para el almacenamiento de dicha agua. La norma DG - GPASI - SI - 3610 Rev 1 indica que para combatir ininterrumpidamente el incendio del riesgo mayor, el tiempo requerido debe ser de 4 horas como mínimo, consecuentemente los recipientes deben estar llenos por lo menos al 70%, y si se llenan al 90% el periodo de tiempo que cubre es de 5 ½ horas.

CAPÍTULO 7

CONCLUSIONES

La amplia variedad de instalaciones industriales que manejan hidrocarburos hace necesario un cálculo lo mas preciso posible, de los requerimientos de agua. La experiencia es un factor muy importante para establecer dichos requerimientos, sin embargo es recomendable que no se empleen los valores obtenidos para industrias similares en el diseño final. Los datos de instalaciones similares únicamente sirven para tener una idea de orden de magnitud con el propósito de contar con estimados preliminares

En cuanto a las técnicas para la protección contraincendio podemos mencionar que se instalaron extinguidores en el edificio de oficinas administrativas y en la planta, así como sistemas de aspersión para enfriamiento de tanques y de equipo; en la línea de gas L.P. se colocó un sistema de alivio para desfogar el exceso de presión, y también un sistema de bloqueo y control de flujo para aislar secciones en caso de emergencia; el soporte de las esferas fue protegido con cemento refractario y se hicieron diques de contención.

La selección de las normas aplicables se hizo en función del punto más crítico, y se observó que se pueden presentar situaciones en las cuales dos o mas normas similares pueden presentar criterios diferentes por lo que el diseñador deberá emplear su experiencia para el diseño mas adecuado del sistema, siempre y cuando en las bases de diseño no se indique que se deberá usar una condición específica. Se puede concluir que es indispensable la participación de personal con gran experiencia en el área en estos casos, ya que no basta con aplicar las técnicas mas recientes.

En el caso expuesto en la presente tesis, se considera una adecuación a la terminal de almacenamiento y distribución de gas L.P.; por lo tanto en la medida de lo posible se trató de apegar a las normas; sin embargo en las bases de diseño se indicaban casos específicos, como por ejemplo la cantidad de bombas para operación normal son tres, una de ellas se encuentra en Pemex - Refinación entrando en funcionamiento automáticamente con el sistema contraincendio de Pemex - Gas. Otro punto que señala la norma es que la casa de bombas contraincendio debe estar lo más cerca posible a los tanques de almacenamiento de agua y de los tanques a proteger (en este caso de gas L.P.), y en este caso por falta de espacio la distancia entre estos puntos es considerable. El cuarto de control y CCM se rehucó varias veces, ya que la norma indica que debe estar en contra de los vientos dominantes y reinantes

El método utilizado es muy confiable, sencillo y preciso, se toma en cuenta el punto más alejado de la red contraincendio y el cálculo se hace en base a este dato, asegurando que la presión que se calculó es suficiente para que llegue el agua a todas partes en la red contraincendio. El problema que se presentó fue que los datos de las distancias se tenían que tomar en campo, o eran proporcionados por otros departamentos como tuberías y civil; cuando se tienen los resultados listos, los DTI y DFP realizados se debe hacer un chequeo cruzado para ver que ninguna disciplina se estorbe y que los datos sean los correctos. Los resultados deben estar dentro de las especificaciones de las bases de diseño y de las normas utilizadas; por ejemplo los diámetros de las tuberías y las bombas deben cumplir con lo indicado más un porcentaje de sobre diseño, sin que esto implique mayores costos.

Para el caso de estudio presentado en éste trabajo podemos concluir que se tiene la garantía de contar con el suministro de agua contraincendio ya que los tanques de almacenamiento de agua llenados al 90% de su capacidad sobrepasa lo requerido por la norma para cubrir el riesgo máximo durante 4 horas; en el caso de existir el incendio y se terminase el agua, PEMEX - Refinación también cuenta con agua contraincendio, y las redes contraincendio están conectadas en caso de necesitarse agua para una u otra planta, y si ésta agua se terminase, se suministraría de la red municipal. En caso de una situación catastrófica el fuego podrá ser

extinguido o controlado durante el intervalo de tiempo señalado anteriormente, con el apoyo de los otros sistemas contraincendio, logrando el suministro continuo de agua

Desde el punto de vista del mantenimiento es mucho mas sencillo arrancar y operar con motores eléctricos, sin embargo se consideró la gran vulnerabilidad del suministro eléctrico para el caso de aplicación de este trabajo El fuego por si mismo puede originar interrupción en el suministro de energía anulando completamente la operación del sistema contraincendio por lo cual se optó por motores de combustión interna.

Se incluyó también una bomba de baja capacidad para mantener la presión en el sistema contraincendio (bomba Jockey), cuando el sistema no está en operación. La capacidad de ésta bomba fue seleccionada para mantener dicha presión contra fugas

En cuanto a la metodología se puede afirmar que *en si misma no es complicada siendo la parte medular el respeto a los criterios de diseño y a las normas mas estrictas para minimizar las pérdidas materiales y evitar totalmente cualquier pérdida humanas.*

El presente trabajo fue realizado en una compañía de ingeniería, por lo tanto da una idea mas amplia del mundo real fuera de las aulas, se pone en práctica lo aprendido a lo largo de la carrera y se aprende sobre las dificultades existentes en un proyecto, sobre todo cuando el trabajo no es un diseño nuevo, sino que es una adecuación donde se debe aprovechar al máximo los recursos ya existente. Se aprende a utilizar y a apearse a las normas internacionales y nacionales actualizadas y sobre todo se aprende a convivir con las personas realizando equipo de trabajo para ofrecer lo mejor de acuerdo a las necesidades del cliente dándole diferentes propuestas, para sugerirle la más adecuada técnicamente, respetando el tiempo programado en la evaluación inicial del proyecto

• •

APÉNDICE 1

NORMAS APLICABLES

1. NORMAS DE PETRÓLEOS MEXICANOS.

- NORMAS DE PROYECTO DE OBRA No. 2.607.21.

SISTEMAS PARA AGUA DE SERVICIO CONTRA INCENDIO

Esta norma establece los requisitos mínimos para el proyecto de sistemas de agua de servicios contra incendio cubriendo desde la fuente de aprovisionamiento hasta la conexión para mangueras u otras conexiones para sistemas de protección contra incendio a base de agua

- NORMA DE SEGURIDAD A-I-1.

El fin de esta norma es establecer los requisitos mínimos de las Instalaciones contra incendio en las instalaciones de proceso de PEMEX.

