

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

Facultad de Ingeniería de Petróleo,

Gas Natural y Petroquímica



**“IMPLEMENTACIÓN DE UN SISTEMA INTEGRADO DE
PREVENCIÓN DE RIESGOS EN UNA PLANTA DE
GLP”**

TESIS

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO PETROQUIMICO

ELABORADO POR:

VISITACION EULOGIO GOMERO LUNA

PROMOCION 2006-2

LIMA – PERU

2012

AGRADECIMIENTO

Las gracias a Dios por iluminar mis pensamientos y al sacrificio de mis recordados padres quienes en todo momento me brindaron su apoyo incondicional para la elaboración de este proyecto.

De igual manera, agradezco a todos los docentes de la Facultad en especial a los docentes de la especialidad de Ingeniería Petroquímica, por orientarme hacia un crecimiento pleno de la profesión.

DEDICATORIA

Este trabajo está dedicado a la memoria de mis padres Mercuria y Visitación que en vida fueron. Así mismo hago una extensiva a mi esposa Elizabeth, quien a la fecha me ha brindado toda su confianza y apoyo para culminar este trabajo y cerrar de esta manera una etapa más de mi vida profesional.

SUMARIO

El presente trabajo consta de 11 capítulos, los cuales han sido desarrollados cumpliendo las normativas vigentes correspondientes a la seguridad en las plantas que almacenan y envasan el gas licuado de petróleo (GLP).

En el primer capítulo se hace referencia sobre los antecedentes, alcance, justificación y objetivo del estudio de riesgo. Además se plantean los problemas y se formulan soluciones al respecto.

El segundo capítulo describe el lugar y el entorno donde se proyecta ubicar la planta envasadora de GLP. Se indica la capacidad de almacenamiento y las operaciones principales que se llevaran a cabo, así como la descripción de los equipos y la distribución interna de la planta.

En el tercer capítulo se hace referencia sobre la naturaleza, características, fuentes de obtención y usos generales del GLP.

El cuarto capítulo está referido a identificar cuáles son los factores de riesgo en el lugar para luego indicar las acciones, procedimientos, medidas y controles que se deberán tomar en cuenta para minimizar o eliminar los riesgos.

En el quinto capítulo se realiza una evaluación del nivel de gravedad de cada uno de los riesgos identificados en la planta y alrededores, para lo cual se hace una determinación previa y luego una evaluación de los daños.

Luego de haber identificado todos los posibles riesgos y evaluado el potencial de daño que pudieran ocasionar, en el capítulo sexto se propone llevar a la planta a un nivel tolerable de riesgo, para lo cual se diseña un sistema de prevención de pérdidas en base a los resultados obtenidos del análisis de riesgo y aplicando el cumplimiento de las normativas vigentes.

El séptimo capítulo está referido al diseño de un sistema integral de prevención, el cual se ha diseñado considerando las recomendaciones del análisis de riesgo, reglamentos técnicos y criterios personales de experiencias vividas durante el trabajo.

En el octavo capítulo se desarrolla un plan de contingencia que involucra al personal, la planta y sus alrededores. Se hace mención de los objetivos del plan, las medidas preventivas, funciones y responsabilidades de todo el personal que trabaja en la planta además de un procedimiento de entrenamiento.

En el noveno capítulo se justifica la inversión en seguridad que se traduce en los costos de implementación para el buen desenvolvimiento de la planta con los más altos estándares de seguridad que demanda la industria moderna.

Finalmente en el décimo capítulo se hace un resumen de las conclusiones a las cuales nos llevó la elaboración de dicho proyecto, además de las recomendaciones que deberán tenerse en cuenta. En el décimo primer capítulo se muestran los anexos.

INDICE

AGRADECIMIENTO	i
DEDICATORIA	ii
SUMARIO	iii
INDICE	v
CAPITULO I.- INTRODUCCIÓN	1
ANTECEDENTES	1
ALCANCE Y JUSTIFICACION DEL ESTUDIO	2
OBJETIVOS DEL ESTUDIO	3
PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	4
HIPOTESIS	5
CAPITULO II.- DESCRIPCION DE LA PLANTA Y EL ENTORNO	6
2.1. UBICACIÓN DE LA PLANTA	6
2.2. CAPACIDAD DE LA PLANTA	8
2.3. OPERACIONES EN LA PLANTA ENVASADORA	8
2.3.1 Descarga del camión Cisterna al Tanque de Almacenamiento	9
2.3.2 Purgado de tanques de Almacenamiento	11
2.3.3 Envasado de cilindros	11
2.3.4 Almacenamiento de Cilindros envasados con GLP	12
2.3.5 Transferencia del Tanque Pulmón al Tanque de Almacenamiento	12
2.4. DESCRIPCION DE LOS EQUIPOS DE TODA LA RED DEL GAS	13
2.4.1 Tanques de almacenamiento de GLP y tanque pulmón	13
2.4.2 Mangueras, válvulas y conexiones para la carga/descarga de Cisterna	15
2.4.3 Válvulas de cierre de emergencia	17

2.4.4	Tuberías y válvulas de la red de GLP	18
2.4.5	Bombas de envasado para GLP	19
2.4.6	Compresor de trasiego para GLP	19
2.4.7	Balanzas para el envasado de cilindros	20
2.4.8	Válvulas de alivio hidrostático de línea	21
2.5.	VÍAS DE CIRCULACIÓN Y ÁREA DE MANIOBRAS	21
2.6.	DISTRIBUCIÓN INTERNA DE LA PLANTA	21
2.6.1	Plataforma de envasado	22
2.6.2	Ubicación y soporte de los tanques estacionarios y el tanque pulmón	22
2.6.3	Zona de seguridad de los tanques de almacenamiento	23
	CAPITULO III.- NATURALEZA Y CARACTERÍSTICAS DEL GLP	24
3.1.	GAS LICUADO DE PETRÓLEO	24
3.2.	PROPIEDADES PRINCIPALES DEL GLP	25
3.3	FUENTES DE OBTENCION DEL GAS LICUADO DE PETROLEO (GLP)	25
3.3.1	El GLP de las refinerías	25
3.3.2	El GLP del gas natural	25
3.4.	HIDROCARBUROS SATURADOS (Parafinas)	26
3.5.	HIDROCARBUROS NO SATURADOS (Olefinas)	26
3.6.	ODORIZACIÓN DEL GLP	27
3.7.	USOS PRINCIPALES DEL GLP	27
	CAPITULO IV.- DESCRIPCIÓN E IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS	29
4.1	RIESGOS POR FACTOR OPERATIVO	30
4.1.1	Riesgos de quemaduras	30
4.1.2	Riesgos de incendios y explosión	31
4.1.2.1	Riesgo por fuga de gas por rotura de la línea de GLP	31

4.1.2.2	Riesgo de rotura de la línea de líquidos por presión hidrostática	32
4.1.2.3	Riesgo de ruptura del tanque de almacenamiento por presión excesiva	33
4.1.2.4	Riesgo de ruptura de la manguera de trasiego del camión cisterna	33
4.1.2.5	Riesgo de fuga por problemas menores	35
4.2.	RIESGOS POR FACTOR DE ENTORNO	36
4.2.1	Factores Sociales	36
4.2.1.1	Actividad Urbana y Socio-Cultural	36
4.2.1.2	Actividad Industrial	36
4.2.2	Factores Naturales	36
4.3.	RIESGOS POTENCIALES	38
4.3.1	Fugas de Gas: Nubes de vapor, UVCE, CVCE y deflagraciones	38
4.3.2	BLEVE, explosión del vapor en expansión de líquido en ebullición	38
4.3.2.1	Magnitud del BLEVE	39
4.3.2.2	Intervalo de tiempo en caso de BLEVE	39
	CAPITULO V.- EVALUACIÓN DEL RIESGO	41
5.1	DETERMINACIÓN DEL NIVEL DE RIESGO	41
5.2	CONSECUENCIAS DE UN BLEVE EN LA PLANTA	43
5.2.1	Sobre Presión Generada para el efecto BLEVE	44
5.2.2	Radiación térmica en un BLEVE: Bola de Fuego	45
5.2.2.1	Diámetro de la bola de fuego	46
5.2.2.2	Altura de la bola de fuego	46
5.2.2.3	Duración de la bola de fuego	46

5.2.2.4	Radiación térmica recibida	47
5.2.2.5	Problema aplicativo al proyecto	49
5.3	SIMULACION DE UN BLEVE	53
CAPITULO VI.- DETERMINACION Y ANÁLISIS DE RIESGO		61
6.1	ANÁLISIS HAZOP (Proceso de transferencia de GLP)	61
6.2	RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS HAZOP	67
6.3	CRITERIOS LEGALES Y NORMATIVOS	68
6.3.1	Precauciones para el proceso y control	68
6.3.1.1	Tanques de almacenamiento	68
6.3.1.2	Válvulas de alivio, Seguridad y Boqueo	69
6.3.1.3	Detectores de Fugas y Alarmas de Emergencia	69
6.3.1.4	Sistema Eléctrico	69
6.3.2	Precaución pasiva de pérdidas	69
6.3.2.1	Muros de Contención	69
6.3.2.2	Rutas de Evaluación	70
6.3.2.3	Ubicación de Tanques	70
6.3.2.4	Distancias Mínimas	70
6.3.2.5	Protección Ignífuga por Explosión	70
6.3.3	Precaución Activa de Pérdidas	71
6.3.3.1	Elementos de primera Línea	71
6.3.3.2	Sistema de enfriamiento del Tanque de GLP	71
6.3.3.3	Red de agua contra Incendios	71
6.3.3.4	Plan de Contingencia y Brigada de Emergencia	72
CAPITULO VII.- DISEÑO DEL SISTEMA INTEGRAL DE PREVENCIÓN		73
7.1	PREVENCIÓN EN EL PROCESO Y SU CONTROL	73
7.1.1	Diseño de los Tanques de Almacenamiento de GLP	73

7.1.2	Válvula de Alivio y de Seguridad	74
7.1.3	Válvula de Bloqueo	75
7.1.4	Sistema de Alarmas	76
7.1.5	Sistema Eléctrico a prueba de Explosión	76
7.1.6	Conexión a Tierra	76
7.2.	PREVENCIÓN PASIVA	77
7.2.1	Muros de Contención	77
7.2.2	Vías de Acceso y Evacuación	77
7.2.3	Ubicación estratégica de tanques	78
7.2.4	Señalización	78
7.3.	PREVENCIÓN ACTIVA: DESCRIPCIÓN DE LOS SISTEMAS DE SEGURIDAD	79
7.3.1	Detectores de Fuego: Temperatura y Humo	79
7.3.2	Sistema de Enfriamiento de Tanques de GLP	79
	7.3.2.1 Área Expuesta	79
	7.3.2.2 Rociadores	80
7.3.3	Red de agua Contra Incendios	82
	7.3.3.1 Reserva Total de Agua	82
	7.3.3.2 Bombeo de agua requerida	83
7.3.4	Hidrantes, Gabinetes y Monitores	84
7.3.5	Extintores contra incendio y su distribución en la planta embazadora	86
7.3.6	Trajes para la brigada de emergencia	87
7.3.7	Sirenas	88
7.3.8	Carteles preventivos y símbolos pintados en el tanque	88

CAPITULO VIII.- DESARROLLO DEL PLAN DE CONTINGENCIA	90
8.1. ALCANCE DEL PLAN	90
8.2. MEDIDAS PREVENTIVAS A SER ADOPTADOS EN LA PLANTA ENVASADORA	90
8.3. FUNCIONES Y RESPONSABILIDADES	91
8.3.1 Director de la Emergencia (DE)	91
8.3.2 Jefe de Mantenimiento (JM)	92
8.3.3 Jefe de Seguridad (JS)	92
8.3.4. Asesoría legal	93
8.3.5. Recursos Financieros	94
8.3.6. Brigadas	94
8.3.7 Función de las brigadas	94
8.4. PLAN DE CONTINGENCIA	98
8.5. PROCEDIMIENTO DE ENTRENAMIENTO DEL PERSONAL	102
8.6. PREVENCIÓN Y CONTROL DE INCENDIOS EN LA PLANTA DE GLP	103
CAPITULO IX.- JUSTIFICACIÓN DE LA INVERSIÓN EN SEGURIDAD	106
CAPITULO X.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	112
CAPITULO XI.- ANEXOS	113
CAPITULO XII.- BIBLIOGRAFIA	150

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

ANTECEDENTES

El GLP obtenido de las refinerías y en algunos casos importados por la asociación de envasadoras del país, es transportado a través de camiones tanque o cisterna a las plantas envasadoras donde se realizan el envasado en sus distintas presentaciones, para luego ser distribuidos. Es importante saber que en toda esta cadena de comercialización del GLP no todos los agentes involucrados cumplen con las normas de seguridad requeridas por el Ministerio de Energía y Minas, OSINERMINING e INDECOPI generando un peligro para la sociedad.

Sabemos que la seguridad es parte medular de un trabajo con calidad, proporciona las herramientas esenciales del manejo efectivo para mitigar los riesgos a fin de eliminar o minimizar las pérdidas subsecuentes, sean estas de índice humano, material, económico, de imagen empresarial, etc.

Este trabajo está basada en un prototipo de planta envasadora y cuyo proyecto seria ubicarlo en el Distrito de Huarmey, Departamento de Ancash, para el cual se ha elaborado un estudio de riesgo y un plan de contingencia tomando todas las consideraciones del lugar, donde se identifica y analiza los posibles escenarios de emergencia que pudieran presentarse en el desarrollo de la operación y una rápida respuesta que se debería dar en estos casos para salvaguardar la integridad de todos las personas que trabajan en el lugar como para evitar el deterioro de las instalaciones mecánicas de la planta y bienes de los vecinos aledaños.

ALCANCE Y JUSTIFICACION DEL ESTUDIO

El presente estudio es el resultado de un trabajo de investigación, resumen de la experiencia en el campo, donde se aplican los principios de ingeniería para el diseño y funcionamiento de un proceso seguro.

El caso en estudio corresponde a la seguridad que deberá cumplir una planta de almacenamiento y envasadora de GLP que consta de dos tanques de 30,000 galones de capacidad cada uno y un tanque pulmón de 500 galones.

De conformidad con el reglamento de seguridad para instalaciones y transportes de GLP aprobado por el D.S. N° 027-94-EM con su modificatoria D.S. N° 065-2008-EM y la norma NFPA 58 las plantas de almacenamiento y envasado de GLP se deberán construir de modo tal que su funcionamiento constituya un proceso productivo seguro, para lo cual se requiere la elaboración de un estudio de riesgo para prevenir un accidente producido en la planta y un plan de Contingencia de respuesta rápida ante el accidente suscitado.

En tal sentido en el desarrollo del presente trabajo profundizaremos la investigación sobre el tema y aplicaremos el principio de ingeniería para identificar, evaluar y mitigar el riesgo en la planta, llevándolo a un nivel aceptable de operación.

El principal objetivo de este trabajo es contribuir a que en el futuro, se tomen en cuenta todos los aspectos de seguridad cuando se construyan las plantas de almacenamiento y envasadoras de GLP.

OBJETIVO DEL ESTUDIO

El objetivo de la implementación de un sistema integrado de prevención de riesgo es analizar e identificar los peligros y posibles riesgos que pudieran presentarse en una planta envasadora, como accidentes por exposición de fugas de gases, posible incendio y explosión además de los riesgos naturales que pueden afectar a la planta.

El objetivo fundamental de este trabajo es servir como un manual de apoyo y orientación en seguridad a toda persona e institución involucrado en la industria de almacenamiento y envasado del GLP.

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El proceso de almacenamiento y envasado de GLP conlleva a contar con un sistema completo de seguridad en la planta, interna y externa. Existen diferentes posibilidades de accidente que podrían ocurrir como fuga de gas por los sellos de las bombas de transferencia, fuga de gas por rotura de la línea, riesgo de rotura del tanque, Riesgo por rotura de las mangueras y lo peor de los casos si sucediera un efecto BLEVE producto del calentamiento y/o rotura del tanque. Por tanto la única manera de controlar o mitigar estos hechos es implementar un sistema de seguridad que cumpla las normas nacionales NTP e internacionales API, NFPA, ASTM y ASME además con la supervisión del MEM, DGH, DGAAE, OSINERMINING e INDECOPI.

HIPOTESIS

Desarrollar modelos matemáticos empíricos para reducir los riesgos de fuga de gas, incendios, explosión o que se produzca un lamentable BLEVE, producto de la ruptura de un tanque.

VARIABLES

Las variables utilizadas en el desarrollo del presente trabajo los cuales manejarlos ayudara a mitigar los riesgos, son:

Presión,

Temperatura,

Volumen y

Caudal.

CAPITULO II

DESCRIPCION DE LA PLANTA Y EL ENTORNO

2.1. UBICACIÓN DE LA PLANTA

La planta de GLP proyectada, estará situada en la ciudad de Huarmey ubicada en el Km. 293 de la Panamericana Norte, margen derecha del río Huarmey, parte Sur-Occidental de la Región Chavín, a 7 m.s.n.m. (costa norte del Perú). Partiendo de la ciudad de Lima a unos 4 h 30 minutos.

La planta estará ubicada a más de 100 metros de cualquier local público como escuelas, hospitales, cines, iglesias, centros comerciales u otros donde se realicen concentraciones de público, cumpliendo con el Artículo 7 del D.S N° 027-94-EM.

La planta contara con dos puertas de 6 metros para el ingreso y salida de vehículos. Adicionalmente se contara con una puerta independiente para el personal.

La planta tendrá zonas y sentidos de circulación establecidos. El diseño de la planta permite que las unidades puedan transitar sin dificultad, D.S N° 027-94-EM (se han considerado unidades de hasta 18 metros de longitud).

Las partes fundamentales de la planta serán:

- Zona de almacenamiento de GLP.
- Plataforma de envasado.
- Plataforma de reparación de cilindros y válvulas.
- Patio de maniobras.
- Corredores de circulación.
- Oficinas administrativas.
- Pozo de agua.

- Cisterna de agua contraincendios.
- Cuarto de bombas.
- Cuarto de grupo electrógeno.
- Portería.
- Casetas de vigilancia.
- Recepción de cilindros.
- Despacho de Cilindros envasados.

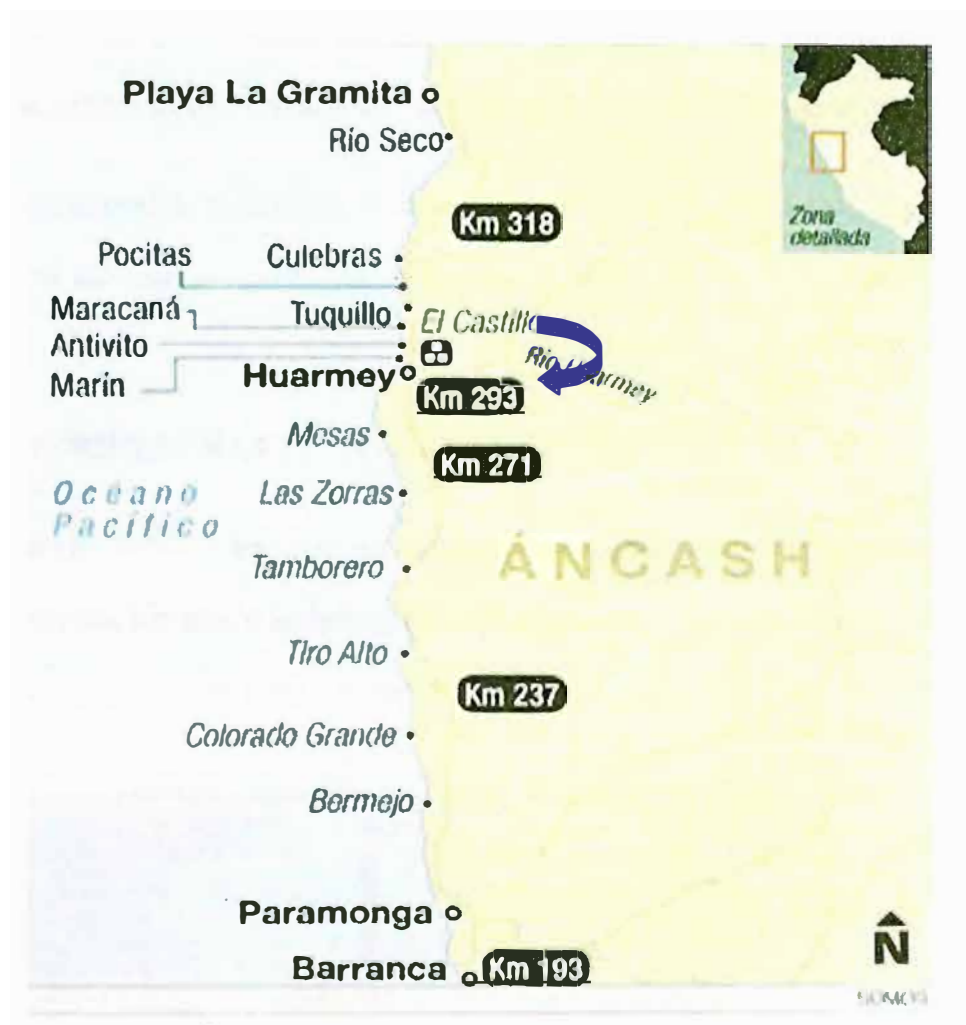


Figura 2–1 Ubicación de Huarmey en el Departamento de Ancash

2.2. CAPACIDAD DE LA PLANTA

De acuerdo al diseño la planta tendrá dos tanques de almacenamiento de 30,000 gls cada uno, un tanque pulmón de 500 gls., 30 balanzas de envasado y tres de comprobación de pesos.

Cada balanza equipada con llenadores automáticos podrá envasar un promedio de 20 cilindros de 10 Kg. por hora, por tanto la producción de las 30 balanzas será de 600 cilindros/hora y 9,600 cilindros/día(en dos turnos de ocho horas) en teoría. Sin embargo, considerando el mantenimiento de las balanzas y las limitaciones de la plataforma, se estima que la capacidad máxima total será de 8,000 cilindros /día.

Estos 8,000 cilindros/día requerirán un abastecimiento de 38,778 gls de GLP. Ello significa que se efectuaran cuatro viajes diarios de cisternas con capacidad útil de 9,900 gls.

2.3. OPERACIONES EN LA PLANTA ENVASADORA

Existen diferentes actividades que se realizaran en esta planta envasadora. En seguida planteamos los procedimientos de las operaciones que servirán como guía para todo el personal operativo de la planta.



Figura 2–2 Operaciones de descarga del GLP

Una recomendación importante es que durante el desarrollo de estas operaciones el operario debe siempre contar con sus EPP'S respectivos (casco, guantes, botas, lentes, uniforme, etc.) para prevenir accidentes.

Cada paso de estas operaciones se explica en función del dibujo del anexo 11.4.4.

2.3.1.- Descarga del camión Cisterna al Tanque de Almacenamiento

Esta operación será realizada por dos operarios de la planta luego que el jefe de operaciones haya autorizado la descarga.

- 1.- El camión cisterna se estaciona en la zona de descarga.
- 2.- Se procederá con el frenado de la cisterna, apagado del motor, retiro de las llaves y colocación de cuñas de madera en las ruedas posteriores de la cisterna.
- 3.- El chofer colocara en el chasis de la cisterna la tenaza del sistema de conexión a tierra.
- 4.- Antes de realizar la conexión de las líneas al camión cisterna el operador de la planta deberá verificar la posición de las válvulas ubicados en la línea de descarga del líquido y retorno del gas.

En la toma de la manguera, se ubicará el sistema de válvula de seguridad L1 y G1 del tipo "Break Away" que se acciona al momento de hacer la conexión, además al final de las mangueras se colocará un sistema de desacoplamiento del tipo "Pull Away".

Las válvulas L3 de líquido y G3 de gas deberán permanecer cerradas cuando no se desarrolla una operación.

Por otra parte las válvulas L4 y G4 son de cierre de emergencia, estarán siempre en posición normalmente abierta salvo en caso de una emergencia

que serán accionadas.

La posición de las válvulas de ingreso y salida G7 y G6 respectivamente del compresor estarán cerradas así como las válvulas L7 y G5. Además las válvulas L9, L10, G9 y G10 ubicados en los tanques de almacenamiento estarán cerradas antes de iniciarse la operación de descarga.

- 5.- El operador A deberá verificar lecturas del termómetro y manómetro de los tanques estacionarios, así como activar el medidor de porcentaje (rotagage).
- 6.- El operador B conectara las válvulas de seguridad "Break Away" alas líneas de la cisterna previa coordinación con su compañero procede abrir las válvulas L3 y G3.
- 7.- El operador A abrirá la válvula L9, L10, G9 y G10 luego se dirige a la posición del compresor. Primero abre las válvulas G7 y G6 y previa coordinación pone en funcionamiento al compresor y simultáneamente el operador B abre las válvulas de las líneas de la cisterna a si iniciándose la descarga.
- 8.- Mientras se lleva a cabo la operación ambos operadores deberán estar alertas a cualquier evento inseguro.
- 9.- Los operadores verifican que la descarga del producto haya sido total.
- 10.- El operador A invertirá posición del compresor (succión inversa) para reducir la presión en la cisterna.
- 11.- Culminando con la operación el operador A cierra todas las válvulas de la línea de líquido primero y luego del gas, y el operador B cierra las válvulas de salida de las líneas de la cisterna.
- 12.- Se realiza la desconexión de las líneas de líquido y gas se informa al chofer que ya puede abandonar la planta.

2.3.2.- Purgado de tanques de Almacenamiento

El purgado de los tanques de almacenamiento consiste en liberar pequeñas cantidades de GLP acumulados en el fondo del tanque para evitar que se acumulen sedimentos, se recomienda realizarlos una vez por mes. La operación se realiza a través de la válvula de drenaje que tienen los tanques en la parte inferior.