- NORMA DE SEGURIDAD E HIGIENE INDUSTRIAL INSTITUCIONAL No 01 0 26

Aquí se mencionan los requisitos generales para el proyecto, construcción y equipamiento de las redes de agua contra incendio (Septiembre 1990)

- NORMA GR-IS-3600.

ESPECIFICACIONES PARA PROTECCIÓN EN TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE LA GERENCIA DE REFINERÍAS

Todos los tanques de almacenamiento que se construyen para la Gerencia de Refinerías de Petróleos Mexicanos, deben cumplir con las especificaciones en esta norma, en cuanto a las instalaciones para la protección contra incendio y algunas características de otras instalaciones de importancia desde ese punto de vista. Esta norma comprende los tanques cilíndricos horizontales y tanques esféricos para almacenamiento de alta presión, en esta norma no se contempla el caso de tanques de almacenamiento criogénico ni tanques de baja presión.

2. ESTÁNDAR 2510 DEL INSTITUTO AMERICANO DEL PETRÓLEO.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE INSTALACIONES DE GAS L.P. EN TERMINALES MARINAS Y TERRESTRES, PLANTAS DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL, REFINERÍAS, PLANTAS PETROQUÍMICAS Y PATIOS DE TANQUES.

Este estándar presenta los requisitos mínimos para el diseño y construcción de instalaciones para el almacenamiento y manejo de gas licuado del petróleo terminado (Gas L.P.) en terminales marinas y de gasoductos, plantas de procesamiento de gas natural, refinerías, plantas petroquímicas y zonas de tanques (plantas de almacenamiento). El estándar contempla e intenta evaluar la instrucción especializada y la experiencia de personal de operación en el tipo de instalación discutida. En ciertos casos se indican excepciones y se describen métodos alternativos.

La norma cubre el diseño, construcción y localización de las instalaciones de Gas L.P. en los puntos mencionados anteriormente, excepto en fosos terrestres congelados y cavernas o pozos de almacenamiento subterráneo. El estándar aplica tanto al almacenamiento no refrigerado como al refrigerado

C. ESTÁNDAR 59 DE LA ASOCIACIÓN NACIONAL DE PROTECCIÓN CONTRA EL FUEGO (NFPA 59).

ESTÁNDAR PARA EL ALMACENAMIENTO Y MANEJO DE GASES LICUADOS DE PETRÓLEO PARA PLANTAS DE UTILIZACIÓN DE GAS

Aquí se delinearán los métodos para la protección de personas y propiedades, proporcionando un estándar de referencia que sirva como guía para todas las personas involucradas con la construcción y operación de equipo para gas licuado de petróleo en plantas de aprovechamiento de gas.

LISTADO DE NORMAS

Normas de seguridad de Petróleos Mexicanos

- Normas de Proyectos de obra No. 2.607 21
- Normas de Seguridad A-I-1 Revisión 1, octubre de 1966
- Norma Gerencia de seguridad e higiene industrial institucional No 01 0 26, septiembre 1990
- Normas GR-IS-3600 4 edición, abril 1983

Norma 2510 del Instituto Americano del Petróleo API 2510 4 edición, diciembre 1978

Norma 59 de la Asociación Nacional de protección contra el fuego NFPA 79 edición, 84 revisión

NFPA 20, Standard for the installation of centrifugal fire pumps, agosto 1996

NFPA 14, Standard for the installation of standpipe and hose systems, 1974

APÉNDICE 2

DEFINICIONES

A continuación se definen algunos términos que serán de utilidad.

- **Temperatura de ignición:** Es la temperatura mínima en la que se inicia la autocombustión de una sustancia
- **Mezcla explosiva:** Es la combinación de aire y vapores o gases, en tales proporciones, que el contacto con una fuente calorífica, ocasiona una explosión o fuego.
- **Temperatura de evaporación:** Es la temperatura mínima en la que un líquido genera suficiente vapor, para formar una mezcla inflamable con el aire que entra en contacto
- **Densidad de vapores o gases:** Es el proceso de un volumen de vapor o gas puro, comparado con el peso de igual volumen, de aire seco, a la misma presión y temperatura
- **Fuente de peligro:** Es la parte o partes de un equipo y sus instalaciones, por donde escapen sustancias explosivas o inflamables al medio ambiente durante su operación, reparación o mantenimiento
- **Áreas peligrosas:** Se consideran como áreas peligrosas los lugares en donde se manejen, almacenen o procesen hidrocarburos y sus derivados, en donde existan o puedan existir vapores o gases de esos productos, que, combinados con el aire ambiente, produzcan mezclas explosivas o inflamables
- **Equipo intrínsecamente seguro:** Es el equipo eléctrico que se instala dentro de una caja metálica, la cual es capaz de soportar la explosión que pueda ocurrir dentro de ella, de un gas o vapor específico y evitar que la atmósfera inflamable que la rodea se incendie debido a chispas, arcos, o explosión interior de dicho gas o vapor; su temperatura externa de operación debe ser tal que incendie la atmósfera inflamable que la rodea.
- **Equipo de seguridad aumentada:** Es un equipo de uso general, al que incorporan protecciones para asegurar que no producirá calentamientos excesivos, arcos, ni chispas

APÉNDICE 3

MEMORIA DE CÁLCULO

NOTA: Debido a que el presente proyecto es una adecuación a una planta ya existente algunos valores utilizados en los cálculos fueron tomados de tablas y datos proporcionados por PEMEX.

La presente memoria de cálculo tiene por objetivo definir el sistema de bombeo de agua contraincendio requerido.

Datos:

Almacenamiento de Gas Licuado (L.P.G.) en sus diferentes composiciones comerciales, así como únicamente propano

De bases de diseño de proceso se obtiene lo siguiente

Recipiente a presión capacidad 20000 BLS c/u

Las condiciones de presión y temperatura requerida para las instalaciones de distribución deberán ser:

Presión de operación normal	9.1 kg/cm ² man
Presión de operación máxima:	12.4 kg/cm ² man
Temperatura normal:	22 °C
Temperatura máxima	38 °C

Propiedades del Gas L.P. a manejar

Gravedad específica:	0.5452
Viscosidad:	0.1232 cp
Diámetro de la esfera:	18.335 m

Area de la esfera de 20000 BLS

$$A = \pi D^2 \quad D = 18.355 \text{ m}$$
$$A = 3.1416 \times (18.335\text{m}^2) = \underline{1056.11 \text{ m}^2}$$

Densidad de aplicación:

Por cada 1 m² se deben aplicar 10 lt/min. por lo tanto si tenemos 1056.11 m² se requerrán 10561 lt/min o 2790 gpm de agua contraincendio.