2.3.3.- Envasado de cilindros

- 1.- Las operaciones de envasado de cilindros se realizaran en la plataforma donde también estarán ubicados las Balanzas para realizar el pesaje.
- 2.- Antes de iniciarse el embasado de los cilindros la posición de las válvulas L13, 33, 31 y 26deberán estar cerradas y los acoples 34 y 36 desconectadas. Además las válvulas L3 y G3 del tanque pulmón deberán estar cerradas.
- 3.- Para iniciarse el envasado, un operario de la planta accionara la válvula L13 de cierre rápido de 2" con la finalidad de regular la presión del gas que ingresa a los cilindros.
- 4.- Operarios, tomarán los cilindros vacíos que previamente hayan pasado por los controles de calidad de la Empresa, los colocaran sobre la balanza y se conectara la válvula 33 a la boquilla del cilindro para luego proceder a la apertura de la válvula 31 iniciándose el llenado hasta llegar al peso programado de 10 kg. Se desconecta y se retira el balón embasado, continuándose luego de la misma forma con el resto de balones vacios.
- 5.-Previa prueba de hermeticidad del cilindro, por acción del calor, el sellador de válvulas procede a colocar los sellos de seguridad que son plásticos termoencogibles.
- 6.- La operación se repetirá contando con la cantidad apropiado de operarios trabajando en cada balanza hasta que todos los cilindros que se encontraban en la plataforma se encuentren llenos.

7.- Así mismo se realizan grupos de 48 balones ya llenos en dos niveles, para luego ser cargados a los camiones repartidores.



Figura 2-3 Envasado de cilindros(foto captada durante visita de supervisión)

2.3.4.- Almacenamiento de Cilindros envasados con GLP

Los cilindros envasados serán llevados al área de despacho, donde serán apilados hasta en dos niveles, para luego proceder con la carga de los mismos a los camiones de reparto.

2.3.5.-Transferencia del Tanque Pulmón al Tanque de almacenamiento

1.- La Posición inicial de la válvula L3 que viene del manifold de trasiego al tanque pulmón puede estar cerrado o abierto depende de la operación que se realice.

Mientras que el compresor esté apagado la posición de las válvulas del tanque pulmón L3 y G3 que van hacia las líneas de líquido y vapor de los tanques de almacenamiento y compresor estarán cerradas, así como las válvulas de ingreso G7 y salida G6 del compresor.

2.- Para el inicio del trasegado lo primero que se debe hacer es cerrar la válvula L3 de la línea 2" del tanque pulmón que viene de los cilindros de trasiego.

3.- Se procederán abrir las válvulas del tanque pulmón L3 y G3 así como la válvula L7 de líquido que conectan a la línea de llenado a los tanques de

almacenamiento. En simultáneo se deberá abrir las válvulas G5, G6 y G7 y luego activar el compresor para trasegar el GLP.

- 4.- Es importante aclarar que durante el trasegado las válvulas de envío (tanque pulmón) y recepción (tanque estacionario) deberán estar abiertos.

La posición de la válvula de cuatro vías dentro del compresor estará en posición vertical.

- 5.- Culminado el trasegado, un personal procederá cambiar el sentido de la succión del compresor, se extraerá presión al tanque pulmón hasta dejarlo en un 30% aproximadamente.

2.4. DESCRIPCION DE LOS EQUIPOS DE TODA LA RED DEL GAS

2.4.1.- Tanques de almacenamiento de GLP y tanque pulmón.

El almacenamiento total de la planta será de 60,500 gls, distribuido en dos tanques de 30,000 que se emplearán para el almacenamiento de GLP y un tanque pulmón de 500 gls usado para contener residuos de GLP. Todos los tanques serán construidos según norma ASME Sección VIII División 1 y con una presión de diseño de 250 psi.

Los tanques serán fabricados mediante proceso de soldadura por ambos lados. El cuerpo estará constituido por anillos de planchas roladas. Las tapas estarán conformadas por secciones roladas y bombeadas. La inspección radiográfica se efectuará al 100% de las uniones soldadas.

Las características de diseño de los tanques se muestran en los siguientes cuadros:

Tabla I: Características de almacenamiento del TK de 30 000 Gal

Descripción	Especificaciones
Capacidad teórica	29,950 GLS
Norma de fabricación	ASME Sección VIII División 1
Tipo	Cilíndrico Horizontal
Tapas	Semiesféricas
Diámetro interior	3,400 mm
Longitud del cuerpo cilíndrico	10,220 mm
Longitud total del tanque	13,645 mm
Peso vacío del tanque	23,491 Kg.
Superficie del tanque	146.49 m ²
Espesor del cuerpo cilíndrico	23.00 mm ASTM A 299 (Valor S=18,800 psi)
Espesor de las tapas	12.70 mm ASTM A 299 (Valor S=18,800 psi)
Presión de diseño	250 psi (según UG-27 y UG-32 de ASME)
Presión de prueba hidrostática	375 psi (según ASME Sección VIII)
Presión apertura válvula de seguridad	250 psi (según ASME Sección VIII)
Prueba radiográfica	100% de uniones soldadas
Factor de soldadura cuerpo cilíndrico	1 (Tabla UW-12 ASME Sección VIII)
Factor de soldadura tapas	1 (Tabla UW-12 ASME Sección VIII)

Tabla II: Características de almacenamiento del TK de 500 Gal

Descripción	Especificaciones
Capacidad teórica	492 GLS
Norma de fabricación	ASME Sección VIII División 1
Tipo	Cilíndrico Horizontal
Tapas	Semiesféricas
Diámetro interior	1,040 mm
Longitud del cuerpo cilíndrico	1,500 mm
Longitud total del tanque	2,552 mm
Peso vacío del tanque	472 Kg.
Superficie del tanque	8.38 m ²
Espesor del cuerpo cilíndrico	8.00 mm ASTM A 299 (Valor S=18,800psi)
Espesor de las tapas	6.00 mm ASTM A 36 (Valor S=12,650 psi)
Presión de diseño	250 psi (según UG-27 y UG-32 de ASME)
Presión de prueba hidrostática	375 psi (según ASME Sección VIII)
Presión apertura válvula de seguridad	250 psi (según ASME Sección VIII)
Prueba radiográfica	100% de uniones soldadas
Factor de soldadura cuerpo cilíndrico	1 (Tabla UW-12 ASME Sección VIII)
Factor de soldadura tapas	1 (Tabla UW-12 ASME Sección VIII)

En el anexo 11.4.3 se muestran las gráficas de estos tanques.

2.4.2.- Mangueras, válvulas y conexiones para la carga/descarga de Cisterna

La manguera para la conducción del GLP en estado líquido será de 2", con presión de ruptura de 1,750 psi y una presión de trabajo de 350 psi. En ambos extremos tendrán válvulas de cierre rápido. En la manguera se instalara una válvula de desacoplamiento automático en caso de tracción de la manguera (denominada comúnmente "Pull Away"). Esta válvula al momento de separarse acciona dos válvulas checks en cada extremo libre de manera que se detiene la salida de gas en ambos lados. Esta válvula está diseñada para actuar ante una fuerza de desconexión de 300 lb para líquido y 160 lb para vapor.

La manguera para la conducción del GLP en estado vapor (manguera de retorno vapor) será de 1 1/4", con presión de ruptura de 1,750 psi y presión de trabajo de 350 psi. En ambos extremos tendrán válvulas de cierre rápido. En la manguera se instalara una válvula "Pull Away", que esta calibrada para actuar ante una fuerza de desconexión de 160 Lbs.

En la gran mayoría de las Plantas Envasadoras, la manguera está protegida con una válvula de alivio hidrostático, además tienen una válvula de venteo para eliminar el gas atrapado antes de la desconexión de la manguera; pero para nuestro caso se instalará una válvula de cierre seco del tipo "Todo-Matic", como se puede ver en la primera parte de la figura 2-6.



Figura 2-5 Mangueras, válvulas y conexiones para trasiego

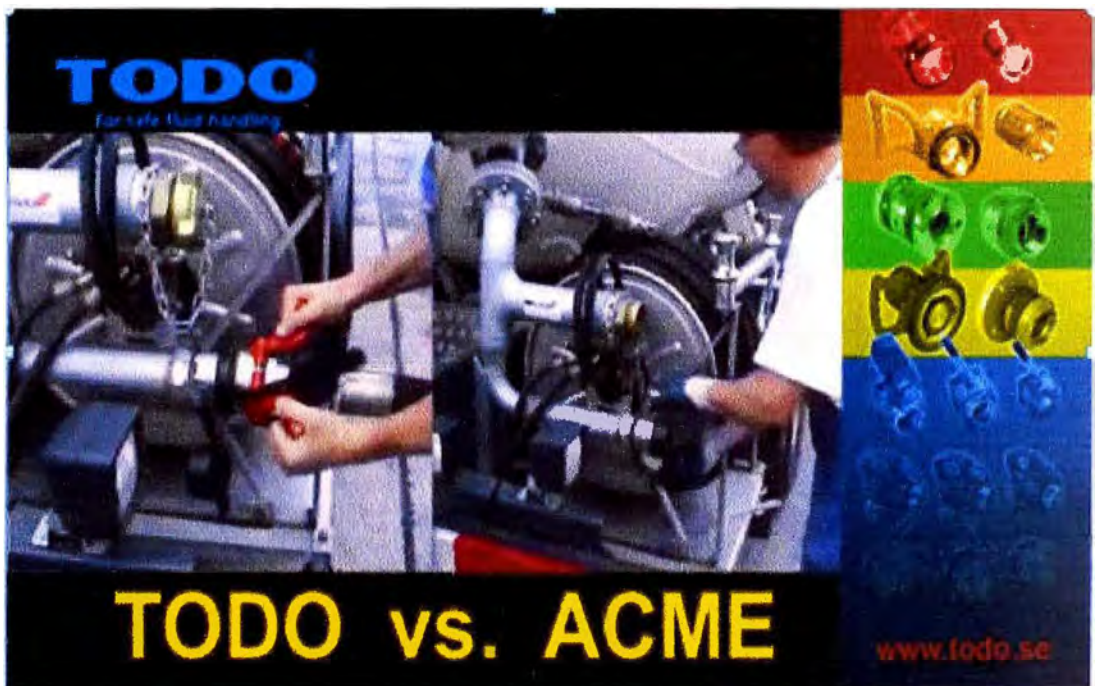


Figura 2-6 Comparando conexión de Manguera con válvula TODO vs ACME

2.4.3.- Válvulas de cierre de emergencia

2.4.3.- Válvulas de cierre de emergencia

Se instalarán válvulas de cierre de emergencia, tanto para la línea que transporta GLP líquido como para el retorno vapor. Estas válvulas contarán con tres dispositivos de accionamiento:

- Accionamiento manual en una ubicación remota.
- Accionamiento mediante fusibles térmicos que tengan una temperatura de fusión menor o igual a los 121 °C.
- Accionamiento manual en la ubicación de las válvulas.

La válvula de cierre de emergencia (ESV), para la línea que transportara el GLP en estado líquido será de 2" y la ESV para la línea de retorno vapor será de 1 1/4".

Las tuberías en la que se instalen las válvulas de cierre de emergencia tendrán un anclaje tal, que si por una causa se produjera una tracción excesiva, el daño que esta pudiera ocasionar ocurra solamente en las mangueras.

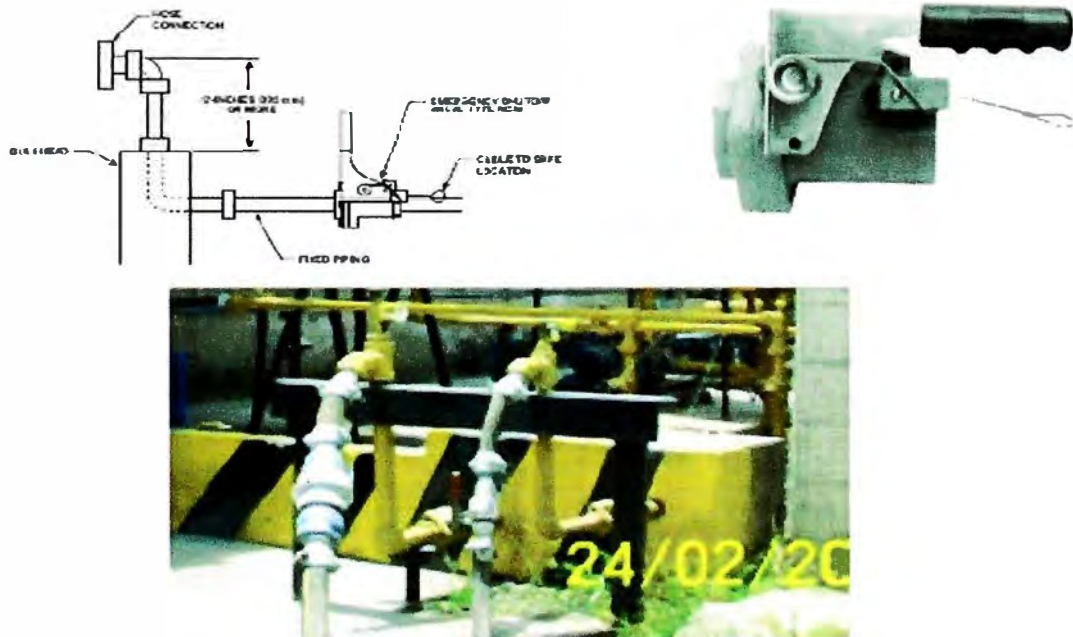


Figura 2-7 Válvulas de cierre de emergencia.

2.4.4.- Tuberías y válvulas de la red de GLP

En cada salida de los tanques se instalara una combinación de válvulas de exceso de flujo con válvulas de cierre tipo globo.

Las tuberías a ser instalada serán cedula 80 y serán roscadas. Ninguna tubería en la red de gas será mayor a las 2", por lo que no se requerirá emplear tuberías soldadas y bridadas.

Las tuberías serán pintadas de color amarillo Caterpillar de acuerdo a las normas vigentes.



Figura 2-8 Tuberías y válvulas de la red de GLP

2.4.5.- Bombas de envasado para GLP

Las bombas que se utilizarán para el sistema de envasado de GLP serán del tipo de paletas de desplazamiento positivo, especialmente diseñada para operaciones seguras sin cavitación.

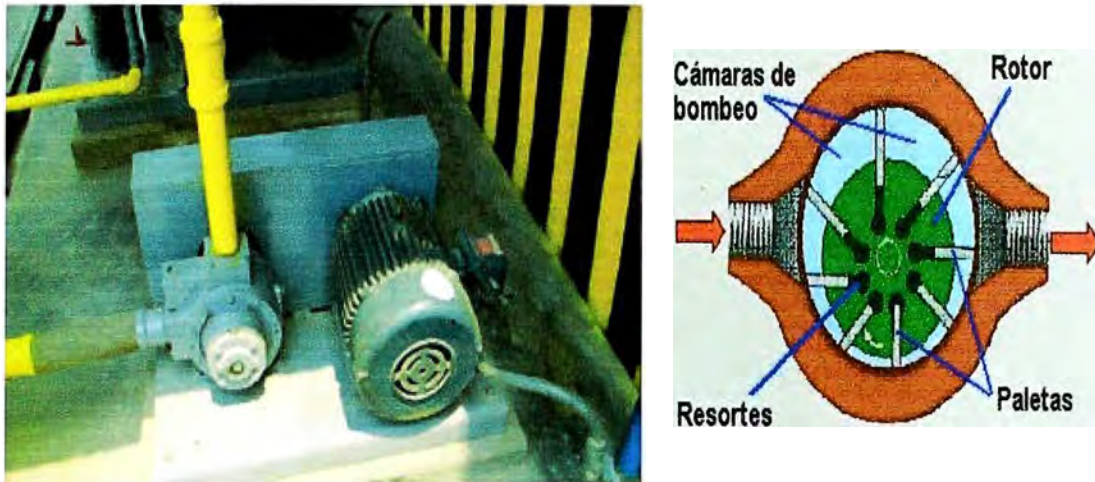


Figura 2-9 Esquema de una Bomba para GLP

La bomba estará instalada sobre una base de concreto y tendrá conexión para descarga de corriente estática.

A la salida de la bomba y en cada isla de envasado se instalarán manómetros con glicerina de manera de controlar la presión a la cual se está operando.

2.4.6.- Compresor de trasiego para GLP

El compresor de GLP de 1 1/4" estará equipado con válvula de 4 vías, trampa de líquidos, válvula de seguridad, base, fajas, poleas y motor blindado anti explosión de 10 HP con interruptor automático de sobrecarga.

El compresor trabajara a 650 rpm generando una velocidad de trasiego del GLP liquido teórico de 161 galones por minuto, pero que realmente será de

aproximadamente 140 galones por minuto considerando las demás restricciones en la línea.

El compresor está protegido contra sobrepresiones por una válvula de alivio hidrostático de 3/4". Asimismo, estará instalada sobre una base de concreto y tendrá conexión para descarga de corriente estática.



Figura 2-10 Esquema de un compresor para GLP

2.4.7.- Balanzas para el envasado de cilindros

El proyecto completo contempla 3 islas de envasado, cada una con 10 balanzas ordenadas en dos grupos paralelos de 5 balanzas. Se contará con una balanza adicional por isla para los efectos de comprobación de pesos. Asimismo existirá una balanza independiente en la plataforma para la determinación de la tara de los cilindros.

Las balanzas serán del tipo plataforma con capacidad de 250 Kg., barra con una sensibilidad de 50 gr. y altura de 1.50 m. de acuerdo a la norma D.S. 01-94 EM.

La ubicación de las balanzas en la plataforma de envasado se puede ver en el plano de señalización del anexo 11.4.1.

2.4.8.- Válvulas de alivio hidrostático de línea

Toda la red de tuberías estará protegida por válvulas de alivio hidrostático. Dichas válvulas se instalarán en los tramos de tubería codos, uniones, etc. donde pueda quedar atrapado GLP en estado líquido. Estas válvulas tendrán una presión de apertura de 450 psi.

Estas válvulas tendrán tapas de protección que impidan el ingreso de cuerpos extraños. Además, no ofrecerán resistencia cuando la válvula de alivio actúe por una sobrepresión.

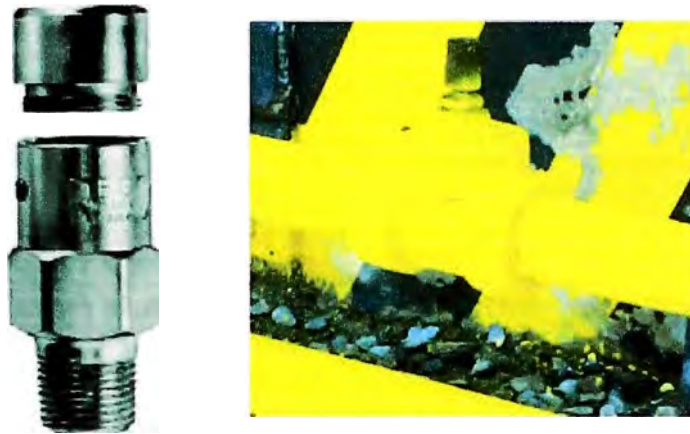


Figura 2-11 Válvulas de alivio hidrostático

2.5. VÍAS DE CIRCULACIÓN Y ÁREA DE MANIOBRAS

La planta contará con una vía de acceso afirmada desde la puerta de ingreso a la planta hacia la zona de tanques de almacenamiento. La cual tendrá 6 m de ancho en su parte más estrecha y radios de giro de 16m y 19m en las curvas (ver plano de anexo 11.4.2.) Esto permitirá a los camiones cisterna maniobrar sin problemas.

2.6. DISTRIBUCIÓN INTERNA DE LA PLANTA

El predio de la planta tendrá un área total de 4,366.47 m². De los cuales 3,199.09 m² representa el área operativa.(Véase Tabla III).

Tabla III: Distribución de la planta

Disposiciones	m²
Tanque A de GLP	139.50
Tanque B de GLP	139.50
Tanque Pulmón de GLP	20.00
Cisterna de agua	169.02
Caseta de Maquinas	26.73
Área de envasado, patio de Maniobras y Área de oficinas.	1418.21
Área de estacionamiento	111.93
Pistas de Circulación	1174.20
Total	3,199.09

2.6.1.- Plataforma de envasado

La plataforma tendrá dimensiones de 24.3 m de largo y 18 m de ancho. La altura sobre el nivel del piso será de un metro de manera que facilite las operaciones de carga y descarga de cilindros. Se construirá con paredes y piso de concreto y tendrá un techo a una altura de 4.5 m sobre el nivel de la plataforma. Ello permitirá una adecuada ventilación de la misma.

Los bordes de la plataforma donde se carguen o descarguen cilindros serán protegidos con una banda de madera u otro elemento similar que impida la producción de chispas por impacto o por acercamiento de los vehículos repartidores. Los bordes de la plataforma estarán pintados alternativamente con franjas diagonales de colores amarillo y negro. Su ubicación se aprecia en el plano del anexo 11.4.1.

2.6.2.- Ubicación y soporte de los tanques estacionarios y el tanque pulmón

Los ejes longitudinales de los tanques de 30,000 gls se ubicaran a 16.75 m y 21.75 m del límite de propiedad. Ello nos permitirá tener una distancia entre la pared del tanque más cercano y este borde mayor a los 15 m (ver plano del anexo 11.4.1), cumpliendo con lo establecido en el D.S. 027-94-EM (que exige 15 m) y en la

NationalFireProtectionAssociation 58 (que exige 15 m). En ningún caso las distancias de los tanques a los límites de propiedad cercanas serán menores a los 15 m.

El tanque pulmón de 500 gls. se ubicará al costado de la plataforma, pues forma parte de un sistema de vaciado de cilindros. La distancia de este tanque a los límites de propiedad y edificaciones cercanas será mayor a los 15 m. superiores a los 3 m. exigidos en el D.S. 027-94-EM y en la NFPA 58.

La distancia entre las paredes laterales de los dos tanques de 30,000 gls será de 1.56 m mayor a los 1.50 m exigidos por el reglamento. De manera similar la distancia entre el tanque de 30,000 y el de 500 gls será superior a 1.50 m.

Los tanques de almacenamiento se apoyaran sobre dos bases de concreto, quedando a una altura de 1.20 m, sobre el nivel del suelo (superior al metro exigido por el reglamento). Tendrán planchas de sacrificio de 1/2" en las zonas donde el tanque se apoye sobre el concreto.

2.6.3.- Zona de seguridad de los tanques de almacenamiento

Los tanques tendrán piso de concreto y un sardinel de protección que impida a las cisternas y vehículos acercarse a menos de 3 m. del almacenamiento de GLP y durante la descarga, tanto las válvulas de la cisterna como las de los tanques de almacenamiento será de fácil acceso. En esta zona de seguridad se dispondrá de una instalación para la descarga de corriente estática para los camiones tanques.

Los bordes de la zona de seguridad estarán pintados alternativamente con franjas diagonales de colores amarillo y negro.

CAPITULO III

NATURALEZA Y CARACTERÍSTICAS DEL GLP

3.1. GAS LICUADO DE PETRÓLEO

El GLP es una mezcla predominante de propano y butano normal, con menores cantidades de etano, etileno, propileno e isobutano. La cual es obtenida por destilación del petróleo crudo o de los líquidos del gas natural. En el Perú, la composición del GLP depende de la zona geográfica donde se comercialice. Así, el porcentaje de propano del GLP, es menor en los lugares de clima cálido con relación a los lugares con clima frío(ver anexos 11.2.2 y 11.2.3).

Según el Glosario, Siglas y Abreviaturas del Sub-Sector Hidrocarburos, aprobado con el Decreto Supremo N° 032-2002-EM el Gas Licuado de Petróleo "GLP" se lo define como "Hidrocarburo que, a condición normal de presión y temperatura, se encuentra en estado gaseoso, pero a la temperatura normal y moderadamente alta presión es licuable. Usualmente está compuesto de propano, butano, polipropileno y butileno o mezcla de los mismos. En determinados porcentajes forman una mezcla explosiva. Se le almacena en estado líquido, en recipientes a presión".

El GLP combinado con el oxígeno en determinados porcentajes, forman una mezcla inflamable. El GLP puede adoptar distintas mezclas, pero debe de cumplir con lo especificado en la norma técnica vigente 321.007 (ver anexo 11.2.2)

El uso de este combustible en nuestro medio es básicamente el doméstico, industrial y el automotor.

3.2. PROPIEDADES PRINCIPALES DEL GLP

- Es un producto incoloro e inodoro.
- Se licua a bajas presiones (80 - 100 psig.).
- Posee una gran capacidad de expansión, 1 litro de líquido se convierte en 262 litros de gas.
- En fase vapor es más pesado que el aire. En estado líquido es más liviano que el agua.
- Tiene gran poder disolvente, sobre todo en: Caucho natural, Grasas, Aceites y pinturas.
- No es tóxico

3.3 FUENTES DE OBTENCION DEL GAS LICUADO DE PETROLEO (GLP)

3.3.1 EIGLP de las refinerías

Se inicia cuando el petróleo crudo procedente de los pozos petroleros llega a una refinación primaria, donde se obtienen diferentes destilados, entre los cuales se tienen gas húmedo, naftas o gasolinas, queroseno, gasóleos atmosféricos o diesel y gasóleos de vacío.

Estos últimos (gasóleos) de vacío son la materia prima para la producción de gasolinas en los procesos de craqueo catalítico. El proceso se inicia cuando estos se llevan a una planta FCC y, mediante un reactor primario a base de un catalizador a alta temperatura, se obtiene el GLP, gasolinas y otros productos más pesados.

3.3.2 El GLP del gas natural

El gas natural de propano y butano que pueden ser extraídos por procesos consistentes en la reducción de la temperatura del gas hasta que estos componentes y otros más pesados se condensen. Los procesos usan refrigeración o turboexpansores para lograr temperaturas menores de $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ necesarias para

recuperar el propano. Subsecuentemente estos líquidos son sometidos a un proceso de purificación usando trenes de destilación para producir propano y butano líquido o directamente GLP.

3.4. HIDROCARBUROS SATURADOS (Parafinas)

Los hidrocarburos saturados están típicamente presentes en los condensados del Gas Natural. Se caracterizan por presentar en su estructura molecular solo enlaces simples.

- ✓ Metano (CH_4)
- ✓ Etano (C_2H_6)
- ✓ Propano (C_3H_8)
- ✓ N-Butano (C_4H_{10})
- ✓ ISO-Butano (C_4H_{10})

3.5. HIDROCARBUROS NO SATURADOS (Olefinas)

Los hidrocarburos no saturados u olefinas están típicamente presentes en el GLP de refinería. Se caracterizan por presentar en su estructura molecular al menos un enlace doble o triple.

Estos enlaces liberan menos calor en el proceso de combustión que los enlaces simples. Además en determinadas condiciones pueden generar aceites o gomas en el proceso de evaporación.

- ✓ Propileno (C_3H_6)
- ✓ Butadieno (C_4H_6)

3.6. ODORIZACIÓN DEL GLP

De acuerdo a la normatividad vigente, el GLP se debe odorizar antes de ser entregado a una planta envasadora o a un consumidor final.