En el área de almacenamiento hay 3 esferas de LPG por lo tanto de acuerdo a la normatividad de PEMEX de contraincendio: GPEI - SI - 3600, Rev. 6 pag 52 y 53 se requiere abrir todo el sistema de agua de enfriamiento de una de las esferas y solamente los conos superiores de todas las esferas adyacentes comprendidas en un radio de 2.5 veces el diámetro a partir de la tangente de la esfera considerada.

Para la superficie del hemisferio superior, el agua se aplicará mediante un tubo con deflector o cono distribuidor situado en la parte superior de la esfera, este tubo deberá diseñarse para conducir el volumen de agua necesario para cubrir la superficie de la mitad superior del recipiente.

Como se calculó para proteger una esfera se requiere 2790 gpm y para las esferas adyacentes 1395 gpm c/u, ya que solamente cubriremos la parte superior (3 esferas en total)

$$2790 + 1395 + 1395 = \underline{5580 \text{ gpm}}$$

De acuerdo a la norma No 0.1.0.26 apartado 1.3.2.3. indica que se deben incluir 3 hidrantes monitores localizados estratégicamente cuando se trate de esferas de 15000 BLS y mayores. Indicando lo siguiente

<u>INSTALACIÓN</u>	<u>CONSUMO</u>
De refinación y recibo, almacenamiento y distribución	500 GPM

De acuerdo a lo anterior 3 hidrantes x 500 GPM = 1500 GPM

Gasto requerido en el área de almacenamiento es igual: 5580 GPM + 1500 GPM = 7080 GPM.

- Este es el riesgo mayor a considerar -

CONSUMO DE AGUA PARA EL SISTEMA DE ASPERSIÓN EN LLENADERAS DE AUTO TANQUES Y CASA DE BOMBAS.

En el diseño el área de las llenaderas indica 3 islas y cada una da servicio a 2 autotanques, para cada autotanque hay seis boquillas con una capacidad de 32 GPM Dato tomado de la tabla Boquilla de aspersión para sistema contraincendio. Gasto de agua por boquilla para sistema de diluvio Norma Pemex No GPE - SI -3600 Rev. 5 4 edición, abril 1983.

6 boquillas x 6 autotanques x 32 GPM = 1152 GPM en el área de llenaderas

En el área de casa de bombas de Gas L P hay 2 boquillas por bomba con una capacidad de 22 GPM cada una, y se calculan 4 bombas en total: (Dato tomado de tabla anterior)

4 bombas x 2 boquillas x 22 GPM = 176 GPM en la casa de bombas

De acuerdo a los resultados obtenidos el riesgo mayor es el que presentan las esferas de almacenamiento de Gas L P

CÁLCULO DE LAS BOMBAS CONTRAINCENDIO:

Para iniciar los cálculos de la red contraincendio se debe tomar en cuenta el flujo del riesgo mayor el cual corresponde a las esferas, siendo de 7080 gpm, en la norma DG - GPASI - SI - 3610 revisión 1, indica que no deben haber bombas mayores de 9462 LPM (2500 GPM) sino que en su lugar conviene instalar un grupo de 2 o mas bombas cuya operación simultánea puede proporcionar el gasto requerido; por lo tanto 7080 gpm equivalen a 3 bombas de 2300 gpm cada una, considerando un sobre diseño del 6% la capacidad de la bomba es de 2500 gpm cada una

En la norma DG - GPASI - SI - 3610 revisión 1 se indica el tipo de motor que debe llevar cada bomba Debido a que el proyecto es una adecuación, una de las bombas se encuentra en Pemex - Refinación la cual

se acciona simultáneamente con las bombas de Pemex - Gas para suministrar el flujo requerido, por lo tanto los cálculos se hicieron tomando solamente en cuenta 2 bombas de 2500 gpm cada una, y la norma NFPA 20 y las normas de Pemex 3610 y 1026 indican que las tuberías deben estar diseñadas para soportar el 150% de la capacidad nominal de la bomba

$$2500 \times 2 \times 1.5 = \underline{7500} \text{ gpm debe de soportar la red de tubería}$$

Flujo por bomba 2500 GPM
Densidad. 62.3 lb/ft³
Viscosidad 1 cp

CÁLCULO DE PÉRDIDAS POR FRICCIÓN A LA SUCCIÓN

- La velocidad recomendada en la red principal es de 6 a 12 pie/seg; por lo que se considera un diámetro de 18" que cumple con lo establecido para un flujo de 5000 gpm que equivale a la suma de las dos bombas en operación de PEMEX - GAS

Cálculo de pérdidas de presión en la línea de succión 18" - ACI - 60 - T9B

Longitud tubo recto 345 m o 1132 pies

DIAM. ACCESORIOS	CANTIDAD	LONG EQ (PIES)	LONG EQ TOTAL (PIES)
18" Codos 90 ° RL	7	45	315
18" Codos 45 °	2	24	48
18" Tee en línea	3	30	90
18" Tee en ramal	4	90	<u>360</u>
			Total = 813 pies

$$\text{Longitud Equivalente Total} = \text{Longitud tubo recto} + \text{longitud equivalente por accesorio}$$

$$= 1132' + 813' = \underline{1945 \text{ pies}}$$

Flujo 5000 gpm
Diámetro 18 pulgadas
Velocidad 7.17 ft/s
 $\Delta P/100'$ 0.34 psi
Longitud total 1945 pies

1945 pies equivalen a $\Delta P = \underline{661.3 \text{ psi}}$, que son pérdidas de presión debidas a la fricción en un tubo de 18 pulgadas.

- La línea principal se ramifica en 2 líneas de 14" de diámetro, las cuales llevan un flujo de 2500 gpm que equivale a la capacidad de cada una de las bombas.

La velocidad máxima recomendada a la succión es de 15 pie/seg según la norma 1026 de Pemex.

Longitud tubo recto en la línea 14" - ACI - 61 - T9B es de 69 pies

DIAM. ACCESORIOS	CANTIDAD	LONG EQ (PIES)	LONG EQ TOTAL (PIES)
14" Codos 90 ° RL	2	30	60
14" Codos 45 °	1	16	16
14" Tee en ramal	1	60	60

14"	Salida de eq	1	17	17
14"	válvula macho	2	13	<u>26</u>
Total =				179 pies

Longitud Equivalente Total = Longitud tubo recto + longitud equivalente por accesorio
 = 69' + 179' = 248 pies

Flujo 2500 gpm
 Diámetro 14 pulgadas
 Velocidad 5.93 ft/s
 ΔP/100' 0.321 psi
 Longitud total 248 pies

248 pies equivalen a ΔP = 0.7 psi, que son pérdidas de presión debidas a la fricción en un tubo de 14 pulgadas.

Pérdidas de presión debidas a la fricción en la succión = 6.613 psi + 0.7 psi = 7.313 psi.

Columna hidrostática:

2 m De nivel de piso terminado a la base del tanque
 5 m Nivel mínimo del tanque
 1 m A la succión

-2 - 5 + 1 = -6 m X 3.28 = -19.68 pies X (62.3 / 144) = -8.514 psi de columna hidrostática

CÁLCULO DE LA PRESIÓN DE SUCCIÓN (PS)

$$P_s = P_{op} + S_s - H_f$$

Donde:

P_{op} = Presión de operación, atm o psia
 S_s = Columna hidrostática, 8.514 psi ó 19.659 pies de operación.
 H_f = Pérdidas por fricción en la succión 7.313 psi.

$$P_s = 0 + 8.514 \text{ psi} - 7.313 \text{ psi} = 1.201 \text{ psi}$$

Presión de succión = 1.201 psi.

CÁLCULO DE LA CARGA NETA POSITIVA DE SUCCIÓN

$$NPSH_{disp} = +/- S + \frac{(P_{op} - P_v) 3.31}{S_p G_r} - H_f$$

P_v = Presión de vapor, 0.4 psia (Temp. amb. del agua 30°C)
 P_{op} = 11.3 psia, presión atm de Puebla
 S_p G_r = Gravedad específica 1

$$NPSH_{disp} = 19.659' + \frac{(11.3 - 0.4) 2.31}{1} - 16.886' = 27.952'$$

Carga neta positiva de succión Disponible = 27 952 pies en el caso más crítico

Carga neta positiva de succión Requerida = 27.952 + 3 = 30 952 pies

CÁLCULO DE PÉRDIDAS POR FRICCIÓN A LA DESCARGA

La velocidad máxima recomendada a la descarga es de 20 pies/seg según la norma 1026

La boquilla de descarga de la bomba tiene un diámetro de 8" según diseño de fabricante, este accesorio tiene una expansión a 12" siendo el diámetro que se maneja a la descarga con un flujo de 2500 gpm

- La línea de 12" a la descarga de la bomba maneja un flujo de 2500 gpm.

Longitud tubo recto en la línea 12" - ACI - 64 - T9B es de 3 m o 10 pies

DIAM. ACCESORIOS	CANTIDAD	LONG EQ (PIES)	LONG EQ TOTAL (PIES)
12" Codos 90 ° RL	1	30	30
12" Codos 45 °	1	16	16
12" Tee en línea	2	20	40
12" Tee en ramal	1	60	60
12" Válvula comp.	1	13	13
12" Válvula check	1	135	<u>135</u>
			Total = 294 pies

Longitud Equivalente Total = Longitud tubo recto + longitud equivalente por accesorio
= 294' + 10' = 304 pies

Flujo	2500 gpm
Diámetro	12 pulgadas
Velocidad	7.17 ft/s
ΔP/100'	0.515 psi
Longitud total	304 pies

304 pies equivalen a ΔP = 1.566 psi, que son pérdidas de presión debidas a la fricción en un tubo de 12 pulgadas

- El agua se envía al cabezal principal donde se unen los flujos de las 2 bombas, y el agua proveniente de la terminal de destilados, con una velocidad máxima recomendada de 6 a 12 pie/seg

Longitud tubo recto en la línea 18" - ACI - 71 - T9B es de 253 m o 830 pies.

DIAM. ACCESORIOS	CANTIDAD	LONG EQ (PIES)	LONG EQ TOTAL (PIES)
18" Codos 90 ° RL	4	45	180
18" Codos 45 °	4	24	96
18" Tee en línea	3	30	90
18" Tee en ramal	3	90	270
18" Válvula comp	1	20	<u>20</u>
			Total = 656 pies

Longitud Equivalente Total = Longitud tubo recto + longitud equivalente por accesorio
 = 656' + 830' = 1486 pies

Flujo 5000 gpm
 Diámetro 18 pulgadas
 Velocidad 7.17 ft/s
 ΔP/100' 0.34 psi
 Longitud total 1486 pies

1486 pies equivalen a ΔP = 5.052 psi, que son pérdidas de presión debidas a la fricción en un tubo de 18 pulgadas

- Del cabezal principal se ramifica una línea de 8" siendo ésta la de los deflectores que bañan la esfera por la parte superior, manejando un flujo de 1395 gpm

Longitud tubo recto en la línea 8" - ACI - 67 - T9B es de 21 m o 69 pies

DIAM. ACCESORIOS	CANTIDAD	LONG EQ (PIES)	LONG EQ TOTAL (PIES)
8" Codos 90 ° RL	1	20	20
8" Codos 45 °	2	11	22
8" Tee en ramal	1	40	40
8" Válvula comp	1	9	<u>9</u>
			Total = 91 pies

Longitud Equivalente Total = Longitud tubo recto + longitud equivalente por accesorio
 = 91' + 69' = 160 pies

Flujo 1395 gpm
 Diámetro 8 pulgadas
 Velocidad 16 ft/s
 ΔP/100' 1.28 psi
 Longitud total 160 pies

160 pies equivalen a ΔP = 2.05 psi, que son pérdidas de presión debidas a la fricción en un tubo de 8 pulgadas.

Pérdidas de presión debidas a la fricción en la descarga =
1.566 psi + 5.052 psi + 2.05 psi = 8.668 psi.