El Odorizante es la sustancia química utilizada para proporcionar olor a los Gases Licuados del Petróleo (GLP), ya que dichos productos son inodoros e incoloros y no es posible detectarlos por medio de los sentidos humanos normales, por lo que una vez odorizados permite detectar rápidamente las fugas que eventualmente podrían ocurrir. Uno de los odorizantes más comunes para Gases Licuados de Petróleo (GLP) es el etil-mercaptano, cuya fórmula química es C_2H_6S .

3.7. USOS PRINCIPALES DEL GLP

Los usos principales del GLP son los siguientes:

- Obtención de olefinas, utilizadas para la producción de numerosos productos, entre ellos, la mayoría de los plásticos.
- Combustible para automóviles.
- Combustible de refinería.
- Combustible doméstico (mediante balones).

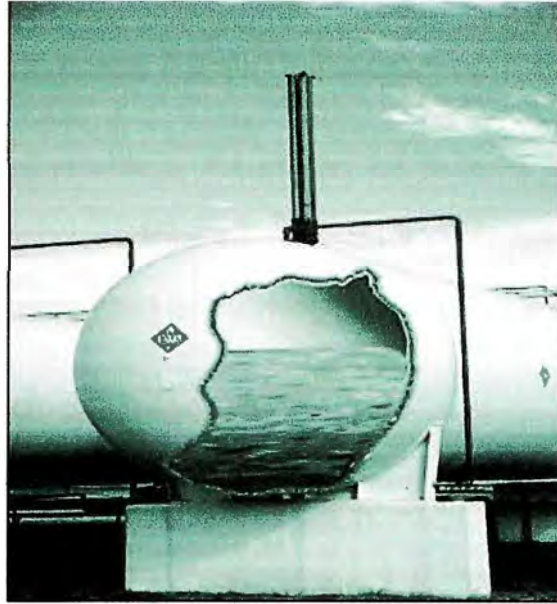


Figura 3-1 Tanque de Almacenamiento

Como se aprecia en la figura, el GLP puede almacenarse a temperatura ambiente pero a una presión que puede variar entre 60 y 120 psi dependiendo de la mezcla propano-butano.

CAPITULO IV

DESCRIPCIÓN E IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS

Esta sección procurará identificar cuáles son los factores de riesgo en el medio; indicando las acciones, procedimiento, medidas y controles que deberán tomarse en cuenta para minimizar o eliminar los riesgos inherentes a éstos.

Los objetivos del Estudio de Riesgo son:

- Detectar los riesgos existentes en el área de influencia del establecimiento.
- Establecer las acciones, procedimientos, medidas y controles para minimizar los riesgos.

Ello busca:

- Proteger las vidas humanas, evitando de esta manera el daño psíquico ó corporal.
- Salvaguardar las instalaciones, insumos y materiales del establecimiento, así como los bienes, propiedades privadas y/o comunitarias.
- Conservación del medio ambiente.

Para lo cual se debe tener en cuenta los siguientes factores:

- Riesgos por Factor Operativo (fallas internas)
- Riesgos por Factor de Entorno o Externas (entre ellas fenómenos naturales)
- Riesgos Potenciales.

4.1. RIESGOS POR FACTOR OPERATIVO

Son situaciones inseguras que podrían presentarse durante el proceso operativo. Las propiedades de los gases licuados de petróleo pueden variar de acuerdo a su procedencia aun cuando sea suministrado por una misma planta. Sin embargo, para los efectos de explosividad no tienen variaciones significativas.

El GLP, por su alto grado de peligrosidad posee diferentes identificaciones como lo muestra la Figura 4-1.



Rombo de NFPA 704 Rombo de UN 1075

Figura 4-1 Identificaciones del GLP

El GLP no posee olor propio, para hacerlo más detectable se le añade mercaptano que le da su olor característico. Su concentración máxima permisible es de 600 ppm (1450 mg/m³) para ocho horas de exposición continuada sin efectos para la salud. No es carcinogénico y las condiciones de asfixia se debe a que desplaza el oxígeno del aire.

El GLP está identificado con los números 1, 4 y 0, según la norma NFPA 704, referidos a riesgos para la salud, inflamabilidad y reactividad respectivamente.

Los líquidos o vapores de GLP son incompatibles con materiales oxidantes.

4.1.1.- Riesgos de quemaduras.

Una emergencia de GLP obliga al uso de equipos completos de protección como los trajes aluminizados complementados con equipos de respiración de aire auto sostenido.

Debe tenerse presente que el GLP puede causar graves quemaduras frías a la piel, (incluso con desprendimiento de la misma), debido a su rápida evaporación que origina una disminución de la temperatura. La evaporación de GLP también puede enfriar los equipos a tal grado que solo el simple contacto con el mismo origina quemaduras al personal.

4.1.2.- Riesgos de incendios y explosión

En una planta envasadora, el mayor riesgo lo constituye un incendio y/o explosión consecuencia de una ignición de una fuga de gas no controlada. Un adecuado diseño de la planta y de los procesos, sumados a procedimientos de operación claramente definidos y una metodología de inspección y mantenimiento adecuados que se basen en normas internacionales reconocidas disminuirá en gran medida el riesgo de una fuga de gas, sin embargo aún así es posible que se produzcan. Por tanto, es necesario determinar los riesgos de fugas de GLP que se pudieran producir en la planta envasadora con el fin de tomar las medidas necesarias para minimizarlos.

Estas fugas no ocurren como consecuencia de la rotura del tanque sino generalmente de los elementos que componen la red de gas. Estas fugas pueden originar pequeños incendios que, de no ser controlados a tiempo, podrían convertirse en grandes siniestros.

A continuación detallamos los riesgos que pueden suceder en una planta envasadora:

4.1.2.1.-Riesgo por fuga de gas por rotura de la línea de GLP

Las tuberías para GLP, las mangueras de trasiego o los accesorios pueden por un error de operación o falta de mantenimiento ser sometidas a tensiones o accidentes que generen su ruptura, lo cual originaría una fuga de GLP.

Para minimizar este riesgo, los tanques estacionarios de 30,000 gls. y el tanque pulmón de 500 gls contarán con válvulas de exceso de flujo en cada una de las salidas y entradas al tanque. En el caso de las líneas de 2", las válvulas tendrán un caudal de cierre para el líquido de 175 GPM y para el vapor de entre 18,800 a 32,000 pies³.std por minuto según sea la presión del tanque. En el caso de líneas de 1 1/4" las válvulas tendrán un caudal de cierre de 105 GPM de líquido o 15,400-26,250 pies³.std por minuto de vapor.

Estos valores nos aseguran que en caso de rotura de la línea de 2" o 1 1/4", el aumento en el caudal ocasionará que las válvulas de exceso de flujo actúen, cerrando el paso del gas del tanque.

4.1.2.2.- Riesgo de rotura de la línea de líquidos por presión hidrostática

Las líneas que transportan GLP en estado líquido están sujetas a sobrepresiones mayores a la presión del vapor de la mezcla propano/butano a temperatura ambiente. Esta sobrepresión se da debido a la sensibilidad de la densidad del GLP líquido ante variaciones de temperaturas. En el caso de un recipiente a presión, cuando aumenta la temperatura ambiente, la densidad del GLP líquido disminuye y por tanto aumenta su volumen. Esta expansión utiliza la zona de vapor que existe en todos los recipientes a presión y de esta manera se evitan las sobrepresiones. En el caso de una línea que transporta GLP líquido, no existe esta zona de vapor, cuando la temperatura ambiente aumenta el GLP líquido tendrá a dilatarse y aumentar el volumen. Se ha visto que cuando no se tiene esta zona de vapor para este caso, toda la tubería se encuentra lleno de GLP líquido lo cual producirá un

incremento importante de presión por cada grado de temperatura que aumenta.

Para evitar estos riesgos se instalarán en todas las líneas de líquido donde pudiera quedar GLP atrapado válvulas de alivio hidrostáticas. Estas válvulas tienen una presión de apertura entre 400 a 500 psi y permitirán descargar pequeñas cantidades de gas manteniendo la presión dentro de la tubería en rango permitido.

4.1.2.3.- Riesgo de ruptura del tanque de almacenamiento por presión excesiva.

Los tanques de almacenamiento de 30,000 gls. y el tanque pulmón de 500 gls poseerán una presión de diseño de 250 psi. Sin embargo el tanque puede ser sometido a presiones mayores a este, originados por un aumento de temperatura interior consecuencia de una fuente de calor externa (por ejemplo un tanque envuelto en llamas) o bien un sobrellenado del tanque.

Para minimizar este riesgo se instalaran en el tanque válvulas de alivio (conocidas como válvulas de seguridad). Si el tanque posee una presión de diseño de 250 psi, la misma norma obliga a poner una válvula de seguridad con apertura a dicha presión y que posea la capacidad de desfogue adecuada para poder mantener la presión bajo control en el caso de incrementarse la presión en el interior del tanque. La capacidad de desfogue es función del área de superficie del tanque, en el caso de cada tanque de 30,000 gls., la superficie es de 1,576.80 pie² (146.49 m²). Para esta superficie se requiere que la válvula de seguridad tenga una capacidad de flujo de 22,740 pies³.std por minutoaire.

De igual manera para el tanque de 500 gal. La válvula de seguridad tendrá una capacidad de flujo de 5,770 pies³.std por minutoaire.

4.1.2.4.-Riesgo de ruptura de la manguera de trasiego del camión cisterna

Una probabilidad de emergencia real sucede cuando la manguera de despacho falla durante el llenado del tanque. Esta ocurrencia es muy remota pero grave. Por ello se instalarán las válvulas de cierre de emergencia tanto en la línea de líquidos como en la de retorno de vapor.

NFPA 58 establece que para sistemas sobre 4,000 gls., con manguera para transferencia de líquido de 1 1/2" o mayor, o con manguera para transferencia de vapor 1 1/4" o mayor, se requiere una válvula de emergencia o bien como lo establece la excepción de la misma norma una válvula de retención si la dirección del flujo es hacia el tanque de almacenamiento. En nuestro caso las mangueras de llenado de la cisterna será de 2" y el retorno de 1 1/4", por lo que, según NFPA 58 requeriríamos de estas válvulas (además el D.S. N° 019-97-EM también las exige). Estas válvulas impedirán que en el caso de una ruptura de manguera se vacíe el tanque mediante tres posibilidades de accionamiento: Por acción directa sobre la válvula, por acción remota o bien por acción del fusible en caso de un incendio.

Para asegurar que la red no sufra en caso de que la cisterna arranque sin desconectar las mangueras, se proveerá de un soporte que impedirá que las fuerzas se trasladen hacia el resto de la tubería. Ver figura N° 4-1.

También se instalarán válvulas Pull Away que, ante la tracción de la manguera ejercida por el camión al partir, se separará en dos partes, evitando de esta manera la ruptura de la manguera o de la línea. La fuga será mínima pues a ambos lados de la válvula separada se cuenta con válvulas check de cierre automático.

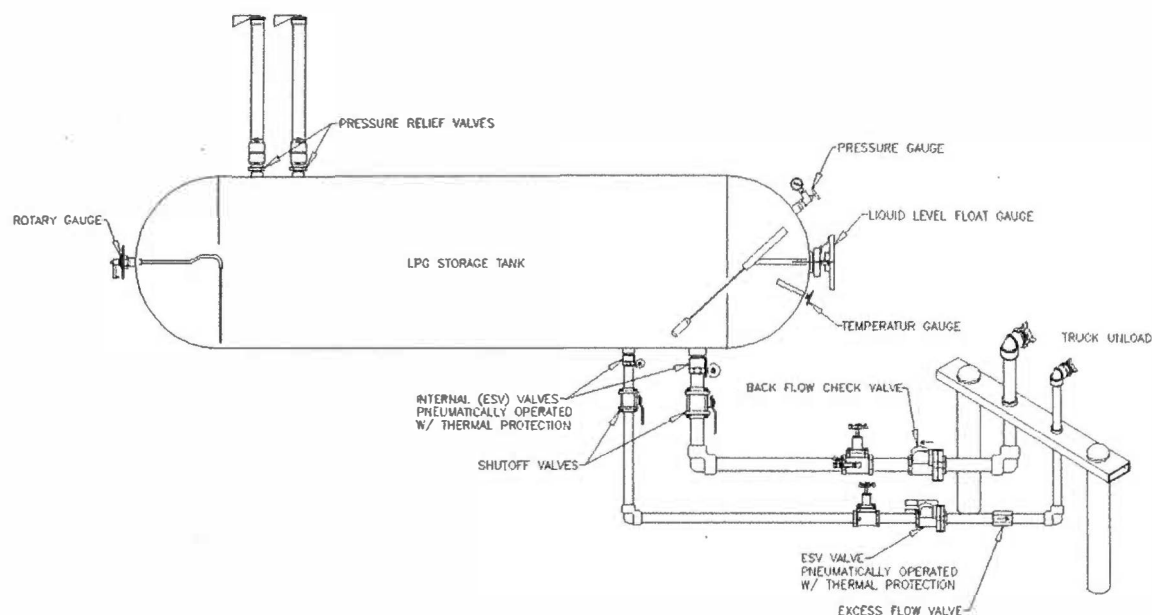


Figura 4-2 Instalaciones en el Tanque de Almacenamiento

4.1.2.5.- Riesgo de fuga por problemas menores

También existen antecedentes de fugas por los siguientes motivos

- Fugas por los sellos de las bombas de transferencia
- Fugas por los vástagos de las bombas
- Fugas por las uniones roscadas
- Fugas ocurridas durante el purgado de los tanques o la toma de muestras
- Fugas en los tanques y las líneas ocasionados por la corrosión

Todos estos acontecimientos (excepto la fuga ocurrida durante el purgado de los tanques), son pequeñas y fácilmente controlables (se cierran las válvulas adyacentes). Sin embargo, se debe de tener especial cuidado durante el purgado de tanques, pues se puede generar la formación de hielo que impida el cierre de la válvula. Para minimizar este problema potencial se instalarán en las líneas de drenajes dos válvulas separadas al menos 30 cm.

4.2. RIESGOS POR FACTOR DE ENTORNO

Son todos aquellos factores que pudieran representar un riesgo para la planta. Se podrían clasificar en dos tipos: Factores Sociales y Factores Naturales.

4.2.1.- Factores Sociales

4.2.1.1.-Actividad Urbana y Socio-Cultural

No se observa centros urbanos de concentración masiva de público tales como colegios, estadios, coliseos u hoteles en un radio de 50 metros. A una distancia de 100 m, en dirección Norte, se encuentra el rio Huarmey.

No hay historial de actividad subversiva o para-militar que represente un riesgo para la normal actividad de la planta.

4.2.1.2.-Actividad Industrial

La clasificación de la zona en estudio es netamente agrícola. No existe ninguna actividad industrial que podamos considerar solo son hectáreas de terrenos de cultivo.

4.2.2.-Factores Naturales

- **Sismicidad**, La magnitud de los sismos en la costa peruana ha alcanzado niveles históricos cercanos a los 8 grados en la escala de Mercalli modificada. Esto se ha tenido en cuenta para el diseño de las estructuras en la planta como son: bases de los tanques estacionarios y tanque Pulmón además de la plataforma de envasado y plataforma de mantenimiento de cilindros

- **Medio Ambiente Húmedo**, La ciudad de Huarmey se caracteriza por tener un ambiente corrosivo lo cual pudiera afectar a las estructuras metálicas y tuberías de la planta. A fin de prevenir la corrosión en las instalaciones metálicas, sea tanques o tuberías serán pintados con pintura anticorrosiva. En el caso del tanque de

almacenamiento se proveerá una capa de 6 micrones de pintura epóxica y una mano de pintura de acabado.

- **Ruido**, En el lugar los niveles de ruido no llegan ni a los 85dB, los únicos ruidos los generan el flujo vehicular que circulan por la Panamericana Norte y no por las actividades propias de la planta envasadora. En cuanto a los equipos que puedan generar ruidos en la planta envasadora, serían la bomba para GLP, el compresor de aire, el compresor de gas, el grupo electrógeno, las bombas de agua contraincendios, las bombas para el agua en la zona administrativa, la bomba de agua del pozo y los llenadores automáticos, así como los generados por la unidad cisterna de abastecimiento y las unidades de reparto. En todos estos casos el nivel de ruido producido sería menor que el generado en la zona por el tránsito vehicular. En todo caso la alarma tendrá que tener un nivel de 100 dB para ser escuchada por sobre el ruido del tránsito y los ruidos propios de la operación de la planta.

- **Clima**, Como toda instalación de la zona, la planta está expuesta a neblinas y lluvias esporádicas en los meses de invierno que no sobrepasan un promedio anual de 10 m³, con alta humedad relativa, lo cual no constituye un riesgo para el funcionamiento de la planta.

Las variaciones de temperatura que promedia una máxima de 29.7°C con una mínima de 12.7°C, no tienen mayor influencia sobre las densidades de llenado del tanque de almacenamiento del tanque por exceso de presión

- **Vientos**, Las velocidades de los vientos del sur, sureste y suroeste varían entre 4.5; 4.1 y 4.7 metros por segundo, ver anexo 11.2.5.

La dirección y velocidad del viento es de significativa importancia especialmente el que viene del Océano Pacífico.

Pese a la remota posibilidad de ocurrencia, estas condiciones de fuga y viento, son las de más alto riesgo, debido a que en los bordes de la nube de vapor, que se forme, existe toda una gama de mezclas explosivas y a las obvias fuentes de ignición que representan los vehículos que transitan por la Panamericana Norte.

4.3. RIESGOS POTENCIALES

4.3.1.- fugas de Gas: Nubes de vapor, UVCE, CVCE y Deflagraciones.

Una nube de vapor explosiva puede formarse a raíz de una fuga de gas o líquido inflamable como consecuencia de la ruptura de una línea, brida o sello de válvulas.

La dispersión de la nube depende de muchos factores, tales como: la velocidad de descarga, temperatura del aire y velocidad del viento, densidad del producto, etc.

Una vez formada la nube de vapor, esta puede desplazarse sobre el terreno sin arder, hasta encontrar una fuente de ignición con suficiente energía. La cual puede ser una flama de corte, soldeo, chispa eléctrica, corriente estática, superficie caliente, colillas de cigarrillo, etc. Una vez encendida la nube, esta puede producir una explosión, tomando los nombres de CVCE o UVCE, explosión de una nube de gas confinada y no confinada respectivamente.

Los principales daños sobre el entorno serán causados básicamente por la propagación de ondas de choque debido a la sobrepresión generada, la radiación térmica emitida y la proyección de fragmentos que son lanzados a grandes distancias.

4.3.2.- BLEVE, explosión del vapor en expansión de líquido en ebullición

“Explosión de vapor en expansión de un líquido en ebullición”. Ocurre cuando un líquido presurizado que está almacenado en un tanque, por acción del calor es sobrecalentado (líquido a temperatura superior a su punto de ebullición), cuando el contenedor se rompe por el aumento de presión, se produce una súbita

vaporización del líquido. Se evapora un volumen suficiente de líquido para enfriar el producto liberado hasta su punto de ebullición y aumentar significativamente los efectos de la presión, dependiendo del volumen evaporado por unidad de tiempo, Si el sobrecalentamiento no es suficiente producirá una evaporación importante, pero no el fenómeno BLEVE.

4.3.2.1.- Magnitud del BLEVE

Su magnitud depende básicamente de la cantidad de líquido que se encuentra almacenada en el recipiente.

Las estadísticas de este tipo de accidentes nos demuestran que la energía de vaporización y expansión del líquido respecto a los trozos es tal que estos salen despedidos a distancias mayores de 800 metros. Se han reportado muertes por el impacto de estos proyectiles a distancias de 240 m a partir de un recipiente de gran tamaño. Además de las bolas de fuego logran alcanzar hasta 100 metros de diámetro y se han reportado quemaduras a más de 80 metros.

Los efectos de la onda de choque varían según las características del material, su cantidad y el grado de restricción de la nube de vapor. Por consiguiente, las presiones máximas en una explosión varían desde una ligera sobrepresión a cientos de kilo pascales (kPa). Las lesiones directas se producen a presiones entre 5 a 10 kPa una presión mayor por lo general significa la pérdida de vida, mientras los edificios se derrumban y las ventanas se rompen a presiones de 3 a 10 kPa.

4.3.2.2- Intervalo de tiempo en caso de BLEVE

El tiempo que transcurre entre el inicial contacto con la llama y el BLEVE depende de factores tan variables como las dimensiones del recipiente, la cantidad de gas licuado, otras características del recipiente y la naturaleza del fuego. Los recipientes no aislados situados en superficie pueden explotar en cuestión de pocos minutos si

son pequeños, mientras que los grandes pueden durar horas siempre que no se les enfríe con agua.

En nuestro proyecto se instalará un sistema de enfriamiento con agua, para que pueda retardar o impedir la ocurrencia de un BLEVE. En caso de una emergencia de este tipo, se deberá coordinar con el cuerpo de bomberos de la zona y con la brigada de emergencia formada en la planta.

CAPITULO V

EVALUACIÓN DEL RIESGO

En este capítulo evaluaremos el nivel de gravedad de cada uno de los riesgos identificados en la planta. Para lo cual, se hará una determinación previa y luego una evaluación de daños.

5.1. DETERMINACIÓN DEL NIVEL DE RIESGO

La determinación del nivel de riesgo, se hizo empleando el Método de la Matriz Bidimensional para la evaluación de riesgos de J.Castellanos.

Los riesgos pueden clasificarse en función a la severidad (que daños puede causar) y probabilidad de ocurrencia, de la siguiente manera:

Tabla IV: Severidad y Probabilidad

Severidad	
Catastrófico	La gravedad de los daños causan: amputaciones, fracturas mayores, lesiones múltiples y lesiones fatales o muerte.
Extensivo	La gravedad de los daños será importante, causando: quemaduras de 2do y 3er grado, contusiones serias, fracturas moderadas, sordera con incapacidad, dermatitis serias, asma, desordenes de los miembros superiores relacionadas con el trabajo.
Serio	La gravedad del daño es media causando: lesiones a los ligamentos moderados, quemaduras de 1er grado, contusiones moderadas, fracturas menores, sordera sin incapacidad, dermatitis moderada.
Bajo	La gravedad de los daños son: lesiones superficiales, cortes y contusiones menores, irritación ocular por polvo, malestar, enfermedades conducentes a malestar temporal.
Probabilidad	
Alto	Ocurre o puede ocurrir una vez cada 29 días o menos.
Medio	Ocurre o puede ocurrir una vez entre 1 a 12 meses.
Bajo	Ocurre o puede ocurrir una vez entre 1 y 10 años.

Considerando la tabla anterior se elabora la siguiente matriz de riesgo:

Tabla V.- Matriz Bidimensional de Riesgos según J. Castellanos.

Severidad	Catastrófico	3	4	Inaceptable
	Extensivo	2	3	4
	Serio	1	2	3
	Bajo	-	1	2
		Bajo	Medio	Alto
	Probabilidad			

Los niveles de riesgo se muestran a continuación:

Tabla VI.- Niveles de Riesgo

Nivel	Disponibilidad Requerida	Probabilidad de fallo	Ocurrencia (años)
4	> 99.99 %	10^{-5} a 10^{-4}	100 000 a 10 000
3	99.90 – 99.99 %	10^{-4} a 10^{-3}	10 000 a 1 000
2	99.00 – 99.90 %	10^{-3} a 10^{-2}	1 000 a 100
1	90.00 – 99.00 %	10^{-2} a 10^{-1}	100 a 10

Donde:

Disponibilidad Requerida: Porcentaje aceptable de seguridad en el sistema para el nivel dado de riesgo.

Probabilidad de Fallo: Probabilidad aceptable de fallo

Ocurrencia: Posibilidad en años que el fallo de ese nivel ocurra.

Para nuestro caso, el nivel de gravedad obtenido por cada riesgo identificado en la Planta envasadora de GLP se muestra en la tabla VII y las acciones a tomar según el nivel de riesgo se describen en la tabla VIII.

Tabla VII: Determinación del nivel de Riesgo

Detalle	S	P	N
Riesgos de Proceso			
- Fuga de gas por rotura de línea.	Extensivo	Alta	4
- Deflagración y/o Explosión	Extensivo	Media	3
- Generación de BLEVE	Catastrófico	Bajo	3
- Incendios por corriente Estática	Extensivo	Bajo	2
- Derrame de producto	Extensivo	Alta	4
Riesgo de Entorno			
- Daño por actividad industrial circundante	Serio	Bajo	1
- Daño por robo y/o asalto a la planta.	Serio	Alto	3
- Daño por actividad sísmica	Serio	Alto	3
- Daño por alta temperatura	Serio	Bajo	1

(Donde: S es severidad, P es probabilidad y N es nivel de riesgo)

Tabla VIII: Acciones a tomar debido al nivel de riesgo

Nivel	Acción
4	Deberá de controlarse inmediatamente
3	Podrá ser tratado a corto o mediano plazo
2	Requiere control a mediano o largo plazo
1	Puede requerir control a mediano o largo plazo

5.2.- CONSECUENCIAS DE UN BLEVE EN LA PLANTA.

Según el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo de España, la explosión mecánica del recipiente producirá tres tipos de consecuencias: Radiación térmica, Sobrepresiones por la onda expansiva y la Proyección de fragmentos metálicos.

Para la cuantificación de estos tres tipos de consecuencias se han desarrollado diferentes modelos empíricos de análisis que han recogido las experiencias de accidentes sucedidos.

El efecto más nocivo de una BLEVE es el derivado de la radiación térmica, la altísima radiación térmica de la bola de fuego formada, provocará la muerte de todo

ser vivo que quede encerrado en la misma y la posibilidad de propagación de incendios y BLEVE's a instalaciones y recipientes próximos generando un efecto dominó. Evidentemente la gravedad de los daños a personas y bienes estará en función de la distancia a la susodicha bola de fuego.

Si bien los daños graves a personas por lesiones pulmonares y/o rotura de tímpano no suelen ocurrir a más de 100 m de la superficie exterior de la bola de fuego, los daños estructurales considerables podrían alcanzar en casos extremos a 500 m desde el centro de la explosión.

5.2.1.- Sobre Presión Generada para el efecto BLEVE

La magnitud de la onda de sobrepresión depende de la presión de almacenamiento, del calor específico del producto implicado y de la resistencia mecánica del depósito.

Tabla IX: Efecto de la sobre presión como función de la distancia.