Columna hidrostática:

2 m De nivel de piso terminado a la base de la esfera
 18 m Altura de la esfera
 1 m Altura de la boquilla de asperción

2 + 18 + 1 = 21 m X 3.28 = 68.88 pies X (62.3 / 144) = 29.8 psi de columna hidrostática

CÁLCULO EN LA PRESIÓN DE DESCARGA (PD)

$$P_D = P_{op} + H_d + H_{fd}$$

Donde

- P_{op} = Presión de operación 7 kg/cm² man o 100 psig
 H_d = Columna hidrostática de descarga 21 m o 68.9 pies
 H_{fd} = Pérdidas de fricción en la línea de descarga 8.668 psi ó 20 014 pies

$$P_d = 100 + 29,84 + 8\,668 = 138.508 \text{ psi}$$

CAÍDA DE PRESIÓN = PRESIÓN DE DESCARGA - PRESIÓN DE SUCCIÓN

$$\Delta P = P_d - P_s = 138.508 \text{ psi} - 1\,201 \text{ psi} = 137\,307 \text{ psi} \text{ ó } 317\,042 \text{ pies}$$

$$HP = \frac{H_f \times G_r \times E_{op} \times Q_f}{3960} = \frac{317.042 \times 1 \times 2500}{3960} \approx 200\,153 \text{ HP hidr\u00e1ulico}$$

Eficiencia de la bomba 60% ($\eta = 0.6$)

$$BHP = \frac{HP_{hid}}{\eta_{Bomba}} = \frac{200\,153}{0.6} = 333\,588 \text{ HP acc}$$

Eficiencia del accionador el\u00e9ctrico 98% ($\eta = 0.98$)

$$HP_{Acc} = \frac{BHP}{\eta_{Acc}} = \frac{333\,588}{0.98} = 340.396 \text{ HP}$$

Motor comercial el\u00e9ctrico de 350 HP

Eficiencia del accionador de combusti\u00f3n interna 70% ($\eta = 0.70$)

$$HP_{Acc} = \frac{BHP}{\eta_{Acc}} = \frac{333.588}{0.70} = 476.554 \text{ HP}$$

Motor comercial de combusti\u00f3n interna de 500 HP

Una de las bombas es accionada por motor el\u00e9ctrico y la otra bomba por motor de combusti\u00f3n interna.

TABLA DE RESULTADOS

Presión de succión (PS)	1 201 psig
Presión de descarga (PD)	138 508 psig
Presión diferencial (ΔP)	137 307 psig
Columna diferencial (ΔH)	317.042 pies
Carga neta positiva de succión requerida	30 952 pies
Potencia hidráulica	200.153 HP
Potencia hidráulica al freno ($\eta = 0.60$)	333 588 BHP
Potencia con accionador eléctrico ($\eta = 0.98$)	340.396 HP
Motor comercial	350 HP.
Potencia con accionador de combustión interna ($\eta = 0.70$)	476 554 HP
Motor comercial	500 HP.

Los cálculos que se realizaron para las tuberías fueron tomando en cuenta el riesgo máximo, capacidad de las bombas, diámetros de succión y descarga de las respectivas bombas; esto se hizo para corroborar el diámetro de tuberías existentes, calcular nuevas y ver que diámetro le corresponde a los diferentes flujos calculados, incluyendo el riesgo máximo; a continuación se presentan los resultados obtenidos:

FLUIDO	agua	agua	agua	agua	agua	agua	agua	agua
FLUJO (GPM)	3750	3750	5000	5000	7080	2500	2500	25
PRES OP (PSIG)	0	0	0	0	135	0	0	0
TEMP OP (F)	72	72	72	72	72	72	72	72
DENS (LB/FT ³)	62.3	62.3	62.3	62.3	62.3	62.3	62.3	62.3
VISCOS (CP)	1	1	1	1	1	1	1	1
RUG ABS (PIE)	0.00015	0.00015	0.00015	0.00015	0.00015	0.00015	0.00015	0.00015
DIÁM (PULG)	12.25	13.5	12.25	13.5	17.5	12.25	13.5	3.068
VELOC (PIE/SEG)	10.19575	8.39506	13.5943	11.19342	9.432294	6.79717	5.596708	10.83651
NUM Re	964083.6	874816.6	1285445	1166422	1274133	642722	583211.1	256628.1
Δp (PSI/100 FT)	0.972924	0.595567	1.69816	1.037214	0.546574	0.44638	0.274178	5.881213
No. CÉDULA	20	10	20	10	10	20	10	40
DIÁM (PULG) SUCC BOMBA		14		14	18		14	
DIÁM (PULG) DESC BOMBA	12		12			12		3
DIÁMETRO CABEZAL COMÚN DE LA DESCARGA DE LA BOMBA					18			

FLUIDO	agua	agua	agua	agua	agua	agua
FLUJO (GPM)	250	10620	375	384	1152	1395
PRES OP (PSIG)	0	0	0	135	150	150
TEMP OP (F)	72	72	72	72	22	72
DENS (LB/FT ³)	62.3	62.3	62.3	62.3	62.3	62.3
VISCOS (CP)	1	1	1	1	1	1
RUG ABS (PIE)	0.00015	0.00015	0.00015	0.00015	0.00015	0.00015
DIÁM (PULG)	4.026	15.5	3.068	3.068	12.25	8.125
VELOC (PIE/SEG)	6.292926	18.0352	16.25477	16.64488	3.132135	8.6216
NUM Re	195562.6	2157806	384942.1	1166422	296166.5	540717
Δp (PSI/100 FT)	1.486211	2.22217	12.90196	13.51144	0.102898	1.15459
No CÉDULA	40	10	40	40	20	20
DIÁM (PULG)	4	18				
SUCC BOMBA						
DIÁM ANILLO ALIMENTACIÓN A C/ISLA			4			
DIÁM RAMAL QUE ALIMENTA CASA DE BOMBAS				3		
DIÁM CUMPLE HIDRAULICAMENTE					12	
DIÁM DEL TUBO DEFLECTOR Ó CONO DISTRIBUIDOR						8

Todos los valores de los diámetros se encuentran en pulgadas

El número de cédula está tomado de la tabla T 9B para "Servicio de Agua contraincendio y solución de espuma" de Petróleos Mexicanos. Noviembre de 1997

El flujo de 10620 GPM con un diámetro de 18 pulg. hidráulicamente cumple con una capacidad igual a 150% de la capacidad nominal de la bomba.

ALMACENAMIENTO DE AGUA CONTRAINCENDIO

El almacenamiento de agua contraincendio se determina en función del requerimiento total de agua que demanda la protección de la instalación que represente el riesgo mayor de un centro de trabajo y del tiempo de aplicación de agua.

Esta capacidad de almacenamiento debe ser suficiente para combatir ininterrumpidamente el incendio del riesgo mayor, durante un mínimo de 4 horas, apegándose a lo que indica la norma DG - GPASI - SI - 3610 Rev. 1 Hoja 9 de Pemex

El riesgo mayor considerado es de 7080 gpm que comprende el área de las esferas
4 horas son 240 minutos

$$7080 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times 240 \text{min} \approx 1699200 \text{gal}$$

La cantidad de agua requerida como mínimo para almacenamiento es de 1,699,200 galones ó 40,457 barriles

Se cuenta con 4 tanques de 15000 barriles para almacenamiento de agua Se recomienda llenar los recipientes por lo menos al 70% de su capacidad y se tendría un total de:

4 tanques X 15000 galones c/u X 0 70 porcentaje de llenado = 42000 barriles

42000 barriles de agua se consumen en 249 minutos ó 4 horas y 9 minutos

Si los tanques se llenan al 90% se tiene un total de agua de

4 tanques X 15000 galones c/u X 0 90 porcentaje de llenado = 54000 barriles

54000 barriles de agua se consumen en 320 minutos ó 5 horas y 20 minutos.

En ambos casos se cuenta con la capacidad de agua contra incendio necesaria para combatir el riesgo mayor durante 4 horas de acuerdo a la normatividad de Pemex. Además se cuenta con una cisterna con capacidad de 80 m³ para agua cruda y aprovechamiento de agua pluvial.

APÉNDICE 4

SIMBOLOGÍA:

Kg	kilogramo
Lb	libras
°C	Grados celcius
°F	Grados Farenheit
°K	Grados Kelvin
In	Inches - pulgadas
Pulg	Pulgadas
Ft (')	Pies
M	Metros
KJ	Kilo Jouls
V	Volts
Min	Minutos
Seg	Segundos
BTU	Unidades térmicas inglesas
BHP	Potencia al freno
HP	Caballos de fuerza
X ^x	Undad elevada a algún exponente
ATM	Atmósfera

APÉNDICE 5

TABLAS CONSULTADAS

- ♣ A continuación se enlistan las principales tablas que se consultaron para el desarrollo de los cálculos presentados en el Apéndice 3:

- ♣ Alternativas para la determinación de la cantidad de bombas contra incendio de relevo
Norma para el diseño y construcción de redes de agua contra incendio en centros de trabajo en Pemex Refinación. Norma Pemex No DG - GPASI -SI -3610 Rev 1 Marzo de 1996

- ♣ Longitudes equivalentes (L/D) representativa de una serie de válvulas y accesorios de tubería
Manual de procedimientos de ingeniería de diseño - Fluidos incompresibles. Rev. 0, Pemex Junio de 1991

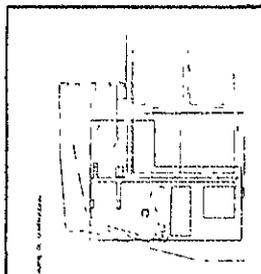
- ♣ Boquilla de aspersión para sistema contra incendio Gasto de agua por boquilla para sistema de diluvio
Norma Pemex No. GPE - SI -3600 Rev. 5 4 edición, abril 1983

- ♣ Propiedades físicas del agua Código ASME Tablas de vapor Año 1979

- ♣ B - 11b Flujo de agua en tuberías de acero de cédula 40 Flujo de fluidos Crane 1979

- ♣ B - 14 Datos técnicos de las tuberías. Aceros al carbón, aceros inoxidable Flujo de fluidos Crane. 1979

- ♣ Tabla T 9B para "Servicio de Agua contra incendio y solución de espuma" de Petróleos Mexicanos Noviembre de 1997

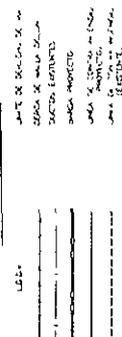


CROQUIS DE LOCALIZACION

IDENTIFICACION DE INSTALACIONES

NUMERO	DESCRIPCION
1	ESTACIONAMIENTO PARA AUTO-MOVILES
2	GASES DE ESCAPE
3	SECCION DE REFINACION
4	ESTACIONAMIENTO PARA VEHICULOS Y EQUIPO DE REFINACION
5	OFICINAS ADMINISTRATIVAS
6	ESTACIONAMIENTO PARA CARROS
7	ALBERGUES DE TRABAJADORES
8	CANTINA DE COMIDA Y BEBIDA
9	ALBERGUES DE TRABAJADORES
10	ALBERGUES DE TRABAJADORES
11	ALBERGUES DE TRABAJADORES
12	ALBERGUES DE TRABAJADORES
13	ALBERGUES DE TRABAJADORES
14	ALBERGUES DE TRABAJADORES
15	ALBERGUES DE TRABAJADORES
16	ALBERGUES DE TRABAJADORES
17	ALBERGUES DE TRABAJADORES
18	ALBERGUES DE TRABAJADORES