ΔP máx. (KPa)	d (m)	Daños Materiales	Daños personales
7	505.08	Rotura de cristales	-
14	252.54	Rotura de tabiques y paneles	-
16	220.97	Rotura de paredes de bloques de cemento	-
17	207.97	Colapso parcial de estructuras de hormigón (40-60 cm espesor.)	Rotura de tímpanos
20	176.78	Destrucción total de viviendas ordinarias	-
21	168.36	Rotura de tanques para almacenamiento de líquidos	-
27	130.95	Colapso de estructuras metálicas en edificios de construcción ordinarias.	-
35	101.02	Casas quedan inhabilitadas	-
43	82.22		Daños pulmonares
50	70.71	Rotura de paredes de ladrillo las casas requieren demolición	-
70	50.51	Ya casi no se requiere demolición (75% de destrucción)	Umbral de daños graves a personas
100	35.36	100% de destrucción	Probabilidad muy
200	17.68	-	Lesiones graves a personas
329	10.75	-	Mortalidad: 1%
409	8.64	-	Mortalidad: 50%
500	7.07	-	Mortalidad: 99%

Nota: $1 \text{ Kg/cm}^2 = 14,223 \text{ psi} = 100 \text{ Kpa}$.

(Referencia: "Manual de Seguridad Industrial en Plantas Químicas y Petroleras").

5.2.2.- Radiación térmica en un BLEVE: Bola de Fuego

Previamente al cálculo de la dosis de radiación térmica a la que van a estar expuestas personas e instalaciones en una BLEVE, es preciso conocer las siguientes características sobre la bola de fuego formada por la combustión de la masa vaporizada: El diámetro de la bola de fuego, la altura de dicha bola y la duración máxima de la deflagración, todo con respecto a la Organización holandesa para la investigación científica (T.N.O).

5.2.2.1.- Diámetro de la bola de fuego

El cálculo del diámetro de la bola de fuego se puede obtener según la T.N.O mediante la siguiente ecuación:

$$D = 6,48 \cdot W^{0,325} \text{ Ecu. 5.1}$$

Siendo:

D = diámetro máximo (m).

W = masa total del combustible (kg).

5.2.2.2.- Altura del centro de la bola de fuego (según T.N.O)

$$H = 0,75 D \quad \text{Ecu. 5.2}$$

Siendo:

H = altura del centro de la bola (m).

D = diámetro máximo (m).

5.2.2.3.- Duración de la bola de fuego (según T.N.O)

$$t = 0,852 W^{0,26} \quad \text{Ecu. 5.3}$$

Siendo:

t = tiempo de duración (s).

W = masa total del combustible (kg).

La experiencia demuestra que la duración puede llegar a durar hasta tres minutos para las esferas de gran capacidad.

5.2.2.4.- Radiación térmica recibida (según T.N.O)

La radiación recibida en un punto determinado se obtiene mediante la ecuación genérica siguiente:

$$I = d F E \quad \text{Ecu. 5.4}$$

Siendo:

I = irradiación recibida (Kw/m^2).

d = coeficiente de transmisión atmosférica.

F = Factor geométrico de visión.

E = Intensidad media de radiación (Kw/m^2).

El coeficiente de transmisión atmosférica es función de la humedad relativa del aire y de la distancia al punto en cuestión.

$$d = 2,02 (P'v \cdot x)^{-0,09} \text{Ecu. 5.5}$$

Siendo:

$P'v$ = presión parcial absoluta del vapor en el aire ambiental (Pa) (1 bar = 105 Pa).

x = distancia entre la envolvente de la bola de fuego y el punto considerado (m).

El factor geométrico F es un coeficiente que depende de la forma del foco emisor y receptor, y de la distancia.

En el caso de BLEVES, al considerar la bola de fuego como una esfera y el cuerpo receptor a una superficie normal a la radiación directa en la línea procedente del centro de la esfera, se demuestra que el factor geométrico tiene el valor:

$$F = D^2 / 4 X^2 \quad \text{Ecu. 5.6}$$

Siendo:

D = diámetro máximo de bola de fuego (m).

x = distancia entre el centro de la esfera y el cuerpo irradiado (m).

La intensidad media de radiación E es el flujo radiante por unidad de superficie y tiempo, y se calcula según la siguiente expresión:

$$E = fr. W. Hc / \pi. D^2. t \quad \text{Ecu. 5.2.2.7}$$

Siendo fr un coeficiente de radiación que puede oscilar entre 0,25 y 0,40.

El coeficiente fr nos indica la fracción de la energía total desarrollada en la combustión, ya que esta energía se ve reducida por las pérdidas, principalmente en la convección de humos.

W = masa total del combustible (kg).

Hc = calor de combustión (kJ/kg).

D = diámetro máximo de la bola de fuego (m).

t = tiempo de duración de la BLEVE (s).

Una vez calculada la irradiación térmica, hay que proceder al cálculo de la dosis de radiación térmica para personas expuestas. Una de las fórmulas más empleadas es la de Eisenberg:

$$\text{Dosis} = t \cdot I^{4/3}$$

En la que

t = tiempo de exposición (s).

I = irradiación recibida (W/m^2).

El valor exponencial de la I, representa un coeficiente de mayoración de la dosis, a efectos de seguridad. Tengamos en cuenta, que según la Directriz Básica para las elaboraciones de los planos especiales del sector químico (BOE 6-2-91), los valores umbral son: Para el límite de la Zona de Intervención en la cual el nivel de daños justifica la implantación inmediata de medidas de protección, 5 Kw/m^2 en un tiempo máximo de exposición de 3 minutos, y para el límite de Zona de Alerta de 3 Kw/m^2 en tiempo de exposición prácticamente indeterminado, ya que los daños solo serían perceptibles por los grupos de población críticos.

5.2.2.5.- Problema aplicativo al proyecto

Para tener una idea de la magnitud de este tipo de explosiones vamos aplicarla para nuestro caso, tomando las consideraciones respectivas.

Calculemos las consecuencias de radiación térmica de un BLEVE de uno de los tanques que contendría el 80% de su capacidad total, 90 m^3 (24,000 gal) de GLP, almacenados a $22 \text{ }^\circ\text{C}$.

Trabajan en la planta un total de 5 personas en el área administrativa y otras 20 entre operarios y personal de seguridad. A una distancia de 200 m están personas cultivando, determinar los posibles daños.

Datos:

Según tablas la presión absoluta del vapor de agua saturado, a $22 \text{ }^\circ\text{C}$ corresponde a 2,310 Pa.

El calor de combustión es 45,800 kJ/kg.

La densidad del GLP promedio para estas condiciones sería aproximadamente, 580 kg/m^3 .

$$W = 580 \text{ kg/m}^3 * 90 \text{ m}^3 = 52,200 \text{ kg}$$

Solución:**Diámetro de la bola de fuego**

$$D = 6.48 * 52,200^{0,325} = 221 \text{ m}$$

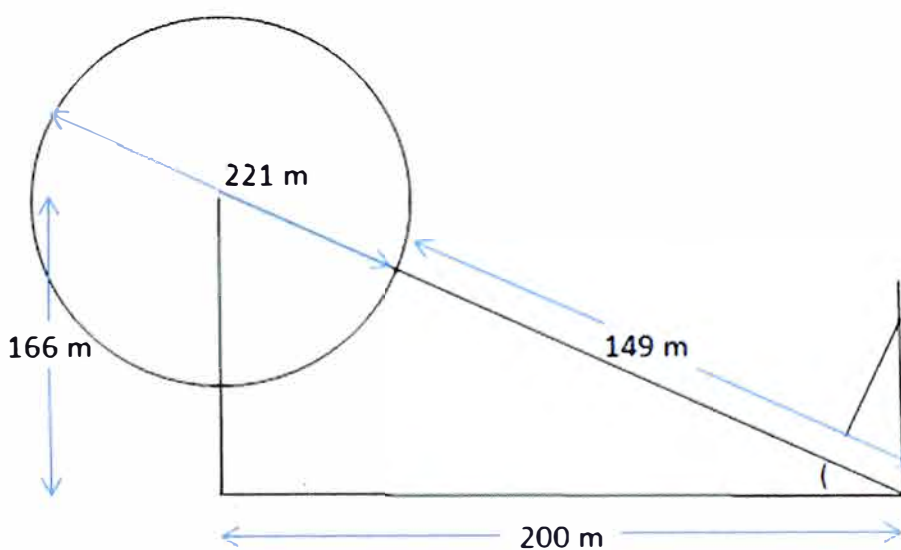
Altura del centro de la bola de fuego

$$H = 0.75 * 221 = 166 \text{ m}$$

Duración de la bola de fuego

$$t = 0.852 * 52,200^{0,26} = 14 \text{ s}$$

La distancia entre la envolvente de la bola de fuego y el punto considerado a efectos de determinar el coeficiente de transmisión atmosférica, se calcula tal como se indica en la figura 5-1.



$$\text{Recorrido de la radiacion} = [200^2 + 166^2]^{1/2} - 221/2 = 149$$

Figura. 5-1 Cálculo de la distancia x

Coeficiente de transmisión atmosférica

La presión parcial absoluta del vapor de agua P'_v con una humedad relativa del 70% contenido en la masa de aire húmedo se calcula así:

$$P'_v/P_v = 0.7 ; P'_v = 0.7 * 2,310 = 1,617 \text{ Pa}$$

P_v = Presión absoluta del vapor de agua saturado

P'_v = Presión parcial absoluta del vapor de agua en un ambiente de humedad relativa.

$$d = 2.02 (1,617 * 149)^{-0.09} = 0.66$$

Factor geométrico de visión

$$F = [221^2] / [4 (221/2 + 149)^2] = 0.18$$

Intensidad media de radiación

Se adopta $f_r = 0.25$

$$E = 0.25 * 52,200 * 45,800 / 3.14 * 221^2 * 14 = 278 \text{ Kw/m}^2$$

Irradiación recibida, de la Ecu. 5.4:

$I = 0.66 * 0.18 * 278 = 33 \text{ Kw/m}^2$ (sobre hipotética superficie perpendicular a la radiación).

$$\text{Tg } \alpha = 166 / 200 = 0.014 \alpha \approx \pi/220$$

La irradiación recibida sobre una persona o superficie vertical en el suelo será aproximadamente:

$$I_{\text{real}} = 33 * \text{Cos} (\pi/220) = 33 * 1 = 33 \text{ kW/m}^2 = 33,000 \text{ W/m}^2$$

Dosis de irradiación

$$\text{Dosis} = (14 * 33,000^{4/3}) = 14\,818,809 \text{ W/m}^2$$

Tabla X: Equivalencia entre valores "probit" y porcentaje de población afectada.

Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%
0	0	3,72	10	4,16	20	4,48	30	4,75	40	5,00	50	5,25	60	5,52	70	5,84	80	6,28	90	7,33	99,0
2,67	1	3,77	11	4,19	21	4,50	31	4,77	41	5,03	51	5,28	61	5,55	71	5,88	81	6,34	91	7,37	99,1
2,95	2	3,82	12	4,23	22	4,53	32	4,80	42	5,05	52	5,31	62	5,58	72	5,92	82	6,41	92	7,41	99,2
3,12	3	3,87	13	4,26	23	4,56	33	4,82	43	5,08	53	5,33	63	5,61	73	5,95	83	6,48	93	7,46	99,3
3,25	4	3,92	14	4,29	24	4,59	34	4,85	44	5,10	54	5,35	64	5,64	74	5,99	84	6,55	94	7,51	99,4
3,35	5	3,96	15	4,33	25	4,61	35	4,87	45	5,13	55	5,39	65	5,67	75	6,04	85	6,64	95	7,58	99,5
3,45	6	4,01	16	4,36	26	4,64	36	4,90	46	5,15	56	5,41	66	5,71	76	6,08	86	6,75	96	7,65	99,6
3,52	7	4,05	17	4,39	27	4,67	37	4,92	47	5,18	57	5,44	67	5,74	77	6,13	87	6,88	97	7,75	99,7
3,59	8	4,08	18	4,42	28	4,69	38	4,95	48	5,20	58	5,47	68	5,77	78	6,18	88	7,05	98	7,88	99,8
3,66	9	4,12	19	4,45	29	4,72	39	4,97	49	5,23	59	5,50	69	5,81	79	6,23	89	7,33	99	8,09	99,9

Para determinar los daños a la población aplicamos las ecuaciones "Probit" siguientes según la NTP N° 291. Modelos de vulnerabilidad de las personas por accidentes mayores:

- (Quemaduras 1° grado) $Pr = -39.83 + 3.0186 \ln(t^{1/3})$

$Pr = 10.01$ La totalidad de personas expuestas sufrirían quemaduras de 1° grado.

- (Mortalidad) $Pr = -14.9 + 2.56 \ln(t^{4/3}/10^4)$ $Pr = 3.79$

Habría un 12% de mortalidad

En la Tabla XI se muestra los valores de la intensidad de calor emitida a diferentes distancias respecto de la bola de fuego.

5.3.- SIMULACION DE UN BLEVE

1. Ubicación Geográfica

La planta de GLP proyectada, estará situada en la ciudad de Huarmey ubicada en el Km. 293 de la Panamericana Norte, margen derecha del río Huarmey, parte Sur-Occidental de la Región Chavín, a 11 m.s.n.m. (costa norte del Perú). La Planta Envasadora se encuentra en Latitud Sur 10°04'36.49", longitud Oeste 78°09'11.54".

Temperatura Promedio: 22°C

Velocidad de viento: 4.5 m/s

Dirección del viento: NE

Humedad Relativa: 90%

2. Producto Químico

Para los cálculos se usará el GLP, 60% propano y 40% butano.

3. Tanque de almacenamiento

El tanque tiene capacidad de almacenamiento de 30 000 galones, longitud total 13 645 mm y diámetro 3 400 mm.

4. Consideraciones de la simulación

Para la determinación del BLEVE, se realizará la simulación para tres situaciones:

4.1 Tanque al 80% de capacidad.

4.2 Tanque al 50% de capacidad.

4.3 Tanque al 15% de capacidad.

5. Simulador

Para los cálculos se está usando el simulador ALOHA recomendado por la EPA.

6. Cálculos y resultados

6.1 Tanque al 80% de capacidad

SITE DATA:

Location: HUARMEY, PERU
 Building Air Exchanges Per Hour: 0.95 (unsheltered single storied)
 Time: June 15, 2012 1230 hours ST (user specified)

CHEMICAL DATA:

Chemical Name: GLP Molecular Weight: 44.10 g/mol
 TEEL-1: 5500 ppm TEEL-2: 17000 ppm TEEL-3: 33000 ppm
 IDLH: 2100 ppm LEL: 20000 ppm UEL: 95000 ppm
 Ambient Boiling Point: -42.0° C
 Vapor Pressure at Ambient Temperature: greater than 1 atm
 Ambient Saturation Concentration: 1,000,000 ppm or 100.0%

ATMOSPHERIC DATA: (MANUAL INPUT OF DATA)

Wind: 4.5 meters/second from NE at 3 meters
 Ground Roughness: open country Cloud Cover: 3 tenths
 Air Temperature: 22° C Stability Class: D
 No Inversion Height Relative Humidity: 90%

SOURCE STRENGTH:

BLEVE of flammable liquid in horizontal cylindrical tank
 Tank Diameter: 3.4 meters Tank Length: 10.24 meters
 Tank Volume: 93.0 cubic meters
 Tank contains liquid
 Internal Storage Temperature: 22° C
 Chemical Mass in Tank: 41.0 tons Tank is 80% full
 Percentage of Tank Mass in Fireball: 100%
 Fireball Diameter: 194 meters Burn Duration: 12 seconds

THREAT ZONE:

Threat Modeled: Thermal radiation from fireball
 Red : 211 meters @ (35.72 kW/m²)
 Orange: 378 meters @ (12.53 kW/m²)
 Yellow: 603 meters @ (4.93 kW/m²)

6.2. Tanque al 50% de capacidad

SITE DATA:

Location: HUARMEY, PERU

Building Air Exchanges Per Hour: 0.95 (unsheltered single storied)

Time: June 15, 2012 1230 hours ST (user specified)

CHEMICAL DATA:

Chemical Name: GLP Molecular Weight: 44.10 g/mol

TEEL-1: 5500 ppm TEEL-2: 17000 ppm TEEL-3: 33000 ppm

IDLH: 2100 ppm LEL: 20000 ppm UEL: 95000 ppm

Ambient Boiling Point: -42.0° C

Vapor Pressure at Ambient Temperature: greater than 1 atm

Ambient Saturation Concentration: 1,000,000 ppm or 100.0%

ATMOSPHERIC DATA: (MANUAL INPUT OF DATA)

Wind: 4.5 meters/second from NE at 3 meters

Ground Roughness: open country Cloud Cover: 3 tenths

Air Temperature: 22° C Stability Class: C

No Inversion Height Relative Humidity: 90%

SOURCE STRENGTH:

BLEVE of flammable liquid in horizontal cylindrical tank

Tank Diameter: 3.4 meters Tank Length: 10.24 meters

Tank Volume: 93.0 cubic meters

Tank contains liquid

Internal Storage Temperature: 22° C

Chemical Mass in Tank: 26.4 tons Tank is 50% full

Percentage of Tank Mass in Fireball: 100%

Fireball Diameter: 167 meters Burn Duration: 11 seconds

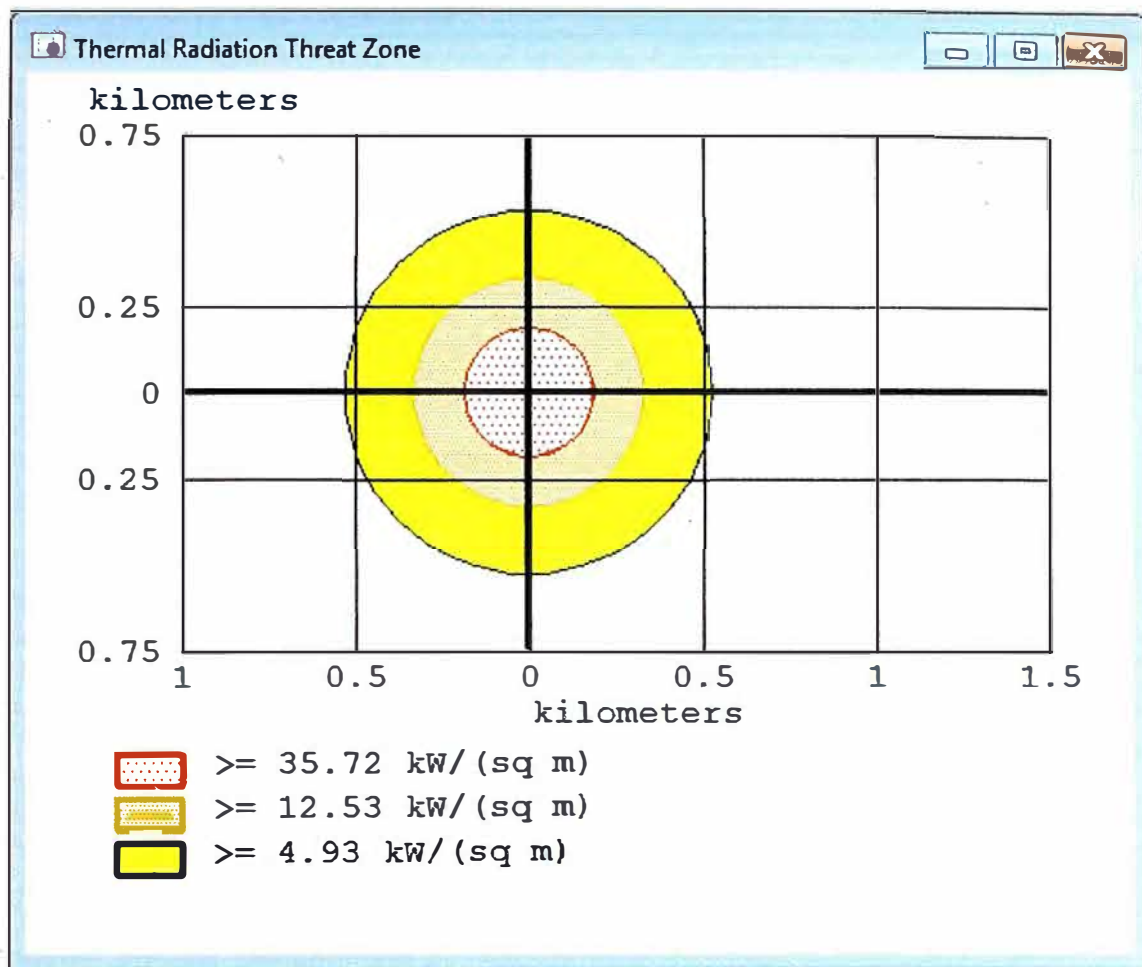
THREAT ZONE:

Threat Modeled: Thermal radiation from fireball

Red : 184 meters @ (35.72 kW/m²)

Orange: 329 meters @ (12.53 kW/m²)

Yellow: 525 meters @ (4.93 kW/m²)



6.2. Tanque al 15% de capacidad

SITE DATA:

Location: HUARMEY, PERU

Building Air Exchanges Per Hour: 0.95 (unsheltered single storied)

Time: June 15, 2012 1230 hours ST (user specified)

CHEMICAL DATA:

Chemical Name: GLP Molecular Weight: 44.10 g/mol

TEEL-1: 5500 ppm TEEL-2: 17000 ppm TEEL-3: 33000 ppm

IDLH: 2100 ppm LEL: 20000 ppm UEL: 95000 ppm

Ambient Boiling Point: -42.0° C

Vapor Pressure at Ambient Temperature: greater than 1 atm

Ambient Saturation Concentration: 1,000,000 ppm or 100.0%

ATMOSPHERIC DATA: (MANUAL INPUT OF DATA)

Wind: 4.5 meters/second from NE at 3 meters

Ground Roughness: open country Cloud Cover: 3 tenths

Air Temperature: 22° C Stability Class: C

No Inversion Height Relative Humidity: 90%

SOURCE STRENGTH:

BLEVE of flammable liquid in horizontal cylindrical tank

Tank Diameter: 3.4 meters Tank Length: 10.24 meters

Tank Volume: 93.0 cubic meters

Tank contains liquid

Internal Storage Temperature: 22° C

Chemical Mass in Tank: 9.25 tons Tank is 15% full

Percentage of Tank Mass in Fireball: 100%

Fireball Diameter: 118 meters Burn Duration: 9 seconds

THREAT ZONE:

Threat Modeled: Thermal radiation from fireball

Red : 132 meters @ (35.72 kW/m²)

Orange: 236 meters @ (12.53 kW/m²)

Yellow: 376 meters @ (4.93 kW/m²)

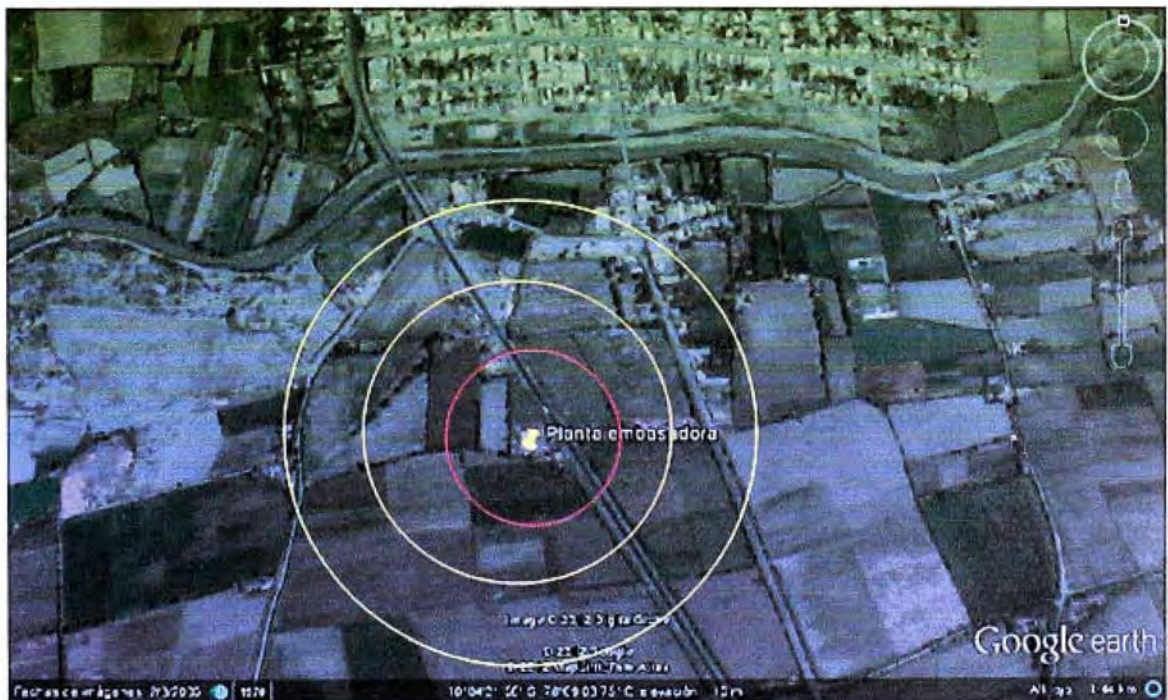
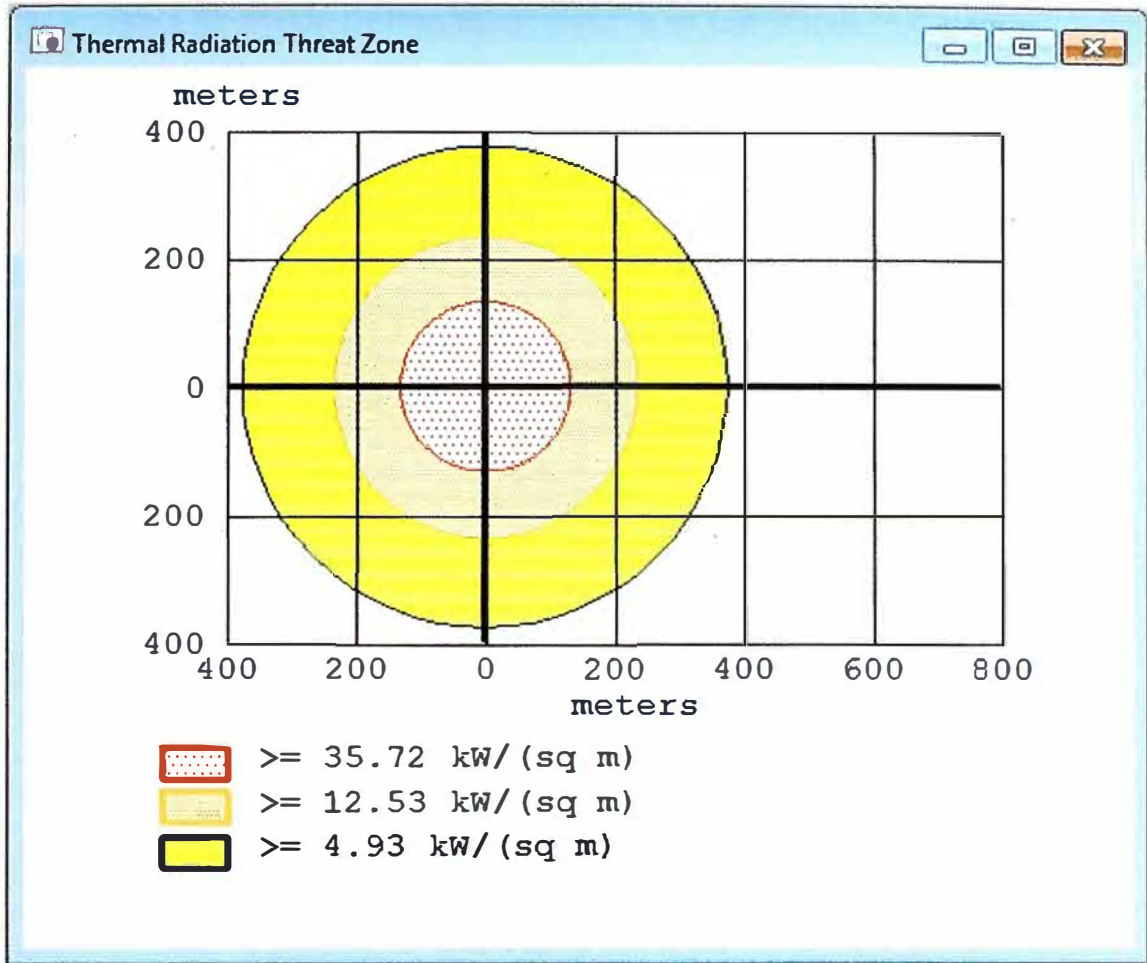


Tabla XI: Efecto de Radiación térmica en función de la distancia.

d(m)	Intensidad (Kw/m²)	Efecto sobre las personas y daños materiales
5	93.34	Incineración total
50	88.90	
100	77.67	
200	51.42	
250	40.92	Pérdida de resistencia del acero no protegido y colapso de estructuras no ligeras.
260	39.09	
280	35.72	Estructuras ligeras, tanques de almacenamiento son afectados
390	22.35	Elementos de equipo ligero no protegido pueden fallar.
400	21.48	Ignición de la madera, fusión de recubrimientos (plásticos).
550	12.53	
650	9.23	Incineración de la madera.
900	4.93	Dolor: Quemaduras de 1° grado por exposición de 30 seg.
1000	4.00	Aparición de ampollas: exposición de 30seg.
1400	2.03	Dolor: por exposición de 60 seg.
1500	1.76	Umbral de sensación dolorosa.
1700	1.36	Intensidad segura para personas sin protección.
1800	1.21	Equivalente a la radiación solar: verano al medio día.