SIMBOLOGIA

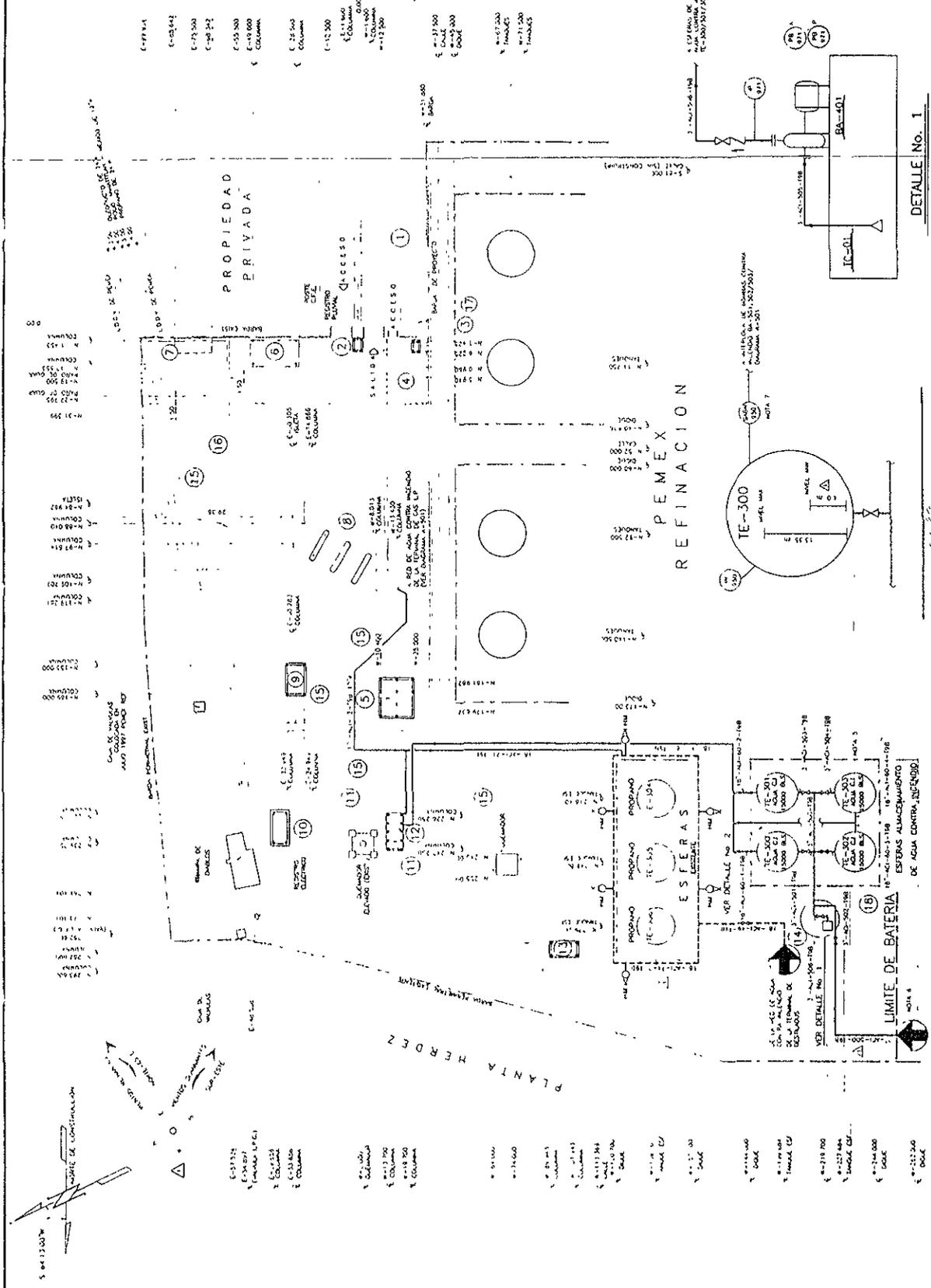


NOTAS

- 1- Contorno de terreno
- 2- Límite de distribución de agua
- 3- Límite de distribución de gas
- 4- Límite de distribución de electricidad
- 5- Límite de distribución de agua caliente
- 6- Límite de distribución de agua fría
- 7- Límite de distribución de agua de lluvia
- 8- Límite de distribución de agua de mar
- 9- Límite de distribución de agua de río
- 10- Límite de distribución de agua de lago
- 11- Límite de distribución de agua de estanque
- 12- Límite de distribución de agua de cisterna
- 13- Límite de distribución de agua de pozo
- 14- Límite de distribución de agua de manantial
- 15- Límite de distribución de agua de lluvia
- 16- Límite de distribución de agua de mar
- 17- Límite de distribución de agua de río
- 18- Límite de distribución de agua de lago
- 19- Límite de distribución de agua de estanque
- 20- Límite de distribución de agua de cisterna
- 21- Límite de distribución de agua de pozo
- 22- Límite de distribución de agua de manantial

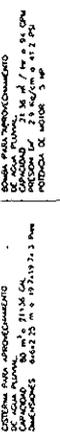
LISTA DE CAMBIOS

- REVISOR
- 1- Cambio de tamaño de tuberías
 - 2- Cambio de material de tuberías
 - 3- Cambio de tipo de tuberías
 - 4- Cambio de tipo de válvulas
 - 5- Cambio de tipo de bombas
 - 6- Cambio de tipo de tanques
 - 7- Cambio de tipo de equipos
 - 8- Cambio de tipo de instrumentos
 - 9- Cambio de tipo de conexiones
 - 10- Cambio de tipo de soldaduras
 - 11- Cambio de tipo de pinturas
 - 12- Cambio de tipo de acabados
 - 13- Cambio de tipo de mobiliario
 - 14- Cambio de tipo de decoración
 - 15- Cambio de tipo de iluminación
 - 16- Cambio de tipo de calefacción
 - 17- Cambio de tipo de refrigeración
 - 18- Cambio de tipo de ventilación
 - 19- Cambio de tipo de aislamiento
 - 20- Cambio de tipo de protección
 - 21- Cambio de tipo de seguridad
 - 22- Cambio de tipo de mantenimiento



DETALLE No. 1

DETALLE No. 2



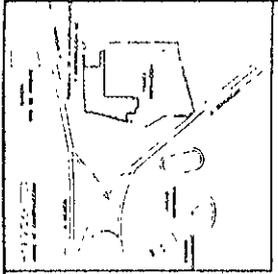
ACUEDUCTO DE INSTALACIONES EN LA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE GAS L.P. EN PUEBLA, PUE

DIAGRAMA DE INTERCONEXION DE LA CASA DE BOMBAS CONTRA INCENDIO Y RED CONTRA INCENDIO

ITEM	DESCRIPCION	UNIDAD	CANTIDAD
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50

ITEM	DESCRIPCION	UNIDAD	CANTIDAD
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50

ITEM	DESCRIPCION	UNIDAD	CANTIDAD
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50