CAPITULO VI

DETERMINACION Y ANÁLISIS DE RIESGO

Luego de identificar los riesgos y haber evaluado el potencial de daño de los mismos, nuestra siguiente tarea será llevar a la planta a un nivel tolerable de riesgo, mediante el diseño de un sistema de prevención de perdidas en base a los resultados del análisis de riesgo, así como criterios legales y técnicos normativos.

6.1. ANÁLISIS HAZOP (Proceso de transferencia de GLP)

Las tablas del análisis HAZOP se muestran a continuación:

TABLA XII: HAZOP

ANALISIS EN TANQUES CISTERNA DE GLP (Operación de descarga)

Grado	Parámetro	Desviación	Causa Posible	Consecuencias	Comentarios y Acciones Correctivas
Más	Temperatura	Incremento significativo de la temperatura de trabajo en Tanque Cisterna.	1.- Generación de fuego abierto cerca del tanque cisterna. 2.- Trabajos en caliente sobre el tanque, sin autorización. 3.- Conato de incendio	- Si la fuente de ignición encuentra una nube de gas podría generarse: UVCE, CVCE. - En lo peor de los casos si la cisterna se incendia se correría el riesgo que se produzca un fuego extremo que aumente la presión de la cisterna y se produzca una explosión.	- Señalización visible de no hacer fuego abierto. - Implementar procedimientos para trabajos en caliente. - Se debe controlar con agua cualquier intento de fuego. - Los extintores deben estar ubicados estratégicamente.
Más	Presión	Incremento significativo de la presión de trabajo en el Cisterna	4.- Incidencia de calor externo sobre la cisterna.	Fatiga del acero y colapso del tanque. Generación de BLEVE	- Aplicar agua de enfriamiento a un régimen de 10.2 lpm/m ² . - Instalar monitores contraincendios en las cercanías. - Eliminar fuentes de ignición. - Factor de diseño del tanque: instalar válvula de emergencia por fuego.
Más	Volumen	Incremento del volumen permitido de llenado 90%	5.- Inadecuado control de transferencia de productos al tanque estacionario.	- Reduce espacio de confinamiento de vapor. - Ante un significativo aumento de la temperatura atmosférica se incrementa la presión de la fase gaseosa.	- Verificar en todo momento el medidor de volumen (Rotagage) para ver el porcentaje de llenado. - También revisar siempre el Manómetro y Termómetro de los tanques.

TABLA XIII: HAZOP

ANALISIS EN TANQUES CISTERNA DE GLP (Operación de descarga)

Grado	Parámetro	Desviación	Causa Posible	Consecuencias	Comentarios y Acciones Correctivas
Menos	Presión	Descenso de la Presión en el Cisterna	6.- Atascamiento de Válvulas de purga luego de ser abierto. 7.- Deterioro de empaques en las bridas de las válvulas e inoperatividad de válvulas de exceso de flujo. 8.- Ruptura de mangueras debido al deterioro o partida de cisterna	- Fuga de gas y formación nube de vapor. - Si la nube encuentra una fuente de ignición podría generarse: UVCE, CVCE	- Instalación de un detector continuo de gases. - Nebulizar con agua la nube de vapor. - Eliminar fuente de ignición cercana. - Restringir el área. - Mantenimiento preventivo de válvulas. - Implementar procedimiento de arranque de camiones cisterna.
Menos	Temperatura	Descenso significativo de la temperatura de operación en el Cisterna.	9.- Fuga de producto debido a una mala instalación de accesorios o a la rotura de la línea de descarga.	- Quemaduras de primer y segundo grado. - Si sucediera una liberación de gas, ante cualquier chispa puede producir UVCE o CVCE.	- Instalar un detector continuo de gases. - Se debe nebulizar con agua la nube de vapor. - Señalización visible de no hacer fuego abierto. - El botiquín de la planta debe contar con medicamentos para quemaduras.
Menos	Volumen	Descenso no controlado del Volumen del tanque cisterna	10.- Fuga de productos por ruptura de manguera. 11.- Evaporación de productos por fuego expuesto en el casco.	- Nube de vapor, UVCE o CVCE - Quemaduras de primer y segundo grado.	- Se debe nebulizar con agua la nube de vapor. - Implementar procedimientos para trabajos ante una exposición de fuga de gas.
No	Conexión a tierra	Sin conexión a tierra	12.- Rotura y/o desconexión de cable.	- Generación de corriente estática y chispa eléctrica. - Conato de Incendio	- Eliminar fuentes de ignición - Inspección periódica.

TABLA XIV: HAZOP

ANALISIS EN LOS TANQUES TA Y TB DE GLP (Tanques estacionarios)

Grado	Parámetro	Desviación	Causa Posible	Consecuencias	Comentarios y Acciones Correctivas
Más	Temperatura	Incremento significativo de la temperatura de trabajo de los tanques TA o TB	1.- Incidencia de calor sobre los tanques de almacenamiento. 2.- Trabajos en caliente sin autorización sobre el tanque. 3.- Conato de incendio alrededor del tanque.	- Si la fuente de ignición encuentra una nube de gas podría generarse: UVCE, CVCE. - En lo peor de los casos si la cisterna se incendia se correría el riesgo que se produzca BLEVE.	- Instalar sistema de enfriamiento por rociadores a un régimen de 10.2 lpm/m ² activado automáticamente por sensor de temperatura (NFPA 15). - Señalización visible de no hacer fuego abierto. - Implementar procedimientos de trabajos en caliente.
Más	Presión	Incremento significativo de la presión de trabajo en los tanques TA o TB	4.- Incidencia de calor externo sobre los tanques de almacenamiento.	Fatiga del acero y colapso del tanque. Generación de BLEVE	- Instalar sistema de enfriamiento por rociadores a un régimen de 10.2 lpm/m ² activado automáticamente por sensor de temperatura (NFPA 15). - Diseño del tanque: válvula de alivio de emergencia por fuego. - Eliminar fuentes de ignición.
Más	Volumen	Incremento del Volumen permitido de llenado 90%	7.- Inadecuado control de transferencia de productos al tanque.	- Reduce espacio de confinamiento de vapor. - Ante un significativo aumento de la temperatura atmosférica se incrementa la presión de la fase gaseosa.	- Instalar un medidor de volumen. - Verificar en todo momento la lectura del Indicador de volumen.

TABLA XV: HAZOP

ANALISIS EN LOS TANQUES TA Y TB DE GLP (Tanques estacionarios)

Grado	Parámetro	Desviación	Causa Posible	Consecuencias	Comentarios y Acciones Correctivas
Menos	Presión	Descenso de la Presión en los tanques TA o TB	5.- Atascamiento de Válvulas de purga. 6.- Deterioro de empaques en las bridas de las válvulas e inoperatividad de válvulas de exceso de flujo.	- Fuga de gas y formación nube de vapor. - Si la nube encuentra una fuente de ignición podría generarse: UVCE, CVCE	- Instalación de un detector continuo de gases calibrado a la línea del propano - Nebulizar con agua la nube de vapor. - Eliminar fuente de ignición cercana. - Restringir el área. - Mantenimiento preventivo de válvulas.
Menos	Temperatura	Descenso significativo de la temperatura de operación en los tanques TA o TB	8.- Fuga de producto debido a una mala instalación de accesorios o a la rotura de la línea de abastecimiento o transferencia.	- Quemaduras de primer y segundo grado. - Si sucediera una liberación de gas, ante cualquier chispa puede producir UVCE o CVCE.	- Instalar un detector continuo de gases. - Se debe nebulizar con agua la nube de vapor. - Señalización visible de no hacer fuego abierto. - El botiquín de la planta debe contar con medicamentos para quemaduras.
Menos	Volumen	Descenso no controlado del nivel del tanque cisterna	9.- Fuga de productos por ruptura de manguera. 10.- Evaporación de productos por fuego expuesto en el casco.	Nube de vapor, UVCE o CVCE	- Instalar sistema de enfriamiento por rociadores a un régimen de 10.2 lpm/m ² . - Señalización visible de no hacer fuego abierto. - Implementar procedimientos de trabajos en caliente.
No	Conexión a tierra	Sin conexión a tierra	11.- Rotura y/o desconexión de cable	- Generación de corriente estática y chispa eléctrica. - Conato de Incendio	- Eliminar fuentes de ignición. - Inspección periódica de la conexión a tierra.

TABLA XVI: HAZOP

ANALISIS EN LAS LINEAS DE TRANSFERENCIA

Grado	Parámetro	Desviación	Causa Posible	Consecuencias	Comentarios y Acciones Correctivas
Más	Presión	Aumento significativo de la presión en líneas de descarga o transferencia.	1.- Atascamiento de Válvulas.	<ul style="list-style-type: none"> - Rotura de la válvula de alivio hidrostático. - Fuga de gas y formación de nube de vapor. - Si la nube encuentra una fuente de ignición podría generarse: UVCE, CVCE ó deflagrar. 	<ul style="list-style-type: none"> - Instalación de un detector continuo de gases. - Nebulizar con agua la nube de vapor. Bajo un régimen no menor a 5 lpm/m² (NFPA15) - Eliminar fuente de ignición cercana. - Restringir el área. - Mantenimiento preventivo de válvulas.
Menos	Caudal	Descenso del caudal en cualquiera de las líneas de carga a las Cisternas	<ul style="list-style-type: none"> 2.- Atascamiento de las válvulas 3.- Inoperatividad del compresor 4.- Rotura de conexiones flexibles (mangueras) por deterioro o por arrastre de la Cisterna. 	<ul style="list-style-type: none"> - Rotura de mangueras. - Si el compresor sigue operando se producirá una explosión en los tanques de las Cisternas. - Paralización de la Transferencia. - Fuga de gas y formación de nube de vapor. Podría generarse: UVCE, CVCE ó deflagrar. 	<ul style="list-style-type: none"> - Implementar un sistema de bloqueo de flujo de acción remota y en el sitio. Válvulas de bloqueo (NFPA 58). - Monitorear la operación de transferencia de extremo a extremo. - Mantenimiento preventivo de compresores y mangueras.
Menos	Presión	Caída significativa de la presión en la línea de retorno de vapores	<ul style="list-style-type: none"> 5.- Rotura de mangueras flexibles 6.- Inoperatividad del compresor A ó B. 	<p>Fuga de gas y formación de nube de vapor. Podría generarse: UVCE, CVCE o deflagrar.</p>	<ul style="list-style-type: none"> - Nebulizar con agua la nube de vapor. Bajo un régimen no menor a 5 lpm/m² (NFPA15) - Implementar un sistema de bloqueo de flujo con válvulas de bloqueo. - Mantenimiento del compresor.

6.2. RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS HAZOP

En líneas generales un resumen de las recomendaciones de dicho análisis serian:

- Instalación de dos detectores continuos de gases en la zona de tanques de GLP y en la zona de envasado ubicados de acuerdo a la dirección de vientos en el S-E y S-O.

Monitorear las operaciones de transferencia con detectores portátiles de atmosfera explosiva.

- Instalación de válvulas de bloqueo automática y manual, de acción remota y en el sitio. Como medida de seguridad toda conexión de salida de los tanques deberá tener válvulas de exceso de flujo.
- Instalación de monitores contra incendio con alcance para nebulizar la zona en caso se produzca una nube de vapor. El régimen de agua en este caso será como mínimo de 5 lpm/m².
- Instalación de un sistema de refrigeración de los tanques de GLP bajo un régimen de 10.2 lpm/m², activado automáticamente por sensores de temperatura. De igual modo diseñar un sistema de aspersion parcial para el tope de los tanques cisterna, un sistema de monitoreo contra incendio que complementen el enfriamiento en caso se requiere.
- Instalar líneas de conexión a tierra en los tanques y cisternas.
- Implementar un programa de mantenimiento preventivo de accesorios, tuberías, compresores y válvulas.
- Señalización de seguridad en la zona.

6.3. CRITERIOS LEGALES Y NORMATIVOS

El fundamento legal y técnico vigente, sobre el cual será diseñado el sistema para la prevención de pérdidas de la planta, es el siguiente:

- D.S. N° 027-94-EM.- Reglamento de Seguridad para Instalaciones y Transporte de Gas Licuado de Petróleo.
- D.S. N° 052-93-EM.- Reglamento de Seguridad para el Almacenamiento de Hidrocarburos.
- D.S. N° 065-2008-EM.- Modifica el Reglamento de Seguridad para Instalaciones y Transporte de Gas Licuado de Petróleo, aprobado por D. S N° 27-94-EM.

La modificatoria fue elaborada acorde con la necesidad de actualizar y adecuar el D. S N° 27-94-EM a los requerimientos técnicos y de seguridad establecidos en normas y códigos internacionales, teniendo en cuenta la viabilidad de su aplicación en nuestro país, para las Plantas Envasadoras, Redes de Distribución de GLP, Consumidores Directos de GLP y Locales de Venta de GLP, así como para los Medios de Transporte y Distribuidores a Granel.

- D.S N° 01-94-EM: Reglamento para la comercialización del Gas Licuado de petróleo.
- Normas NFPA: 13, 14, 15, 20, 22 y 58.
- Normas API 2510, 2510A
- Norma ASME Sec. VIII, Div. I

6.3.1- Precauciones para el proceso y control

6.3.1.1- Tanques de almacenamiento

Las consideraciones de diseño de los tanques de almacenamiento de GLP, tales como selección del material, cantidad de accesorios, soldadura, factores mecánicos de las cargas cilíndricas, esfuerzos de corte y flexión circunferencial se deberán ajustar a la norma ASME Sec. VIII, Div. I. Del mismo modo, previa a la instalación,

las dimensiones y profundidad de las cimentaciones, deberán ser diseñados de modo tal que limiten los asentamientos del tanque y se prevengan esfuerzos de las tuberías conectadas al tanque conforme lo señala los Arts. : 34, 35 y 44 del D.S N° 052-93-EM.

6.3.1.2- Válvulas de alivio, Seguridad y Boqueo

En los tanques que almacenan GLP, se deberá instalar válvulas de alivio o venteo por operación, como señala el Art. 37 del D.S N° 052-93-EM. De igual modo, se instalarán válvulas y/o dispositivos de seguridad, que permitan liberar la presión interna debido a la exposición del tanque al fuego, como lo recomiendan los Arts. 37 y 38 del D.S N° 052-93-EM. Asimismo se deberá instalar válvulas de bloqueo para detener el flujo del GLP en caso de una eventual fuga no controlada conforme lo recomendado por la NFPA 58 y los Arts. 36 y 60 del D.S N° 052-93-EM.

6.3.1.3.- Detectores de Fugas y Alarmas de Emergencia

Se deberá instalar dispositivos que detecten fuga de GLP, interconectados con las alarmas. Conforme lo estipulado en los Arts. 36, 60 y 95 del D.S N° 052-93-EM.

6.3.1.4.- Sistema Eléctrico

El sistema eléctrico de la planta deberá ser a prueba de explosión en las zonas previamente clasificadas. De igual modo los tanques deberán estar prevista de conexiones a tierra, para descargar la corriente estática. Conforme lo establecen los Arts. 50 al 59 del D.S N° 052-93-EM.

6.3.2.- Precaución pasiva de pérdidas

6.3.2.1- Muros de Contención

Los muros de contención alrededor de los tanques, deberán ser diseñados de modo tal que albergue como mínimo el 110% del volumen del tanque. Se deberá tomar en

consideración las características dimensionales y tipo de material a utilizarse conforme lo establecen los Arts. 39 y 40 del D.S N° 052-93-EM.

6.3.2.2- Rutas de Evaluación

Las vías de acceso internas respecto a las oficinas, tanques, puntos de carga y descarga, área mantenimiento de balones etc., serán diseñados de modo que permita el fácil acceso y cómoda circulación de vehículos y peatones, tanto en situaciones normales como en caso de emergencia. Ver plano de anexo 11.4.2.

Además se construirán vías perimétricas en las instalaciones de almacenamiento que permita la vigilancia diurna y nocturna, conforme lo establece el Arts. 30, 32 y 61 del D.S N° 052-93-EM.

6.3.2.3.- Ubicación de Tanques

El arreglo y distribución de tanques dentro de la planta, deberá ser tal que permita la fácil disipación de los vapores a la atmosfera en caso de fuga. De igual modo consideraciones de seguridad en caso de fuga y explosión deberán tomarse en cuenta, para su orientación y ubicación en la planta, conforme lo recomiendan los Arts. 28, 29 y 31 del D.S N° 052-93-EM. Ver plano 11.4.1 la Señalización.

6.3.2.4.- Distancias Mínimas

Las distancias mínimas entre unidades de proceso, tanques, perímetros de planta, líneas eléctricas e instalaciones civiles dentro de planta, deberán regirse conforme lo indicado en las tablas de distancia permisibles de acuerdo a los Arts. 25 al 30 del D.S052-93-EM y la NFPA 58.

6.3.2.5.- Protección Ignifuga por Explosión

Los soportes estructurales de los tanques de GLP deberán tener una protección ignifuga diseñado para mantener su integridad por exposición al fuego directo por

espacio mínimo de 90 minutos. Así mismo, las edificaciones serán construidas con materiales incombustibles, conforme lo señalan los Arts. 31 y 103 del D.S N052-93-EM.

Se considera en el diseño de las estructuras civiles del interior de la planta, el factor de la onda de presión por explosión, a fin de atenuar el efecto destructivo sobre estas.

6.3.3.- Precaución Activa de Pérdidas

6.3.3.1.- Elementos de primera Línea

Se instalarán detectores continuos de gases de GLP, sensores de temperatura, sirenas interconectadas con los sensores de temperatura. De igual modo, se proveerá de extintores portátiles y rodantes, en número y ubicación, conforme lo recomendado en los Arts. 84 y 95 del D.S N° 052-93-EM; Art. 28 del D.S N° 01-94-EM; Art. 35 del D.S N° 053-93-EM y NFPA 10, 13 y 15.

6.3.3.2.- Sistema de enfriamiento del Tanque de GLP

El sistema de enfriamiento de tanque deberá ser diseñado de modo tal que garantice como mínimo un régimen de 10.2 lpm/m² de aspersion directa de agua por un periodo de cuatro horas, conforme lo recomendado en los Arts. 84, 86 y 100 del D.S N° 052-93-EM; NFPA 13 y 15

6.3.3.3.- Red de agua contra Incendios

La red de agua contraincendios y la reserva de agua deberán ser diseñadas de modo tal que permita el servicio, en condiciones de mayor riesgo por un periodo de cuatro horas con autoabastecimiento de agua. De igual modo deberá tomarse en consideración las recomendaciones para su instalación conforme lo establecido en los Arts. 88, 89, 98, 99 y 100 del D.S N° 052-93-EM; NFPA 20 y 24.

6.3.3.4.- Plan de Contingencia y Brigada de Emergencia.

Se deberá establecer un plan de lucha contra cualquier emergencia que podría presentarse en la planta. La organización de lucha contra emergencias deberá estar conformado por el personal de la planta, al cual se delegara funciones especificas durante y después de la emergencia, conforme lo establecido en los Arts. 94 y 95 del D.S N⁰ 052-93-EM.

CAPITULO VII

DISEÑO DEL SISTEMA INTEGRAL DE PREVENCIÓN

El sistema para la prevención de pérdidas ha sido diseñado considerando las recomendaciones del análisis de riesgo, los reglamentos técnicos vigentes y criterios de diseño para sistemas de seguridad asimilados en el campo y recopilados de la bibliografía adjunta.

El sistema para la prevención de pérdidas de la planta es un sistema integral y abarca un conjunto de medidas de prevención en el proceso, medidas de prevención Pasiva y medidas de prevención Activa.

7.1 PREVENCIÓN EN EL PROCESO Y SU CONTROL

Son todas aquellas medidas de seguridad que se toman para el diseño de las unidades del proceso. Parte de estas medidas son reguladas por los estándares de ingeniería y parte por el resultado del estudio de riesgo previamente elaborado.

7.1.1.- Diseño de los Tanques de Almacenamiento de GLP.

El diseño se ajusta íntegramente al estándar ASME Sec. VIII, Div. 1, para la construcción de recipientes a presión. En el diseño mecánico, además de las consideraciones propias de operación y sus pruebas respectivas, se tomaran en cuenta los factores de cargas cíclicas, flexión circunferencial y esfuerzos de corte todos estos en función de las dimensiones del tanque, tal como se aprecia en el manual de especificaciones del fabricante (Capitulo II: 2.4.1).



Figura 7-1 Tanques de almacenamiento de GLP

7.1.2.-Válvula de Alivio y de Seguridad.

Conforme al estándar ASME Sec. VIII, Div. 1, el tanque que almacena GLP, estará provisto de una válvula de alivio de comportamiento dual, para la liberación de presión interna por condiciones extremas de proceso y en caso de fuego expuesto. Su apertura gradual se producirá cuando la presión del tanque este próxima a alcanzar la presión máxima de servicio, 250 psi. En cuyo valor se dará una apertura total, esto permitirá un desfogue de productos en condiciones extremas.

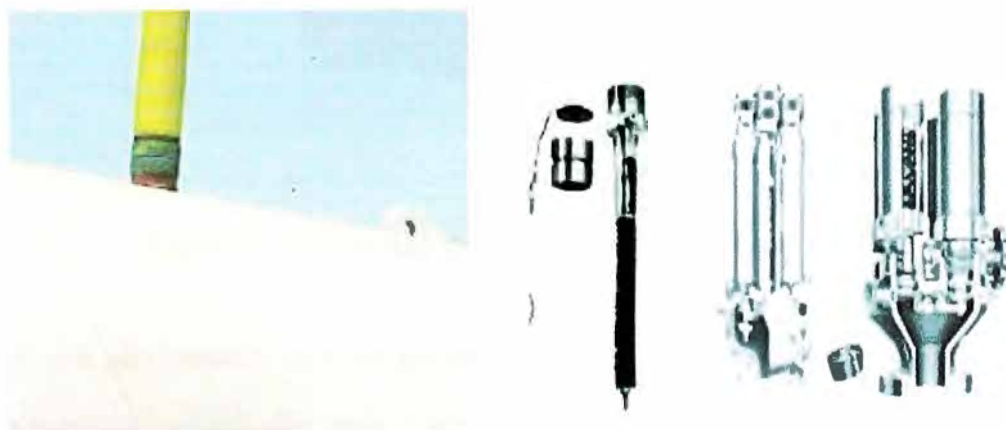


Figura 7-2 Válvulas de seguridad



Figura 7-3 Válvulas de exceso de flujo

7.1.3.- Válvula de Bloqueo

Se instalarán válvulas de bloqueo de flujo de acuerdo a las recomendaciones del análisis HAZOP y conforme lo establece el código NFPA 58 en la toma de las líneas líquido y gas.



Figura 7-4 Válvulas de bloqueo B-17, B-27 y B-25

Bloqueo por alta presión. Diseñadas con el fin de monitorear la presión entregada por un regulador de presión. Para Gas Natural o GLP. Presión de trabajo hasta 25bar, presiones de bloqueo de 0.035 hasta 5 bar.

7.1.4.- Sistema de Alarmas

Se instalarán alarmas interconectadas a los detectores de fuga de vapor y sirenas interconectadas al sistema de detección de humos en las oficinas. La ubicación de alarmas y sirenas se puede apreciar en el plano del anexo 11.4.1.

7.1.5.- Sistema Eléctrico a prueba de Explosión.