CROQUIS DE LOCALIZACION

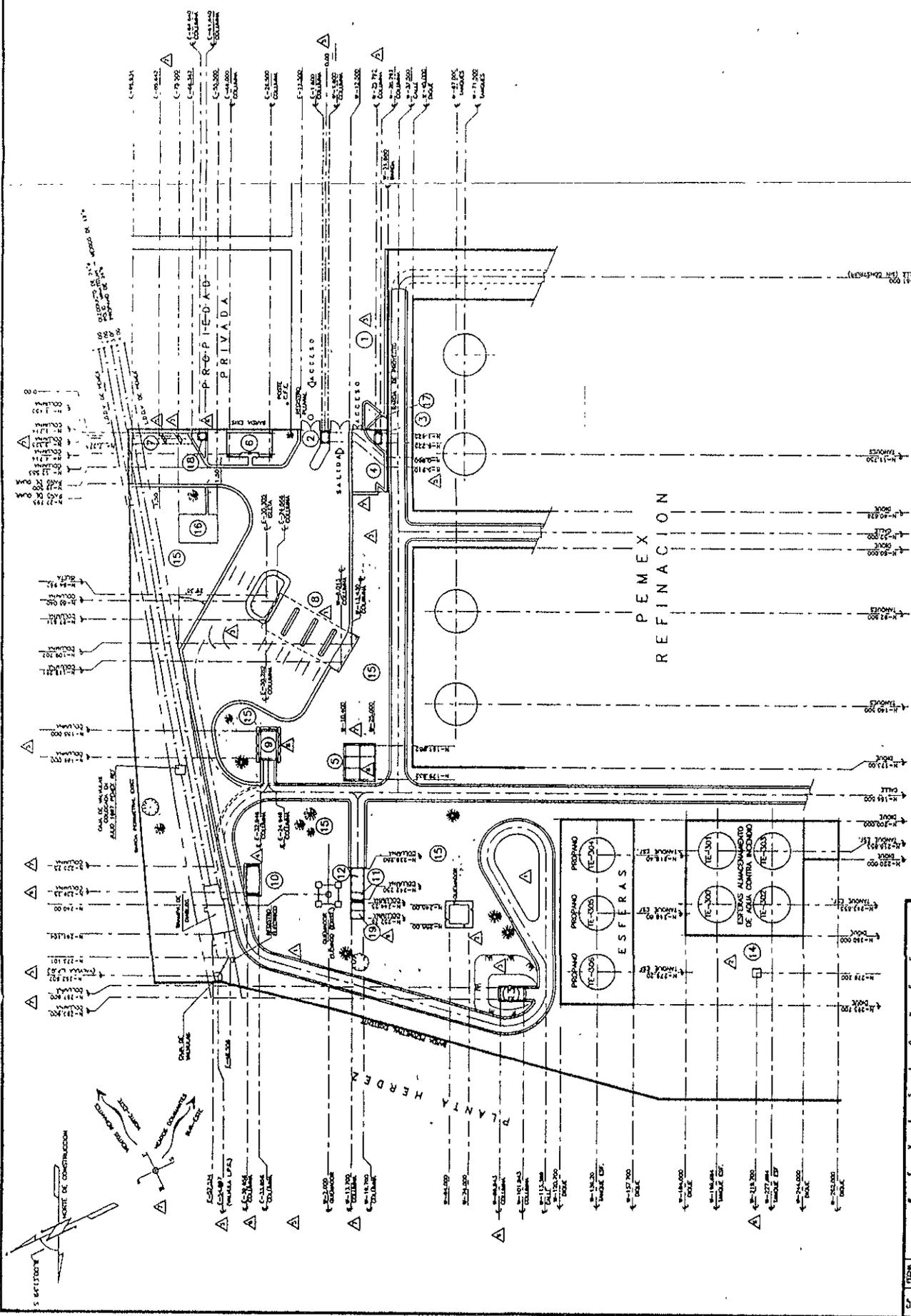
NUM.	DESCRIPCION
1	COMANDO PARA ALMACENAMIENTO
2	CALDERA DE AGUA CALIENTE
3	TRINCHERA DE OLEFINAS
4	COMANDO PARA VENTILACION
5	TRINCHERA DE OLEFINAS, COMPRESOR DE GASES, COMPRESOR DE NITROGENO
6	COMANDO PARA VENTILACION
7	COMANDO PARA VENTILACION
8	COMANDO PARA VENTILACION
9	COMANDO PARA VENTILACION
10	COMANDO PARA VENTILACION
11	COMANDO PARA VENTILACION
12	COMANDO PARA VENTILACION
13	COMANDO PARA VENTILACION
14	COMANDO PARA VENTILACION
15	COMANDO PARA VENTILACION
16	COMANDO PARA VENTILACION
17	COMANDO PARA VENTILACION
18	COMANDO PARA VENTILACION
19	COMANDO PARA VENTILACION

SIMBOLOGIA



NOTAS

1. - DISEÑOS DE ...
2. - ...
3. - ...



ADICION DE INSTALACIONES EN LA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE GAS L.P. EN PUEBLA, PUE	
LOCALIZACION GENERAL	
planta	
PROYECTO No.	00-108-163
ESCALA	1:1000
FECHA	AGOSTO DE 1964
LUGAR	PUEBLA, PUE
NO.	E-001
HOJA	9

ITEM	DESCRIPCION	FECHA	ESTADO
1
2
3
4
5
6
7
8
9

BIBLIOGRAFÍA

1. *Fire Protection Handbook*, seventeenth edition, 1991. ed. National Fire Protection Association, Quincy, Massachusetts
2. Ing. JAIME Hernández Balboa, *La ingeniería de proyectos y construcción en Petróleos Mexicanos*, IMIQ, 1973
3. *Tesis Estudio de redes contraincendios para procesos industriales*, Mora Noriega Adolfo. 1996
4. *Tesis: Análisis sobre la protección contraincendio y dispositivos de seguridad en plantas de almacenamiento de Gas L.P.*, Godínez Álvarez Juan Manuel, 1987
5. *Tesis Normas, especificaciones y procesos para obtención y manejo de LPG*, Gonzáles Colm Joaquín Armando 1988.
6. Crane, *Flow of fluids through valves, fitting and pipe*. 1979
7. Kevin Cassidy, *Fire safety and loss prevention*, ed. Butter worth - Heinemann, 1985
8. Mc Cabe W.L., Smith J.C. y Harriott P., *Unit Operations of Chemical Engineering*, ed. Mc Graw Hill 1994
9. *Manual de procedimientos de Ingeniería de diseño*, PEMEX Subdirección de proyectos y construcción de obras, Gerencia de Ingeniería de proyectos, Seguridad Industrial 1990
10. Trevor Kletz, *Protect pressure vessels from fire*, Hydrocarbon Processing, august 1977
11. *Control de riesgos de accidentes mayores*. Seguridad Industrial. Contribución de la OIT al Programa Internacional PNUMA/OIT/OMS de Seguridad en las Sustancias Químicas (IPCS) Alfaomega 1995.
12. *API 2510 A American Petroleum Institute - Fire protection considerations for design and operation of liquefied petroleum gas storage facilities*. 4 edición, diciembre 1978.
13. *Reglas básicas de seguridad para el manejo de gases licuados del petróleo* Boletín de seguridad industrial No. 66 Petróleos Mexicanos 1973
14. *"Plantas de almacenamiento para gas L.P."* - Diseño y construcción Norma Oficial Mexicana. Secretaría de comercio y fomento industrial. NOM - X- 58 -1993 - Marzo 19 de 1993
15. *Explosiones debidas a nubes de vapor no confinadas (UVCE)*, Dr. J Arturo Butrón Silva Asociación Mexicana de Higiene y Seguridad, A.C. Agosto 1995

- 16.** Ernest E Ludwig *Applied process design for chemical plants Vol 1* Editorial Golf Publishing company. Segunda edición 1977
- 17.** .V. J. Whitehorn and H W Brown *How to handle a safety inspection* Hydrocarbon Processing. april and may 1967
- 18.** Robert H. Perry. *Manual del ingeniero químico Tomo 1 y 2* Mc Graw Hill Sexta edición, tercera en español 1992
- 19.** *Gerencia de Seguridad e higiene industrial institucional.* Norma No 1.0.2 6 , 1990