La instalación del sistema eléctrico de la planta se hará de acuerdo a la clasificación de áreas explosivas normadas por el Código Nacional Eléctrico NEC de la NFPA. Esto es, en las áreas de peligro de inflamabilidad, se usarán equipos e instalaciones eléctricas a prueba de explosión. Se entiende como instalación eléctrica a prueba de explosión a la que cuando existan vapores inflamables dentro o fuera de cualquier parte de ella, se comporta en forma tal que la avería de la instalación o equipo, no provoca la inflamación de los vapores existentes en el exterior.



Figura 7-5 Interruptores generales a prueba de explosión

7.1.6.- Conexión a Tierra.

Para eliminar el efecto perjudicial de la corriente estática, debido a la circulación de los fluidos en las tuberías y tanques, se ha previsto la instalación de conexiones a tierra de acuerdo a la NFPA 77, conforme lo exige la norma. Ver plano del anexo 11.4.1.

7.2. PREVENCIÓN PASIVA.

Se entiende como medios de protección pasiva a todos aquellos medios que no dependen de activación manual o automática para su funcionamiento.

7.2.1.- Muros de Contención

El terreno del área será afirmada y se construirá una losa de concreto reforzado, con una pendiente no menor a 1 por ciento hacia los muros de contención, de modo tal que el producto no se acumule debajo del tanque o tuberías, en caso de fuga.

Será construido un sistema de drenaje que permita evacuar el agua de lluvias o de contra incendio, a base de cunetas y válvulas en el exterior. Se construirá de igual forma una trampa, en el cauce de drenaje con propósitos de separación de productos de limpieza líquidos o sólidos usados.

7.2.2.- Vías de Acceso y Evacuación.

Las vías de acceso principal de la planta serán de doble canal de tráfico y tendrá un ancho de 14m. Las vías secundarias serán de un solo canal de tráfico y tendrán un ancho de 6m ver Plano del anexo 11.4.2.

Las intersecciones de las vías tendrán un ensanche respectivo para permitir el giro sin dificultad de los camiones cisterna.

Se ha previsto las construcciones de veredas peatonales en las vías principales y alrededor de las oficinas administrativas.

Se ha previsto la construcción de vías de acceso y vías perimétricas a la zona de los tanques, con propósito de inspección y vigilancia de las operaciones.

Se construirá un parqueo de camiones cisterna a 15m.de área de acceso a la planta. La misma que está alejada 130m.del área de tanques.

Se instalarán luminarias a en toda las vías, para permitir la visibilidad nocturna. En la zona de tanques toda la luminaria será a prueba de explosión.

Las rutas de evacuación de la planta serán debidamente indicadas por medio de señales visuales. De acuerdo al análisis precedente, en una eventual fuga de gas la dispersión de la nube de vapor tomaría la dirección de los vientos predominantes: S-E en las mañanas y N-O al medio día, la cual es beneficioso ya que tienen otra dirección a la vía de acceso principal de la planta

7.2.3- Ubicación estratégica de tanques

Tomando en cuenta los principios de seguridad en el diseño de la planta, se ha diseñado la distribución interna, con la finalidad que ante una explosión, los extremos de los tanques de GLP que poseen mayor energía cinética, no comprometan las áreas administrativas. Esto significa, que el eje axial del tanque este orientado en sentido E-O. El detalle se aprecia en el plano de distribución interna (ver plano del anexo 11.4.1).

7.2.4.- Señalización.

Los dispositivos de señalización que se usaran en la planta se muestran en el plano del Anexo 11.8.1. Todos los tanques de GLP serán rotulados conforme a la norma NFPA 49 y la numeración UN, para su respectiva identificación, Artículo 85, D.S.N 52-93-EM.

Se marcan en el piso y pared las rutas de evacuación en caso de emergencia. Artículo 106, D.S N^o. 52-93-EM.

Se colocarán carteles visibles que orienten al personal sobre las restricciones de planta, ubicación de válvulas, interruptores, zonas y servicios. Artículo 106, D.S.N 52-93-EM.

Se colocarán en lugares estratégicos ejemplares del reglamento interno de seguridad y un directorio telefónico de notificación en caso de emergencia. Artículo 107 D.S. N° 52-93-EM.

7.3. PREVENCIÓN ACTIVA: DESCRIPCIÓN DE LOS SISTEMAS DE SEGURIDAD

7.3.1.- Detectores de Fuego, temperatura y Humo

El sistema de enfriamiento del tanque de GLP tendrá dispositivos sensibles a la temperatura que activen el sistema de aspersion automáticamente. Este dispositivo activa el sistema a una temperatura de 70⁰ C.

Se ha considerado instalar de igual modo detectores de humo en las oficinas administrativas y laboratorio. Debido a su mayor utilidad en ausencia de corrientes de viento. Ver anexo 11.4.1.

7.3.2.- Sistema de Enfriamiento de Tanques de GLP

7.3.2.1.- Área Expuesta

Se define como área expuesta aquella que requiere refrigeración por aspersion de agua bajo un régimen de flujo de 10.2 lpm/m² (2.7 gpm/m²), conforme el artículo 100, D.S N° 52-93-EM.

Para nuestro caso partiendo de estudios experimentales, superficie de recipientes cilíndricos de casquetes semiesféricos viene dado por la siguiente expresión:

$$A = \Phi \cdot \pi \cdot L + \pi \cdot \Phi^2$$

Donde:

A: Área expuesta

Φ : Diámetro del tanque

π : 3.1416

L: longitud de la parte cilíndrica.

Tabla XVII: Algunas características de los tanques de almacenamiento

Tanque	Diámetro (m)	Longitud (m)	Área (m ²)
30 000	3.42	10.22	146.55
30 000	3.42	10.22	146.55
500	1.04	1.5	8.30

La planta contará con un sistema de agua para el enfriamiento de los tanques en caso de un incendio. El requerimiento de agua se calculará tomando el máximo riesgo individual, en nuestro caso, sería el enfriamiento de los dos tanques.

Si cada tanque de almacenamiento tiene un área de superficie de 146.55 m², el total de los dos tanques será de 293.10m². El reglamento exige un flujo de agua para enfriamiento de 10.2 litros por minuto por cada metro cuadrado. Por tanto, el agua mínima requerida para el enfriamiento de los tanques será de 2,989.62litros por minuto por metro cuadrado.

7.3.2.2.- Rociadores

El sistema de rociadores del tanque se elaboro en base al manual de diseño de la VikingCorporationInc (pág. 286-289) y la norma técnica NFPA 13 y 15, conforme lo exige el artículo 97 del D.S N° 52-93-EM, siendo la cantidad de rociadores requeridos de 49 unidades de 90° de ángulo de rociado para un tanque de 30,000 gal, por lo que la cantidad de rociadores totales seria de 98 para los dos tanques. En seguida detallamos los cálculos, para una presión de descarga de 150 PSI.

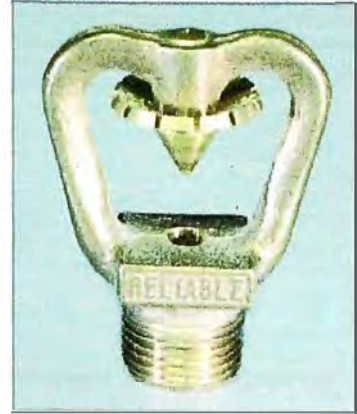
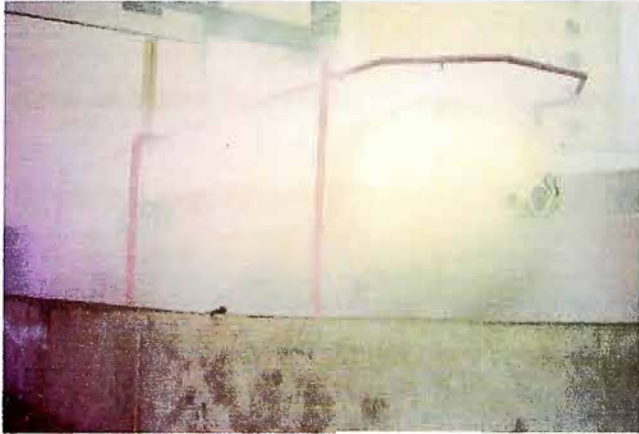


Figura 7-7 Operación de los rociadores

Cálculo del Número de Rociadores

Para el cálculo de la cantidad de rociadores empleamos el manual de diseño de TheVikingCorporation, USA (paginas 286-289). Ver Anexo 11.2.6.

Longitud (L) : 10.22 m (Sin casquetes)

Diámetro : 3.40 m

En las Hileras

Número de hileras : 5

Ángulo de rociador : 90°

Distancia a la superficie : 0.6 m

Distancia a los extremos : a = 1.7 m

Distancia entre rociadores : b = 2.1 m

Rociadores $(L + 2a)/b + 1$: 7

Número total en hileras : 35 rociadores

En los casquetes

Para un diámetro de 3.40 m. y ángulo de 90°

Número de rociadores por casquete 7 (Total 14)

Total rociadores : 49

En conclusión el número total de rociadores será de 98 para los dos tanques de 30 000 galones.

7.3.3.- Red de agua Contra Incendios

La red de agua contra incendio ha sido diseñada en base a la norma NFPA 20, 22 y 24, conforme lo exige el artículo del 95 al 104 del D.S.N° 52-93-EM.

El sistema está diseñado de tal manera que permita cubrir los requerimientos de una operación de máximo riesgo individual probable, conforme a la normativa vigente.

7.3.3.1.-Reserva Total de Agua

La cantidad de agua que deberá almacenar la planta se calcula teniendo en cuenta la operatividad del sistema contra incendio en un escenario de máximo riesgo. Esto es, considerando el suministro de agua requerido para un incendio en los tanques de GLP, se deberá refrigerar el 100% de los tanques en emergencia y el 50% del área de las zonas de irradiación aledañas.

De acuerdo a la norma NFPA 15 y el D.S. N° 052-93-EM, artículos 97 al 100, se tiene los siguientes requisitos:

Régimen de Enfriamiento: 2.7 gpm/m²

Área total de Enfriamiento: 297.25 m²

Flujo calculado por enfriamiento: 802.58 gpm

Cuatro chorros de agua adicionales de 125 gpm: 500 gpm

Tiempo mínimo de suministro: 4 horas.

Reserva total = (Flujo total requerido)(tiempo)

$$1,302.58 \text{ gpm} \times 4 \text{ horas} \times 0.003785 \times 60 = 1,183.26 \text{ m}^3$$

Tabla XVIII.- Requerimiento de Agua

Requerimiento	Empleo	Área (m ²)	Caudal (gpm)	Reserva 4hr (m ³)
Tk.GLP1° 30 000 gl.	Refrigeración (100%)	146.55	395.68	359.44
Tk.GLP2° 30 000 gl.	Refrigeración (100%)	146.55	395.68	359.44
Tk.GLP 500 gal.	Refrigeración (50%)	4.15	11.21	10.18
GCI (manguera adicional 4:125 gpm.)	Contraincendios	-	500	454.20
Total		297.25	1,302.57	1,183.26

Estos requerimientos hacen necesario contar con una reserva de aproximadamente 1200 m³ de agua para afrontar una situación de máximo riesgo.

El mantenimiento del agua contra incendio de la piscina se llevara a cabo a base de aditivos químicos proveídos por una empresa del medio.

7.3.3.2.- Bombeo de agua requerida

El sistema de bombeo de agua contra incendio ha sido diseñado conforme la norma NFPA 20, para cubrir los requerimientos de la tabla de demandas en un escenario de máxima emergencia, de acuerdo al caudal obtenido en la sección anterior.

Considerando un 10% adicional como caudal óptimo, sobre el caudal calculado, se tiene los siguientes resultados:

Tabla XIX.- Bombeo de agua requerido

Parámetros	Requerido	Óptimo
Caudal (gpm)	463.54	510
Presión de descarga (PSI)	32	35
Potencia (HP)	260	286
Diámetro de succión (pulg.)	12	12
Diámetro de descarga (pulg.)	12	12

Los criterios de selección de la bomba contra incendio se aprecian en el anexo11.2.7.

7.3.4.- Hidrantes, Gabinetes y Monitores

Se instalarán 4 gabinetes contra incendio GCI, 8 monitores fijos y dos hidrantes. Se ha optado por instalar un sistema de clasificación III, que es una combinación de boquillas de salida de 1 ½ y 2 ½ de acuerdo a la NFPA 14. A continuación se muestra una tabla con los requerimientos mínimos de presión residual y caudal en el elemento más remoto del sistema.

Tabla XX.- Hidrante más remoto de la red

Elemento	Presión (PSI)	Caudal (gpm)
Ramal más remoto	variable-175	500
Salida de 1 ½	65-175	250
Salida de 2 ½	100-175	250

Para alcanzar los requerimientos de presión y caudal se ha hecho un estudio hidráulico de la red contra incendio operando en su máxima capacidad.



Hidrante



Monitor Contra Incendio



Gabinete Contra Incendio

Figura 7-8 Hidrantes, Monitores y Gabinetes contra incendios

Adicionalmente se ha planeado un sistema recuperador del agua empleada en el enfriamiento de los tanques. Dependiendo del tipo de emergencia, hasta el 90% del agua empleada en el sistema de rociadores y aproximadamente el 60% de la empleada en los sistemas de mangueras se recupera a través de las canaletas de recolección que rodean la zona de los tanques y a zona de envasado. Esta agua sería conducida a través de estas canaletas hacia un desgasificador un desarenador y luego retornan a la piscina principal (de 1200 metros cúbicos) de manera tal que se pueda volver a emplear asegurando un abastecimiento de agua por un periodo aún mayor a las cuatro horas exigidas.

Los gabinetes serán de plancha de acero inoxidable de 1/16" de espesor con medidas de 0.95 x 0.95 m. Serán pintados con dos manos de anticorrosivo, tendrán puerta de vidrio con llave y estarán dentro de un murete de ladrillo adosado a la pared.

Cada gabinete contra incendio tendrá lo siguiente:

- Unidad contra incendio compuesto de:
 - Porta mangueras
 - Manguera de 1 x 30 metros
 - Válvula angular de bronce de 1 ½"
 - Pitón chorro niebla de 1 ½"
- Soportes
- Un extinguidor de 30 Lbs. tipo BC, con certificado de extinción 120 BC

En la parte exterior de la pared frontal se instalará una siamesa para la conexión con las unidades del cuerpo de bomberos. La unidad será del tipo pared para montaje en la fachada con dos bocas de 2 ½", equipada con tapas y con sus respectivas cadenas, con conexión de 4" y 6" a la red y con válvula check de cierre. Serán de bronce cromado.

Todo el sistema de agua contra incendios será accionado periódicamente a fin de mantenerlo operativo.

7.3.5.- Extintores contra incendio y su distribución en la planta envasadora.

La planta contará con 12 extintores tipo BC de 30 lbs.de capacidad con botella impulsora externa de nitrógeno y certificado de extinción de 120 BC según Norma Técnica Peruana 350.062.

También se instalará 2 extintores rodantes tipo BC de 150 lbs.de capacidad con botella impulsora externa de nitrógeno y certificado de extinción de 320 BC, según Norma Técnica Peruana 350.062.

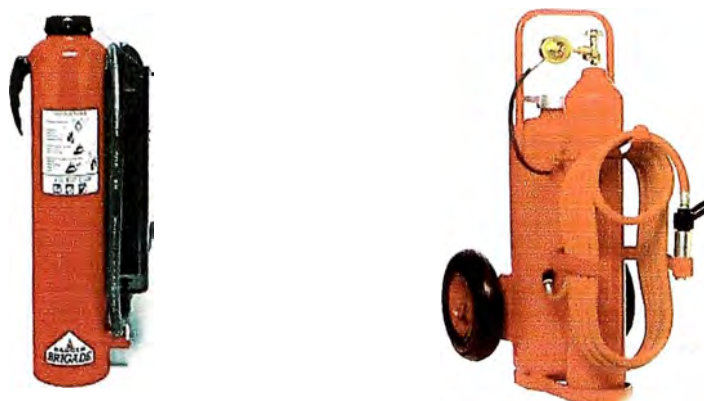


Figura 7.9 Extintores contra incendio PQS tipo BC de 30 y 150 Libras

Los extintores serán ubicados de manera tal que no se tenga que recorrer más de 15.25 m para su disponibilidad, ver Anexo 11.4.1.

Su ubicación será la siguiente:

Tabla XXI.- Distribución de los extintores

Zona de tanques de almacenamiento:	2 de 150 lbs. (1 en cada extremo del tanque)
Zona de envasado:	4 de 30 lbs. (1 en cada esquina)
Muros perimétricos:	5 de 30 lbs.
Frente de oficina:	1 de 30 lbs.
Portería:	1 de 30 lbs.
Cuarto de Maquinas:	1 de 30 lbs.

7.3.6.-Trajes para la brigada de emergencia

Se tendrán 2 trajes aluminizados de aproximación, dotados con equipos de respiración auto contenida (SCBA) de 30 minutos de capacidad. También se tendrán 4 trajes de bomberos completos (incluyendo botas, casacas, pantalones, guantes, capuchas y cascos).



Figura 7-10 Equipo personal contra incendio

7.3.7.- Sirenas

Se instalaran dos sirenas en la planta para alertar al personal de un incendio y otra para comunicar la evacuación del local. Su operación tendrá mando manual y automático interconectado con el sistema de enfriamiento del tanque de GLP, ver Anexo 11.4.1.

7.3.8.-Carteles preventivos y símbolos pintados en el tanque

Cada tanque deberá ser pintado con la frase "GAS COMBUSTIBLE NO FUMAR" en letras de imprenta perfectamente visible, sobre fondo contrastante, cuyo tamaño guarde relación con la dimensión de los tanques según Norma Técnica Nacional rombo de las Naciones Unidas (140) y el rombo de NFPA

Dentro de la planta se fijarán los siguientes carteles, los cuales cumplirán la Norma Técnica Peruana 399.009:

- Se prohíbe fumar.
- Velocidad máxima 20 Kph
- No opere sin la conexión puesta a tierra.
- Peligro, gas inflamable.
- Se prohíbe encender cualquier clase de fuego en el interior de la planta.
- Se prohíbe el paso de vehículos o personas no autorizadas.
- Se prohíbe el paso á esta zona a personal no autorizado (en cada lado de la zona de almacenamiento).
- Apague el motor de su vehículo, la radio y otros equipos eléctricos en la zona de carga y descarga.
- Prohibido tener celulares o radios de comunicación encendidos en esta zona.
- Calzar el vehículo con tacos para inmovilizarlo durante la carga o descarga.
- Apague su equipo celular o radio.

CAPITULO VIII

DESARROLLO DEL PLAN DE CONTINGENCIA

8.1. ALCANCE DEL PLAN

El ámbito del Plan comprende la zona donde se ubica la Planta Envasadora y todos sus alrededores. En adición a las medidas preventivas, se desarrollaran programas de información, que nos permita hacer un seguimiento a las operaciones, a fin de detectar situaciones potencialmente peligrosas y tomar las medidas correctivas necesarias.

Asimismo se dará bastante prioridad a las medidas respecto a la protección ambiental, que conlleve una especial atención a la seguridad y Programa de contingencias.

8.2. MEDIDAS PREVENTIVAS A SER ADOPTADOS EN LA PLANTA ENVASADORA

Podemos enumerar:

1.- En el área donde estén ubicados los tanques de GLP, deberán tener:

En la pared, avisos que indiquen la presencia de una zona restringida y de cuidado.

Todo el borde que limita con la pista debe tener un pequeño muro de contención y un enmallado con altura de 2 metros pintados de color amarillo.

Ubicación de carteles con indicaciones claras y precisas de los cuidados en las maniobras de recepción y la utilización de equipos y herramientas.

Retirar de las áreas cercanas a los tanques de almacenamiento todo objeto que en un caso de emergencia pudiera obstaculizar el desplazamiento de personas o vehículos.

2.- Los tanques estacionarios debe tener:

- Rombo NFPA
- Numero de las Naciones Unidas
- Avisos de seguridad.

8.3. FUNCIONES Y RESPONSABILIDADES DEL COMITÉ DE SEGURIDAD

Ante cualquier incidencia ocurrida en la planta o sus alrededores, las personas que trabajan en ella formaran parte de un comité organizado.

- Director de Emergencia.
- Jefe de Mantenimiento
- Jefe de Seguridad.
- Asesoría legal.
- Recursos Financieros.
- Brigadas.

8.3.1. Director de la Emergencia (DE)

- 1.- Evaluar el Informe Preliminar de la fuga.
- 2.- Decidir conjuntamente con el Jefe de Seguridad la actividad del Plan Zonal.
- 3.- En caso que la contingencia supere la capacidad de respuesta de un plan Zonal, será encargado de comunicar a instancias superiores para la activación de un plan Local.
- 4.- Mantener un contacto directo con el evento.
- 5.- Proporcionar a la Dirección General de Hidrocarburos, Osinergmin, prensa u otro organismo la información oficial referente a la contingencia. Será el único autorizado para este propósito.

- 6.-Autorizar la apertura de la respectiva cuenta de gastos para cubrir la contingencia.
- 7.-Mantener registros de los recursos utilizados y de los gastos correspondientes para su posterior resarcimiento.
- 8.- Coordinar con la dependencia de Asesoría Legal lo concerniente a las demandas que se presenten en contra de la empresa.
- 9.-Revisar el Informe Final de Contingencia y remitirlo a su Asesor Técnico.
- 10.- Remitir a la unidad de Seguridad las recomendaciones que ayuden a mejorar y actualizar el Plan de Contingencia.
- 11.- Coordinar con la unidad de seguridad para el dictado de cursos, seminarios, etc., que permitan al personal de toda la planta capacitarse y estar entrenados.

8.3.2. Jefe de Mantenimiento (JM)

- 1.- Corte del sistema de aire acondicionado (extracción e inyección).
- 2.- Corte de energía eléctrica de inmediato.
- 3.- Preparado de grupos electrónicos para casos necesarios.

8.3.3. Jefe de Seguridad (JS)

- 1.- Determinar conjuntamente con el DE la necesidad de activar un Plan.
- 2.- Asumir la dirección de las operaciones de respuesta.
- 3.- Mantener informado al DE del desarrollo de las operaciones de control.
- 4.- Coordinar las actividades de contención, recuperación, limpieza y restauración.
- 5.- Determinar las estrategias a seguir y los equipos y materiales a emplear.

- 6.- Asegurar el traslado requerido de equipos, materiales y personal para las acciones de respuesta.
- 7.-Establecer el momento inicial de las operaciones de respuesta, supervisar con el apoyo de un Asesor Técnico el desarrollo normal de las actividades.
- 8.-Prevenir emergencias subsecuentes.
- 9.-Definir el lugar y suministrar el equipo necesario para la disposición final del GLP recuperado.
- 10.- Elaborar la bitácora diaria de actividades.
- 11.- Elaborar el Informe Final de la Contingencias
- 12.- En caso de ser necesario, coordinara con las autoridades de la zona y con Defensa Civil, la evacuación de los Centros Poblados aledaños a la zona de riesgo.
- 13.- Supervisar el entrenamiento del personal de la Brigada de Contingencias y Emergencias.

8.3.4.Asesoría legal

- 1.- Deberá estar informado de las consecuencias del accidente (daños, acciones de respuesta, etc.), por lo que se solicitara y evaluara desde el punto de vista legal el informe final emitido por el DE.
- 2.-Asesorar al DE en materia jurídica para absolver inquietudes de las entidades representativa de la población afectada.

8.3.5. Recursos Financieros

- 1.- El Jefe de la unidad de Administración Contable es el responsable del manejo de los recursos financieros, quien gestionara los fondos necesarios para cubrir las necesidades operativas que genere la contingencia.
- 2.- Comunicara al seguro sobre lo ocurrido.
- 3.- Concluidos las acciones de respuestas, efectuar un balance final de todos los gastos ocasionados.

8.3.6. Brigadas

Uno de los aspectos más importantes de la organización de emergencia es la creación y entrenamiento de las brigadas.

Lo más importante a tener en cuenta es que la Brigada es una respuesta específica a las condiciones, características y riesgos presentes en una empresa en particular. Por lo tanto cualquier intento de estructuración debe hacerse en función de la empresa misma. El proceso para ello se inicia con la determinación de la necesidad y conveniencia de tener una brigada hasta el entrenamiento y administración permanente de ella.

8.3.7. Función de las brigadas

Jefe de Brigada:

1. Comunicar de manera inmediata a la alta dirección de la ocurrencia de una emergencia.
2. Verificar si los integrantes de las Brigadas están suficientemente capacitados y entrenados para afrontar las emergencias.

3. Estar al mando de las operaciones para enfrentar la emergencia cumpliendo con las directivas encomendados por el comité.

Sub jefe de Brigada:

1. Reemplazar al jefe de Brigada en caso de ausencia y asumir las mismas funciones establecidas.

Brigada contra Incendio:

1. Comunicar de manera inmediata al jefe de brigada de la ocurrencia del incendio.
2. Actuar de inmediato haciendo huso de los equipos contraincendios (extintores portátiles).
3. Estar lo suficientemente capacitado y entrenado para actuar en caso de incendio.
4. Activar e instruir la activación de las alarmas contraincendios colocadas en lugares estratégicos de las instalaciones.
5. Recibida la alarma, el personal de la citada brigada se constituirá con urgencia al área siniestrada.
6. Se tomaran los recaudos sobre la utilización de los equipos de protección personal para los integrantes que realicen las tareas de extinción.
7. Al arribo de la Compañía de Bomberos informara las medidas adoptadas y las tareas que se están realizando, entregando el mando a los mismos y ofreciéndoles la colaboración si es necesario.

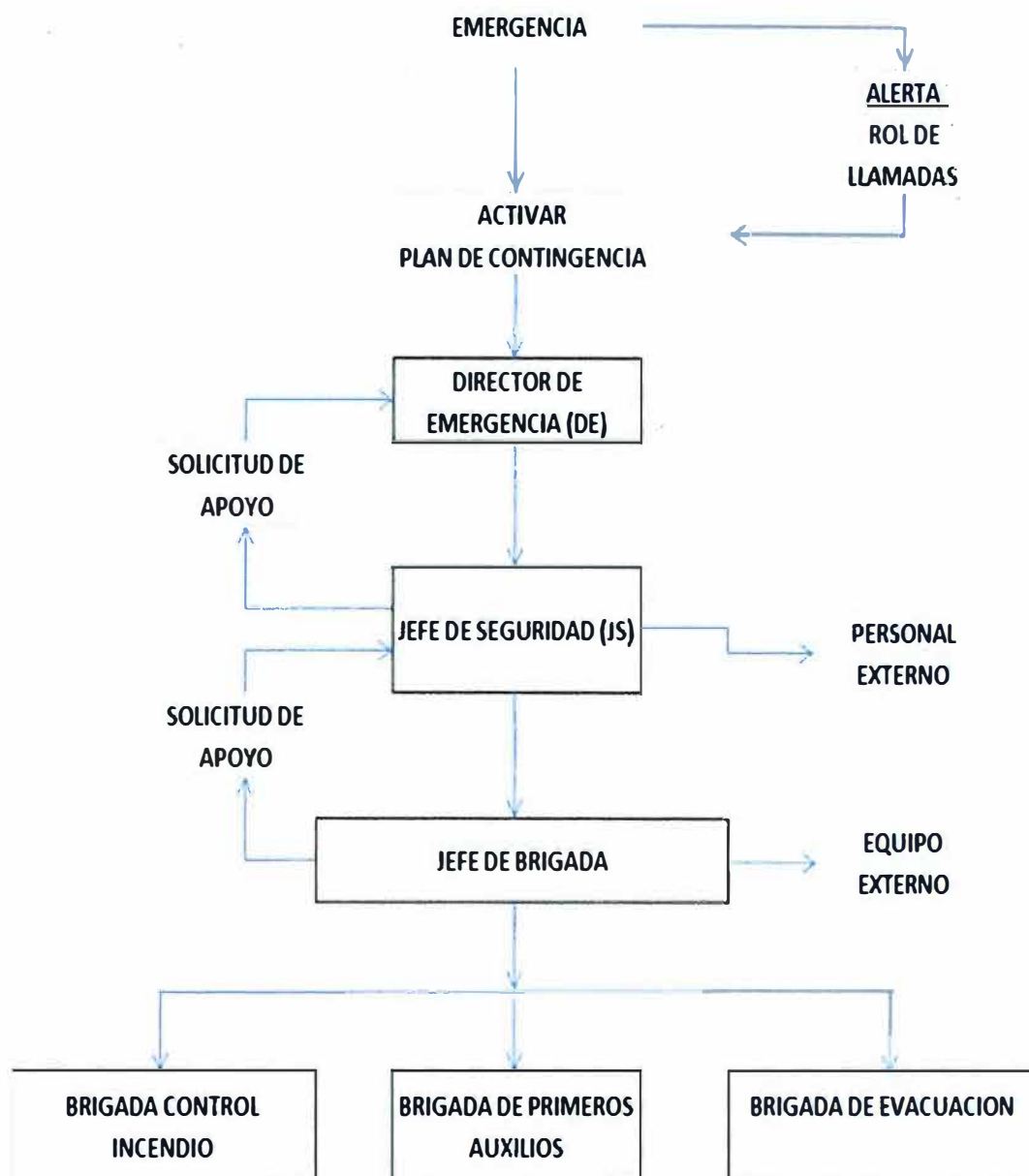
Brigadas de Primeros Auxilios:

1. Conocer la ubicación de los botiquines en la instalación y estar pendiente del buen abastecimiento con medicamentos de los mismos.
2. Brindar los primeros auxilios a los heridos leves en las zonas seguras.
3. Evacuar a los heridos de gravedad a los establecimientos de salud más cercanas a las instalaciones.

Brigadas de Evacuación:

1. Comunicar de manera inmediata al jefe de brigada del inicio del proceso de evacuación.
2. Reconocer las zonas seguras, Zonas de riesgo y las rutas de evacuación de las instalaciones a la perfección.
3. Abrir las puertas de evacuación del local de inmediato si esta se encuentra cerrada.
4. Dirigir al personal en la evacuación.
5. Verificar que todo el personal hayan evacuado las instalaciones.

Fig. 8.1 ORGANIGRAMA DEL PLAN DE CONTINGENCIA



8.4. PLAN DE CONTINGENCIA

Enfocado al caso de una fuga de GLP en la planta.

A.- Procedimiento para la ejecución del Plan

Producida la fuga de gas, el plan se desarrollará comprendiendo las siguientes etapas:

1ra. Etapa: Notificación de la emergencia.

2da. Etapa: Inspección y evaluación.

3ra. Etapa: Operaciones de respuesta

- Confinamiento.
- Recuperación o eliminación.
- Disposición.
- Limpieza y restauración.

4ta. Etapa: Evaluación del Plan, de los daños y niveles de
Comunicación.

5ta. Etapa: Resarcimiento de daños y perjuicios.

B.- Descripción de las etapas.

1.-Notificación

Toda emergencia deberá comunicarse de inmediato al Directorde emergencias o al Jefe de Seguridad.

La persona que reciba el aviso deberá tener del informante los siguientes datos:

- Lugar de la fuga
- Fecha y hora aproximada en que se produjo la fuga.
- Característica de la fuga.
- Circunstancias en la que se produjo la fuga.
- Posibles causas de la Fuga.

2.- Inspección y Evaluación

Recibida la información el JS se apersonara al lugar del evento para ratificar o rectificar lo informado y constatar si la fuga continua, y que cantidad de GLP todavía puede seguir fugando.

El DE y el JS harán una evaluación conjunta del estado situacional del evento teniendo en cuenta:

Cantidad de GLP que haya fugado o está por fugar.

Posibles efectos, considerando la ubicación de las zonas críticas.

Condiciones del lugar que garanticen un desarrollo seguro de las operaciones de respuesta.

Estrategia a adoptar y estimación de los recursos materiales y humanos propios y organismos de apoyo (bomberos, Defensa Civil, Municipalidad, Policía, etc.) a requerir, así como del tiempo de desplazamiento de dichos

recursos al lugar de la fuga.

3.-Operaciones de respuesta.

Certificado que las condiciones del lugar permiten la ejecución segura de las acciones del Grupo de Seguridad y que la fuga puede ser controlada con suficiencia con los recursos disponibles, se procederá a activar el plan Zonal de Contingencia.

Las operaciones de respuesta se llevaran a cabo conforme a los procedimientos de trabajo y perfiles de seguridad establecidos, a fin de prevenir incendios, explosiones o accidentes, y sus prioridades son las siguientes:

Preservar la integridad física de las personas.

Prevenir o minimizar la contaminación de áreas que afecten las necesidades básicas o primarias de núcleos poblacionales colindantes.

Prevenir y minimizar las contingencias de áreas de importancia ecológica.

Las operaciones de respuesta (confinamiento, recuperación o eliminación disposición, limpieza y restauración) está a cargo del personal de mantenimiento.

Las operaciones de control serán desarrolladas por el Personal de Seguridad en lo concerniente a la protección perimetral (vigilancia y control de acceso de personas y materiales) y control de tráfico. En lo que respecta a la búsqueda y rescate del personal extraviado, atención de primeros auxilios y evacuación de personal herido o incapacitado, estará a cargo del Personal de seguridad y Brigadas de primeros auxilios.

4.- Evaluación del Plan, de los daños

a.- Evaluación del plan

Concluidas las operaciones de respuesta el DE se reunirá con el JS y el JM con el propósito de evaluar el desarrollo del Plan Zonal de Contingencia y elaborar las recomendaciones que permitan un mejor desarrollo del mismo, las cuales serán remitidas a la Unidad de Seguridad procediéndose a realizar las correcciones necesarias.

b.- Evaluación de los daños

El DE en base a la información del JS y el JM, elaborará un registro de daños como parte del informe Final de la Contingencia. En dicho registro se detallará lo siguiente: Recursos Utilizados, Recursos no utilizados, Recursos destruidos, Recursos recuperados y Recursos rehabilitados.

c.- Niveles de Comunicación

El Jefe de Seguridad y en acuerdo con la Gerencia, definirá en el momento adecuado y a los niveles de competencia en que debe manejarse la información: así, decidirá a que dependencia de la empresa y fuera de ella, debe comunicarse el evento, llámese áreas, operaciones, etc.

5.-Resarcimiento de daños y perjuicios.

La afectación de bienes y propiedades privadas y/o comunitarias, como consecuencia de la contingencia, puede derivar en demandas por resarcimiento de daños y perjuicios.

8.5. PROCEDIMIENTO DE ENTRENAMIENTO DEL PERSONAL

A.- Programa de Entrenamiento.

Es el punto más importante, y su efectividad estará garantizada, en la medida que se conozca y se cumpla todo lo expuesto sobre normas, manuales y disposiciones de seguridad.

Estos programas deben planificarse, considerando:

Entrenamiento para los Supervisores.

Entrenamiento para los trabajadores.

Entrenamiento utilizando grifos y mangueras.

Entrenamiento utilizando extintores.

Simulacros de contingencias.

B.- Programa de Inspecciones

La importancia de esta actividad radica en que por medio de recorridos programados, se verifique en el lugar:

Las válvulas, su operatividad.

Las mangueras, sus condiciones.

Los extintores, su presentación, sus condiciones.

Disposición y deseos de aprender y conocer las responsabilidades como miembro de la brigada.

C.- Charlas de seguridad

Es el medio de hacer conocer a los trabajadores la importancia de la seguridad en su empresa, más específicamente en su sección y sobre todo motivarlos a que se interesen por conocer las normas y disposiciones de seguridad, su participación en

los entrenamientos y su posible calificación para pertenecer a la brigada contra incendios

En resumen las charlas son el medio de tener trabajadores predispuestos a dar amplia colaboración a los programas de seguridad.

8.6. PREVENCIÓN Y CONTROL DE INCENDIOS EN LA PLANTA DE GLP

Por las características propias del material inflamable, las operaciones y laborales cotidianas de alto riesgo de incendios y explosiones, estos eventos deben ser debidamente prevenidos y controlados, dado que en caso contrario producirían gran daño.

A.- De producirse una fuga

- Cortar el suministro de GLP
- Cortar el suministro eléctrico en la zona de emergencia
- Las lámparas que no sean a prueba de explosión, no deben ser utilizadas.
- No emplear los vehículos que estén en la zona de peligro para pedir ayuda.
- Con el fin de estar preparados para el inicio de un probable incendio movilizar a la zona de emergencia los extintores.
- Sofocar cualquier llama abierta que exista en las inmediaciones.
- Interrumpir el flujo de GLP hacia donde está la fuga, si esta no puede ser controlada; solicitar apoyo externo e iniciar la evacuación.

B.- De producirse un incendio.

- Cortar el suministro de GLP
- Cortar el suministro eléctrico en la zona de emergencia.

- Cerrar las válvulas necesarias para aislar la fuga.
- El incendio producido por el GLP no debe ser extinguido a menos que corte la fuente de alimentación.
- En un inicio no se debe extinguir el fuego, sino controlarlo a punto tal que no progrese, para finalmente apagarlo.
- No intentar apagar las llamas hasta que la fuga sea controlada
- En caso de existir fuego en zonas cercanas, auxiliarse con los extintores del área para extinguirlo.
- Mantenerse de espaldas a la dirección del viento (contra el viento), y combatirlo con extintor en dirección a este.
- Se obtienen mejores resultados cuando se comienza atacando la punta más cercana y se va avanzando progresivamente a la parte posterior del fuego, moviendo la boquilla de lado a lado con movimientos de barrido.
- Debe tenerse especial cuidado de no dirigir la descarga inicial directamente sobre la superficie en llamas a una distancia muy corta; no menos de 1.5 a 2.4 m, porque la alta velocidad del chorro puede ocasionar salpicaduras o dispersión de material en llamas.
- Todo material combustible debe ser retirado de la zona.
- Si el incendio no puede ser contenido, solicitar el apoyo externo e iniciar la evacuación.



1.- Uso de extintores



2.- Cierre remoto de válvulas internas



3.- Control de fugas



4.- Primeros auxilios



Figura 8-1 Programas de Entrenamientos

CAPITULO IX

JUSTIFICACIÓN DE LA INVERSIÓN EN SEGURIDAD

Los proyectos relativos a la seguridad industrial son denominados proyectos de prevención y pertenecen a la clase de proyectos destinados a conservar las utilidades de una compañía. Este tipo de proyecto, al igual que aquellos destinados a aumentar la productividad o la expansión del mercado, merecen especial atención por los accionistas debido a que la inversión en la compañía y la responsabilidad legal futura están en juego.

En la tabla XXIII se muestra un presupuesto de costos acorde con la actualidad, básicamente corresponde a los equipos para la implementación del sistema de seguridad en este proyecto.

Tabla XXII. Presupuesto de seguridad de Equipos

DESCRIPCION	COSTO UNITARIO (S/.)	CANTIDAD	COSTO TOTAL (S/.)
OBRAS CIVILES			502,550.00
Oficina administrativa y cerco perimetral	328,750.00		328,750.00
Área de Tanques	30,000.00		30,000.00
Plataforma de recepción de cisternas	80,000.00		80,000.00
Poza de agua	40,000.00		40,000.00
Plataforma y techo	23,800.00		23,800.00
TANQUE ALMACENAMIENTO GLP			12,320.00
Válvula de Seguridad a 250Psí.	6,160.00	2	12,320.00
INSTALACIONES MECANICAS			12,305.00
TOMA DE TRANSFERENCIA GLP			9,765.00
Válvula Pull Away de 2"	2,350.00	1	2,350.00
Válvula Pull Away de 1 1/4"	1,150.00	1	1,150.00
Válvula Shutt Off de 2"	1,985.00	1	1,985.00
Válvula Shutt Off de 1 1/4"	890	1	890
Muro Contención Cable Pull Away	650	1	650
Cable y Mando Accionamiento Remoto	250	2	500

DESCRIPCION	COSTO UNITARIO (S/.)	CANTIDAD	COSTO TOTAL (S/.)
Fusible Térmico a 100°C	70	2	140
Soportes Y Mangueras para Transferencia	250	5	1,250.00
Válvula Alivio Hidrostático 450Psi.	85	10	850
PLATAFORMA ENVASADO			2,540.00
Válvula Bola Corte 1/2"	35	20	700
Llenadores 10Kg	85	16	1,360.00
INSTALACIONES ELECTRICAS			23,020.00
Alarma y Sondas Detector Fuga GLP	7,000.00	1	7,000.00
Pulsador Parada Emergencia	350	2	700
Toma Corrientes Herméticos	80	4	320
Pozos a Tierra	1,200.00	4	4,800.00
Luminarias Antiexplosivas	850	12	10,200.00
EQUIPOS CONTRA INCENDIO			205,732.00
Bomba Contra incendio 500HP UL	134,400.00	1	134,400.00
Gabinets Contra incendio	250	4	1,000.00
Mangueras Contra incendio	2,380.00	4	9,520.00
Pitones Contra incendio Chorro Niebla	2,744.00	4	10,976.00
Rociadores de Enfriamiento Tanques GLP UL	117.6	60	7,056.00
Grupo Electrónico 500HP	42,780.00	1	42,780.00
EQUIPOS PROTECCIÓN CONTRA INCENDIO			73,240.72
Extintor Rodante 50kg UL	9,520.00	2	19,040.00
Extintor PQS 9Kg UL	700	16	11,200.00
Gabinets para Trajes de Bomberos	2,380.00	1	2,380.00
Traje para Bombero acorde a Norma	3,220.00	2	6,440.00
Casco de Bombero	687.96	2	1,375.92
Capucha de Bombero	134.4	2	268.8
Guantes de Bombero	224	2	448
Botas de Bombero	616	2	1,232.00
Equipo de Aire Autocontenido 30 Minutos	5,544.00	2	11,088.00
Cilindro de Reposición Aire Autocontenido	3,584.00	2	7,168.00
Traje para Aproximación a Fuego	6,300.00	2	12,600.00
CAPACITACION DE PERSONAL			3,000.00
Charla al personal	3,000.00		3,000.00
COSTO TOTAL SISTEMA SEGURIDAD PLANTA ENVASADORA GLP			832,167.72

Para justificar esta inversión, se ha recurrido al método de William, T Fine. El cual desarrollo un modelo matemático basado en sus observaciones y estadísticas.

A continuación pasamos a definir el método:

Método de William T. Fine para la Evacuación de Riesgos (Toffel 477 – 485)

Ecuaciones	$G_p = C * E * P \dots\dots\dots ec.(9.1)$ $J = G_p / (G_c * F_c) \dots\dots\dots ec.(9.2)$
	<p>Donde:</p> <p>C: Consecuencias. Resultado más probable de un accidente potencial.</p> <p>E: Exposición. Frecuencia con que ocurre la situación de riesgo.</p> <p>P: Probabilidad de que una secuencia de accidente se complete.</p> <p>G_p: grado de Peligrosidad</p> <p>G_c: Grado de corrección en que será reducido el riesgo</p> <p>F_c: Factor de costo</p> <p>J: Grado de Justificación.</p>
Comentarios	<p>El método de Fine es un modelo matemático secuencial desarrollado para justificar las inversiones en seguridad. Siendo el valor de justificación crítico 10. Es decir, todo resultado sobre este valor es justificable.</p>

En las siguientes dos tablas **William T. Fine** define cada término de sus ecuaciones:

Tabla XXIII: Valores para C, E, y P

Factor	Clasificación	Código Numérico
C Consecuencias	a). Varias muertes; daños superiores a S/. 1,500,000.00	50
	b). Muerte; daños de S/. 300,000.00 a S/. 1,500,000.00	25
	c). Lesiones extremadamente graves (amputaciones, incapacidad permanente). Daños de S/. 3,000.00 a S/. 300,000.00	15
	d). Lesiones con baja. Daños hasta S/. 3,000.00	5
	e). Heridas leves: contusiones, golpes, pequeños daños	1
E Exposición	a). Continuamente (Muchas veces al día)	10
	b). Frecuentemente (Aprox. una vez al día).	6
	c). Ocasionalmente (de una vez por semana a una vez al mes)	3
	d). Raramente (se sabe que ocurre)	1
	e). Remotamente posible (No se sabe que ha ocurrido)	0.5
P Probabilidad	a). Resultado más probable y esperado si la situación de riesgo tiene lugar.	10
	b). Es completamente posible. Nada extraño. Tiene una probabilidad de 50%	6
	c). Sería una secuencia o coincidencia rara del 10%	3
	d). Sería una coincidencia remota. Se sabe que ha ocurrido: probabilidad 1%	1
	e). Nunca ha sucedido en muchos años de exposición. Pero es concebible.	0.5

Tabla XXIV: Valores para Gp, Gc y Fc

Factor	Clasificación	Código Numéric
Gp Peligrosidad	a). Riesgo muy alto: detención inmediata de la actividad	> 400
	b). Riesgo alto: Corrección inmediata	200 –
	c). Riesgo notable: Corrección necesaria, urgente	70 – 200
	d). Riesgo moderado: No es emergencia pero debe corregirse	20 – 70
	e). Riesgo aceptable: puede omitirse la corrección, aunque deben establecerse medidas correctoras sin plazo definido.	< 20
Gc Corrección	a). Riesgo altamente protegido: 90% - 100%	1
	b). Riesgo reducido al menos a 75%.	2
	c). Riesgo reducido del 50% al 75%	3
	d). Riesgo reducido del 25% al 50%	4
	e). Ligero efecto sobre el riesgo: menos del 25%	6
Fc Costo	a). Más de S/.600,000.00	10
	b). De S/. 300,000.00 a S/.600,000.00	6
	c). De S/. 30,000.00 a S/. 300,000.00	4
	d). De S/. 3,000.00 a S/. 30,000.00	2
	e). Menos de S/. 3,000.00	1
J	a). Acción correctora altamente interesante	> 20
	b). Acción correctora justificada	10 – 20
	c). Acción correctora no justificada	< 10

Como se puede apreciar, el método nos conduce primero a evaluar y determinar el nivel de gravedad del riesgo. Luego de reemplazar los valores obtenidos en las ecuaciones de Fine, obtenemos el valor de justificación de la inversión en “J”. Siendo el valor de justificación crítico 10. Tales es así, que solo valores mayores de 10 justificarían la inversión y los valores mayores de 20 se consideran acciones correctoras.

Tabla XXV.- Justificación de la Inversión

Detalles	Factor						
	C	E	P	GP	GC	FC	J
Riesgo de Proceso							
1. Fuga de producto	5	3	6	90	1	6	15
2. Deflagración y/o Explosión	25	1	3	75	1	4	18.8
3. Generación de BLEVE	50	1	3	150	1	10	15
4. Incendio por Corriente estática	50	1	3	150	1	10	15
5. Accidente transportando balones	5	1	6	65	1	2	15
Riesgo de Entorno							
1. Daño por actividad sísmica	15	1	1	15	1	10	1.5
2. Daño por inundaciones de ríos	15	0.5	0.5	3.75	6	1	0.63
3. Daño por alta temperatura	50	0.5	0.5	12.5	6	1	2.08

Un análisis del cuadro anterior nos revela que la inversión en el Sistema Integral de Prevención de pérdidas, desarrollada en el presente trabajo estaría justificada, tal es así que podemos ver que todos los riesgos correspondientes al proceso operativo de la justificación de la inversión "J" están entre los valores de 10 a 20.

CAPITULO X

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Podemos establecer:

1. Establecer una organización responsable de controlar en forma oportuna y adecuada una fuga o una situación insegura que pudiera suceder en la planta.
2. Optimizar el uso de los recursos humanos y materiales comprometidos con el control de fugas, estableciendo un procedimiento específico a seguir durante el desarrollo de las operaciones de respuesta.
3. Determinar los mecanismos de coordinación entre los responsables de nuestro Plan de Contingencias y las instituciones estatales involucradas en el Plan Nacional de Contingencias.
4. Contrarrestar los daños que puedan ocasionar los derrames en la zona de tanques y aledaños.
5. Neutralizar los efectos de la contaminación y reducir al mínimo los daños de área de importancia operacional o económica.
6. Una planta de GLP de estas condiciones de operatividad deberá seguir las recomendaciones que se han detallado en este trabajo.

CAPITULO XI

ANEXOS

ANEXO 11.1

GLOSARIO DE TERMINOS

Siglas	Significado de Términos
API	Instituto Americano del Petróleo.
BLEVE	Explosión del Vapor en Expansión de Líquido en Ebullición.
CVCE	Explosión de nube de gas confinado.
D.S.	Decreto Supremo.
DGH	Dirección General de Hidrocarburos.
EIA	Estudio de Impacto Ambiental.
GLP	Gas Licuado de Petróleo, Fracción propano – butano
GN	Gas Natural
GNC	Gas Natural Comprimido
GPM	Galones por Minuto
HAZOP	Estudio de Operatividad y Riesgo
HP	Caballos de Fuerza
ISO	Organización Internacional para Estandarización.
MEM	Ministerio de Energía y Minas
NOSA	Asociación Nacional de Seguridad.
NEC	Código Nacional de Seguridad.
NFPA	Asociación nacional de protección contra incendio
OSHA	Administración de Seguridad y Salud Ocupacional.
OSINERGMIN	Organismo Supervisor de la Inversión en Energía Y Minería
PSI	Libra-Fuerza por pulgada cuadrado.
UVCE	Explosión de nube de gas no confinado.
ASME	Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos
ASTM	Sociedad Americana de Pruebas y Materiales)
NTP	Norma técnica Peruana

ANEXO 11.2

DATOS TECNICOS

DATOS TECNICOS 11.2.1

PROPIEDADES APROXIMADAS DEL GLP(unidades métricas)

	Propano Comercial	Butano Comercial
Presión de vapor en kPa (presión absoluta) a:		
20°C	1.000	220
40°C	1.570	360
45°C	1.760	385
55°C	2.170	580
Peso específico	0,504	0,582
Punto de ebullición inicial a 1,00 atm de presión, °C	- 42	- 9
Peso por metro cúbico de líquido a 15,56°C, kg	504	582
Calor específico del líquido, kilojoules por kilogramo, a 15,56°C	1,464	1,276
Metros cúbicos de vapor por litro de líquido a 15,56°C	0,271	0,235
Metros cúbicos de vapor por kilogramo de líquido a 15,56°C	0,539	0,410
Peso específico del vapor (aire = 1) a 15,56°C	1,50	2,01
Temperatura de ignición en aire, °C	493-549	482-538
Temperatura máxima de llama en aire, °C	1.980	2.008
Límites de inflamabilidad en aire, % de vapor en la mezcla aire-gas:		
Inferior	2,15	1,55
Superior	9,60	8,60
Calor latente de vaporización en el punto de ebullición:		
Kilojoules por kilogramo	428	388
Kilojoules por litro	216	226
Cantidad de calor total luego de la vaporización:		
Kilojoules por metro cúbico	92.430	121.280
Kilojoules por kilogramo	49.920	49.140
Kilojoules por litro	25.140	28.100

Fuente: Código del Gas Licuado de Petróleo. NFPA 58 – Edición 2004.

DATOS TECNICOS 11.2.2

Tabla XXVI: Requisitos de calidad para gas licuado de petróleo (a)

NORMA TECNICA PERUANA

PROPIEDADES	NOMBRE DEL GAS LICUADO DE PETROLEO			METODO DE ENSAYO
	Propano comercial	Butano comercial	Mezcla comercial Propano – Butano	
	Especificaciones			
	Min Máx.	Min máx.	Min Máx.	
VOLATILIDAD				
Temperatura del 95% de evaporado, °C	-38.3	2.2	2.2	NTP 321.36
Presión de vapor a 37.8 C, Kpa (Psig)	1430 (208)	485 (70)	793 1430 (b) (115) (208)	NTP 321.100 ó NTP 321.098 (c)
Densidad relativa a 15.6 / 15.6 C (d)	Indicar	Indicar	Indicar	NTP 321.098
MATERIA RESIDUAL				
Residuo de evaporación de 100 ml	0.05	0.05	0.05	NTP 321.096
Prueba de la mancha de aceite (e)	Pasa	Pasa	Pasa	NTP 321.096
COMPOSICION, % mol				
Butano y más pesados	2.5			NTP ISO 7941
Pentano y más pesados		2.0	1.8	NTP ISO 7941
Contenido de Dienos (como 1,3 Butadieno)	0.5	0.5	0.5	NTP ISO 7941
CORROSIVIDAD				
Azufre total, ppm (f)	185	140	140	NTP 321.099
Corrosión lamina de cobre 1 h a 37.8 C, N (g)	1	1	1	NTP 321.101
Sulfuro de hidrogeno	Pasa	Pasa	Pasa	NTP 321.097
CONTAMINANTES				
Agua libre (h)	Nulo	Nulo	Nulo	Visual
Olor (i)	Característico	Característico	Característico	
Humedad	Pasa	---	---	NTP 321.094

DATOS TECNICOS 11.2.2

Tabla XXVII: Requisitos de calidad para gas licuado de petróleo (final)

NOTAS
(a) Otras especificaciones del GLP podrán ser acordados entre el proveedor y el usuario
PRESION DE VAPOR
(b) Los valores de presión de vapor para las mezclas Propano Butano: no deben exceder de 1430 Kpa(208 psig) que corresponde a un gas con 100 % de Propano comercial. Para otras mezclas de Propano y Butano no deberán exceder del calculado mediante la siguiente relación: máxima presión de vapor observada (Kpa) = 1167 - 1880 (densidad relativa a 15.6/15.6 C) ó 1167 - 1880 (Densidad a 15.6 C). Toda mezcla especifica de GLP deberá designarse por la presión de vapor a 37.8 C (100 F) en Kpa o (psig).
© En caso de discrepancia de la presión de vapor del producto, el valor determinado por el método NTP 321.100 prevalecerá sobre el valor calculado por el método de la NTP 321.098.
DENSIDAD RELATIVA
(d) Aunque no es un requerimiento específico, la densidad relativa deberá ser determinada para propósitos de hallar la relación peso/volumen y deberá reportarse. Adicionalmente, la densidad relativa de la mezcla Propano - Butano es requerida para calcular la presión de vapor máxima permisible (véase nota b).
PRUEBA DE LA MANCHA
€ Un producto aceptable no producirá un anillo de aceite persistente cuando se añada 0.3 ml de mezcla de solvente y residuo a un papel filtro, en incrementos de 0.1 ml y examinado a la luz del día después de 2 minutos, tal como describe el método de la NTP 321.096.
AZUFRE TOTAL
(f) Cuando se adiciona odorante al producto, la determinación de azufre se hará después de dicho agregado.
CORROSION LAMINA DE COBRE
(g) Este método no puede determinar con exactitud la presencia de materiales reactivos por ejemplo H ₂ S, S en el GLP, si es que el producto contiene inhibidores de corrosión u otros productos químicos, los cuales neutralizan la reacción de la lamina de cobre.
AGUA LIBRE
(h) Observación visual durante la determinación de la densidad relativa por el método de la NTP 321.095.
OLOR
(i) El GLP deberá contener un odorante que permita su detección por el olfato.

DATOS TECNICOS 11.2.4

Conclusiones y Recomendaciones del Estudio de suelo

- 1.- El suelo del área en estudio está constituido de materiales finos parcialmente húmedos, debido a que estos suelos han sido de uso agrícola.
- 2.- Se recomienda cimentar la estructura a una profundidad mínima de 1.50 m para este tipo de edificaciones y para el tipo de cimentación calculada en este estudio.
- 3.- El tipo de cimentación recomendada es en base a zapatas cuadradas, las cuales serán arriostradas en vigas de cimentación y calculadas de acuerdo a la carga axial que se transmita a cada una de ellas.
- 4.- El tipo de cemento a usar en la cimentación, deberá ser del tipo IP (PortlandPuzolanico), debido a que el suelo natural presenta moderadas cantidades de sulfato, cloruros y sales solubles.
- 5.- La capacidad de carga admisible para el tipo y profundidad de cimentación recomendada, después de realizar los ensayos de campo y laboratorio es de 0.82 Kg/cm².



OFICINA GENERAL DE ESTADISTICA E INFORMATICA

ESTACION : HUARMEY / 000530 / DRE-04

LAT 10° 5' S

OPROV ANCASY

PARAMETRO DIRECCION PREDOMINANTE Y VELOCIDAD MEDIA DEL VIENTO REGISTRADA EN EL MES (M/S)

LDANG 78° 10' W

PROV HUARMEY

ALT 20 msnm

DIST HUARMEY

AÑO	ENE.	FEB.	MAR.	ABR.	MAY.	JUN.	JUL.	AGO.	SET.	OCT.	NOV.	DIC.
2008	S-4.5	S-4.5	SE-3.1	S-5.2	S-5.0	S-3.5	S-3.7	SW-4.7	S-5.6	SE-5.1	S-5.4	S-4.7



**PROHIBIDA SU REPRODUCCION
PARCIAL O TOTAL**

S/Ds Sin Dato
= Trazo

INFORMACION PREPARADA PARA: EULOGIO GOMERO LUNA
LIMA / 19 DE AGOSTO DEL 2010

DATOS TECNICOS 11.2.5

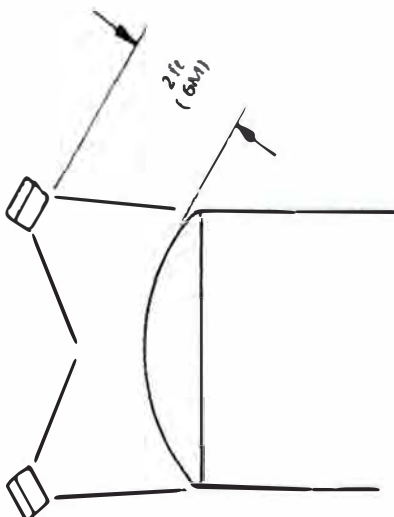
DATOS TECNICOS 11.2.6

Diseño de sistemas de agua pulverizada



TABLA B
 Protección mediante Agua Pulverizada
 Tanques Verticales: Techo y Fondo
 Tanques Horizontales: Fondos

Diámetros máximos aceptados normalmente para tener una cobertura efectiva mediante boquillas pulverizadoras separadas uniformemente y situadas a 2 ft. (0,6 m) de la superficie de fondos de tanques horizontales o verticales, planos, cóncavos o convexos



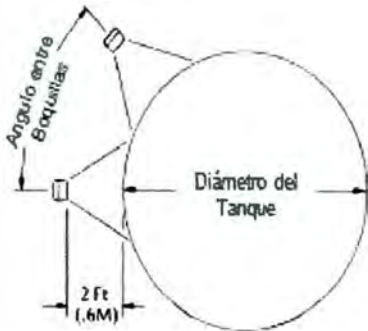
Num. de Boq. usadas	DIAMETRO MAXIMO DEL TANQUE EN FUNCION DEL ANGULO DE PULVERIZACION DE LA BOQUILLA									
	30°		60°		90°		120°		140°	
	Ft.	M	Ft.	M	Ft.	M	Ft.	M	Ft.	M
1	1.4	.43	3.0	.86	5.0	1.52	8.5	2.6	11	3.4
2	1.8	.52	4.0	1.22	6.5	2.0	9.5	2.9	12.5	3.8
3	2.4	.74	5.0	1.52	10.5	3.2	11.0	3.3	14.0	4.2
4	3.0	.86	6.0	1.84	12.0	3.6	18.0	5.5	22.5	6.8
5	4.0	1.22	8.5	2.6	15.0	4.6	25.0	7.6	32.0	9.7
6	4.7	1.43	9.7	2.9	17.5	5.4	29.0	8.8	43.0	13.1
7	6.4	1.95	11.0	3.3	20.0	6.1	34.0	10.4	48.0	14.8
8	7.1	2.2	14.0	4.3	23.0	7.0	43.0	13.1	53.0	16.1
9	7.9	2.4	15.5	4.7	27.5	8.4	47.0	14.2	59.0	17.8
10	8.5	2.6	17.0	5.2	30.0	9.2	51.0	15.5	64.0	19.4
11	9.2	2.8	18.0	5.5	32.0	9.7	55.0	16.6	68.0	21.5
12	9.8	3.0	19.0	5.8	34.0	10.4	58.0	17.5	73.0	22.2

VIKING[®]

DESIGN DATA

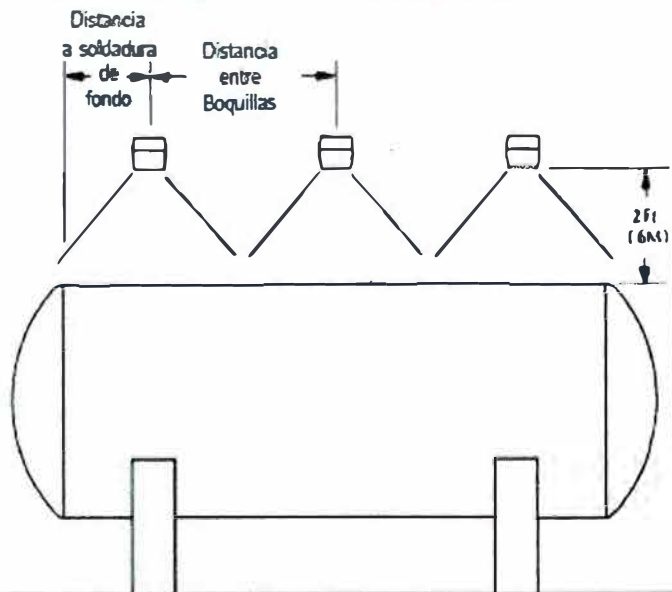
TABLA C
Protección mediante Agua Pulverizada
Partes cilíndricas de Tanques Verticales y Horizontales

Diámetros máximos aceptados normalmente para tener una cobertura efectiva mediante boquillas pulverizadoras separadas uniformemente y situadas a 2 ft. (0,6 m) de la superficie cilíndrica de Tanques Horizontales y Verticales



Número de Boq.	Angulo entre Boquillas °	DIAMETRO MAXIMO DEL TANQUE EN FUNCION DEL ANGULO DE PULVERIZACION DE LA BOQUILLA									
		30°		60°		90°		120°		140°	
		Ft.	M	Ft.	M	Ft.	M	Ft.	M	Ft.	M
1	—	8*	,24	15*	,46	2*	,61	*	*	*	*
2	180	15*	,46	3*	,92	5*	1,5	*	*	*	*
3	120	23	,70	46	1,4	8*	2,4	*	*	*	*
4	90	28	,85	56	1,7	105	3,2	17*	5,2	*	*
5	72	34	1,0	68	2,1	125	3,8	20*	6,1	*	*
6	60	40	1,2	80	2,4	148	4,5	24*	7,3	*	*
7	53.5	45	1,4	92	2,8	167	5,1	267	8,1	*	*
8	45	52	1,6	104	3,2	195	5,9	308	9,1	*	*
9	40	58	1,8	117	3,6	219	6,6	351	10,6	*	*
10	36	65	2,0	129	3,9	245	7,4	388	11,7	*	*
11	37.7	71	2,2	142	4,1	277	8,2	426	12,9	*	*
12	30	77	2,4	155	4,7	29	8,9	450	13,6	58.0*	17,6

* Pérdida de Agua (exceso de pulverización) a 2ft. (0,6 m)



SITUACION DE ANILLOS DE BOQUILLAS
TANQUES HORIZONTALES

Angulo de Boq.	Distancia máxima al cordón de soldadura del Fondo		Distancia máxima entre Boquillas	
	Ft.	M	Ft.	M
30	1	,3	2	,6
60	2	,6	4	1,2
90	3.5	1,1	7	2,1
120	6	1,8	12	3,7
140	7.5	2,3	15	4,6

DATOS TECNICOS 11.2.7

**CÁLCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA DEL SISTEMA DE ROCIADORES
PARA ENFRIAMIENTO DEL TANQUE Y DEL SISTEMA CONTRA INCENDIOS**

I.- Potencia de la bomba para rociadores de enfriamiento (P)

Para la determinación de la potencia del motor de la bomba que será empleado en el suministro de agua para los rociadores de enfriamiento de los tanques de almacenamiento estacionario, se aplicara la siguiente fórmula:

$$P_{\text{teórico}} = H_B \times \rho \times g \times Q_T \dots\dots\dots \text{Ec. 11.1}$$

Considerando que en las operaciones existe rangos de eficiencia, se determinara por tanto la potencia real, considerando lo siguiente:

$$P_{\text{real}} = P_{\text{teórico}} / (\%) \dots\dots\dots \text{Ec. 11.2}$$

Donde: % = eficiencia

Para nuestro caso la eficiencia será de 85%

Luego evaluando los datos disponibles se tiene:

H_B = Altura dinámica (carga de trabajo de la bomba)

ρ = Densidad del agua

g = coeficiente de gravedad

Q_T = Caudal total de refrigeración

De estos datos se determinaran el caudal total de refrigeración (Q_T) y la altura dinámica o carga de trabajo de la bomba (H_B).

1.- Caudal total de Refrigeración (Q_T)

Para la determinación del caudal total de refrigeración, se considera el caudal obtenido para un rociador por el número de rociadores requeridos para enfriar los tanques de 300,00 galones.

$Q_T =$ Caudal de un rociador x Numero de rociadores requeridos.

$Q_T = 4.73 \text{ gpm/rociador} \times 98 \text{ rociadores} = 463.54 \text{ gpm.}$

$Q_T = 463.54 \text{ g/min} \times 0.003785 = 1.7545 \text{ m}^3/\text{min.}$

$Q_T = 0.0292 \text{ m}^3/\text{seg.}$

2.-Altura dinámica o carga de trabajo de la Bomba (H_B)

Para la determinación de la altura dinámica se empleara la siguiente fórmula:

$$H_B = h_{final} + \left[\frac{P_2}{\rho * g} + \frac{v_2^2}{2 * g} + Z_2 \right] - \left[\frac{P_1}{\rho * g} + \frac{v_1^2}{2 * g} + Z_1 \right] \dots\dots\dots \text{Ec. 11.3}$$

Donde:

h_{final} : Pérdida de carga

P_2 : Presión en la salida del rociador = 32 psi = 220630 N/m²

V_2 : Velocidad de flujo de agua a la salida de los rociadores.

Z_2 : Altura de los rociadores respecto a la bomba = 2.20 m

P_1 : Presión en el nivel de toma de agua en la cisterna = 0.00 psi

V_1 : Velocidad de flujo de agua en la cisterna = 0.00 m/seg.

Z_1 : Altura toma de agua en cisterna respecto a la bomba = -2.45 m

ρ : Densidad del agua = 1000 kg/m³

g: Coeficiente de gravedad = 9.8 m/seg²

Para el cálculo correspondiente, se requiere determinar previamente, la velocidad de flujo de agua a la salida de los rociadores (rociador más alejado de la bomba) [V₂] y la pérdida de carga en el recorrido del agua por la tubería [h_{final}].

2.1.- Cálculo de la velocidad del flujo de agua a la subida del rociador más alejado de la bomba [V₂].

Para el cálculo de la velocidad del flujo de agua a la salida del rociador se empleara la siguiente formula.

$$Q = A * V_2 \quad \text{.....Ec.11.4}$$

Donde:

Q : Caudal en el extremodel rociador (0,0292 m³/seg.)

A: Sección interna de la tubería

V₂: Velocidad de flujo de agua.

$$A = \frac{\pi * D^2}{4} = \frac{3.141592 * 2^2}{4} = 3.141592 \text{ pulg}^2$$

$$A = 0.00202 \text{ m}^2$$

En la Ec. 11.4 tenemos:

$$V_2 = \frac{0.0292}{0.00202} = 14.45 \text{ m/seg}$$

2.2.- Cálculo de la pérdida de carga en el recorrido del agua por la tubería

$[h_{final}]$

Para la determinación de la pérdida de carga en el recorrido del agua por la tubería se empleará la siguiente fórmula:

$$h_{final} = \frac{(f * L_{eq} * V_2^2)}{2 * D * g}$$

Donde:

f: Coeficiente de fricción

L_{eq} : Longitud equivalente

D: diámetro interior de la tubería = 2" = 0.0508 m

V_2 : velocidad de flujo de agua del rociador = 14.45 m/seg

G: coeficiente de gravedad = 9,8 m/seg²

Para conocer la pérdida de carga total, se requerirá determinar previamente, tanto el coeficiente de fricción de la tubería como la longitud equivalente de la tubería de suministro de agua a los rociadores, que son datos aun sin determinar.

2.2.1.- Cálculo del coeficiente de fricción.

El coeficiente de fricción (f) se determinará a partir de nomograma "*Factor de fricción en función del número de Reynolds con rugosidad relativa como parámetros*", para lo cual se necesita conocer previamente, tanto el número de Reynolds (N_{RE}), como la rugosidad relativa (E/D) de la tubería.

2.2.1.1. Cálculo del número de Reynolds [N_{RE}]

Para el cálculo del número de Reynolds se empleara la siguiente fórmula:

$$N_{RE} = \frac{D * V_2 * \rho}{\mu}$$

De donde:

D: Diámetro interior de la tubería

V_2 : velocidad del agua del rociador

ρ : densidad del agua.

μ : Viscosidad = 0,001 cp (centipoise)

$$N_{RE} = \frac{0.0508 \text{ m} * 14.45 \text{ m/seg} * 1000 \text{ kg/m}^3}{0.001 \text{ cp}}$$

$$N_{RE} = 366776$$

2.2.1.2.- Cálculo de la rugosidad relativa (E/D)

La rugosidad relativa (E/D) se determina a partir del nomograma “Rugosidad Relativa en función del diámetro para tubos de varios materiales”.

Considerando que para suministrar agua a los rociadores, se empleara tuberías de acero comercial se observa:

$$(E/D) = 0.001$$

Con los datos obtenidos para el N_{RE} y la (E/D) se empleara el nomograma para los coeficientes de fricción, observando que:

$$f = 0.020$$

2.2.2.- Cálculo de la longitud equivalente (L_{eq})

La longitud equivalente de la tubería comprende dos aspectos: la longitud de la tubería lineal y la longitud equivalente de los accesorios que participan en la línea de suministro de agua.

$$L_{eq} = L + L_{eq,acc}$$

L: Longitud de tubería lineal = 74.00 m

Para la longitud equivalente de accesorios ($L_{eq,acc}$) se considera entre 14 accesorios (codos de 90°, válvulas), por lo que, la longitud equivalente de un accesorio se determina a partir de:

$$L_{eq,1acc} = L * D$$

$$L_{eq,1acc} = 74.00 \text{ m} * 0.0508 = 3.7592 \text{ m/accesorio}$$

Por lo tanto la longitud equivalente de todos los accesorios (14) será:

$$3.7592 \text{ m/accesorio} * 14 \text{ accesorios} = 52.6288 \text{ m}$$

Luego, la longitud equivalente total será:

$$L_{eq} = 74.00 + 52.6288 = 126.6288 \text{ m}$$

Con todos estos datos se determinará la pérdida de carga total (h_{final})

$$h_{final} = \frac{(f * L_{eq} * V_2^2)}{2 * D * g}$$

$$h_{final} = \frac{(0.020 * 126.6288 * 14.45^2)}{2 * 0.0508 * 9.8}$$

$$h_{final} = 531.10 \text{ m.}$$

Con todos estos datos, se determinará la altura dinámica o carga de trabajo de la bomba (H_B), a partir de la siguiente fórmula, en la que se han excluido las variables con valor cero y se ha acondicionado las expresiones para un mejor entendimiento.

$$H_B = h_{final} + \frac{P_2}{\rho * g} + \frac{V_2^2}{2 * g} + Z_2 - Z_1$$

Reemplazando los datos se tienen:

$$h_{final} = 531.10 \text{ m}$$

$$P_2 = 220630 \text{ kg/m.s}^2$$

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$g = 9.8 \text{ m/seg}^2$$

$$V_2 = 14.45 \text{ m/seg}$$

$$Z_2 = 2.20 \text{ m}$$

$$Z_1 = -2.45 \text{ m}$$

$$H_B = 531.10 \text{ m} + \frac{220630 \text{ kg/m.s}^2}{(1000 \text{ kg/m}^3 * 9.8 \text{ m/seg}^2)} + \frac{(14.45 \text{ m/seg})^2}{(2 * 9.8 \text{ m/seg}^2)} + (2.20 \text{ m} - (-2.45 \text{ m}))$$

$$H_B = 568.92 \text{ m}$$

Cálculo de la potencia de la Bomba

$$P = H_B * \rho * g * Q$$

$$P = 568.92 \text{ m} * 1000 \text{ kg/m}^3 * 9.8 \text{ m/s}^2 * 0.0292 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$P = 162,801.13 \text{ kg.m}^2/\text{seg}^3 \text{ (Potencia teórica de la bomba)}$$

Considerando la equivalencia de 1HP = 745 W

$$\text{HP} = 162801.13 / 745 = 218.52$$

Eficiencia de la bomba = 85.00%

Potencia real de la bomba:

$$\text{HP real} = 218.52/0.85 = 257.09$$

Considerando un margen de error en el cálculo, se tendría que escoger un motor más grande, es decir, una bomba con un motor de 260 HP de potencia.

II.- Potencia de la Bomba para gabinetes contra incendio (P)

Aplicando la misma fórmula y siguiendo el mismo procedimiento del numeral anterior, podemos determinar la potencia del motor de la bomba que será empleado en el suministro de agua contra incendios:

$$P_{\text{teórico}} = H_B * \rho * g * Q_T$$

Considerando que en las operaciones existe rangos de eficiencia, se determinará por tanto la potencia real, considerando lo siguiente:

$$P_{\text{real}} = P_{\text{teórico}} / (\%)$$

Donde: % = eficiencia

Al igual que el caso anterior la eficiencia será de 85%

Luego evaluando los datos disponibles se tiene:

H_B = Altura dinámica (carga de trabajo de la bomba)

ρ = Densidad del agua

g = coeficiente de gravedad

Q_T = Caudal total de manguera contra incendio.

De estos datos se determinarán el caudal total de agua contra incendio (Q_T) y la altura dinámica o carga de trabajo de la bomba (H_B).

1.- Caudal Total Agua contra Incendio (Q_T)

Para la determinación del caudal total de agua contra incendio, se considera los caudales obtenidos para una manguera por el número de mangueras requeridos para la atención de emergencias al interior de la planta embazadora.

Q_T = Caudal de un rociador * Número de rociadores requeridos.

Q_T = 125 gpm/rociador * 4 rociadores = 500gpm.

Q_T = 0.0316 m³/seg.

2.- Altura Dinámica o carga de trabajo de la bomba (H_B)

Para la determinación de la altura dinámica se empleará la fórmula siguiente:

$$H_B = h_{final} + \left[\frac{P_2}{\rho * g} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 * g} \right] - \left[\frac{P_1}{\rho * g} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 * g} \right]$$

Donde:

h_{final} : Pérdida de carga

P_2 : Presión en salida de manguera = 75 psi = 517102.5 N/m²

V_2 : Velocidad de flujo de agua a la salida de la manguera.

Z_2 : Altura de gabinetes respecto a la bomba = 1.00 m

P_1 : Presión en el nivel de toma de agua en la cisterna = 0.00 psi

V_1 : Velocidad de flujo de agua en la cisterna = 0.00 m/seg.

Z_1 : Altura toma de agua en cisterna respecto a la bomba = -2.45 m.

ρ : Densidad del agua = 1000 kg/m³

g : Coeficiente de gravedad = 9.8 m/seg²

Para el cálculo correspondiente, se requiere determinar previamente, la velocidad de flujo de agua a la salida de la manguera (manguera más alejada de la bomba) [V_2] y la pérdida de carga en el recorrido del agua por la tubería [h_{final}].

2.1.- Cálculo de la velocidad del flujo de agua a la salida de la manguera más alejado de la bomba [V_2].

Para el cálculo de la velocidad del flujo de agua a la salida de la manguera se empleará la siguiente fórmula.

$$Q = A * V_2$$

Donde:

Q: Caudal en el extremo de la manguera

A: Sección interna de la tubería (m²)

$$A = \frac{\pi * D^2}{4} = \frac{3.141592 * 2.5^2}{4} = 4.9087 \text{ pulg}^2$$

$$A = 0,003167 \text{ m}^2$$

V_2 : Velocidad de flujo de agua.

$$V_2 = \frac{0.0316}{0.003167} = 9.96 \text{ m/seg}$$

2.2.- Cálculo de la pérdida de carga en el recorrido del agua por la tubería [h_{final}]

Para la determinación de la pérdida de carga en el recorrido del agua por la tubería se empleara la siguiente fórmula:

$$h_{final} = \frac{(f * Leq * V_2^2)}{2 * D * g}$$

Donde:

f: Coeficiente de fricción

L_{eq}: Longitud equivalente

D: diámetro interior de la tubería = 2 1/2" = 0.0635 m

V₂: velocidad de flujo de agua del rociador = 4.98 m/seg.

G: coeficiente de gravedad = 9,8 m/seg²

Para conocer la pérdida de carga total, se requerirá determinar previamente, tanto el coeficiente de fricción de la tubería como la longitud equivalente de la tubería de suministro de agua a los rociadores, que son datos aun sin determinar.

2.2.1.- Cálculo del coeficiente de fricción.

El coeficiente de fricción (f) se determinara a partir de nomograma "*Factor de fricción en función del número de Reynolds con rugosidad relativa como parámetros*", para lo cual se necesita conocer previamente, tanto el numero de Reynolds (N_{RE}), como la rugosidad relativa (E/D) de la tubería.

2.2.1.1. Cálculo del número de Reynolds [N_{RE}]

Para el cálculo del número de Reynolds se empleará la siguiente fórmula:

$$N_{RE} = \frac{D * V_2 * \rho}{\mu}$$

De donde:

D: Diámetro interior de la tubería: 2 ½" = 0.0635

V_2 : velocidad del agua de la manguera: 4.98 m/seg.

ρ : densidad del agua.

μ : Viscosidad = 0,001 cp (centipoise)

$$N_{RE} = \frac{0.0635 \text{ m} * 9.96 \text{ m/seg} * 1000 \text{ kg/m}^3}{0.001 \text{ cp}}$$

$$N_{RE} = 632460$$

2.2.1.2.- Cálculo de la rugosidad relativa (E/D)

La rugosidad relativa (E/D) se determina a partir del nomograma "Rugosidad Relativa en función del diámetro para tubos de varios materiales".

Considerando que para suministrar agua contra incendio, se empleará tuberías de acero comercial se observa:

$$(E/D) = 0.0007$$

Con los datos obtenidos para el N_{RE} y la (E/D) se empleará el nomograma para los coeficientes de fricción, observando que:

$$f = 0.019$$

2.2.2.- Cálculo de la longitud equivalente (L_{eq})

La longitud equivalente de la tubería está comprendida por la longitud de la tubería lineal y la longitud equivalente de los accesorios que participan en la línea de suministro de agua contra incendio, siendo estos:

$$L_{eq} = L + L_{eq,acc}$$

L: Longitud de tubería lineal = 82.15 m

Para la longitud equivalente de accesorios ($L_{eq,acc}$) se considera entre 6 accesorios (codos de 90°), por lo que, la longitud equivalente de un accesorio se determina a partir de:

$$L_{eq,1acc} = L * D$$

$$L_{eq,1acc} = 82.15 \text{ m} * 0.0635 = 5.216 \text{ m/accesorio}$$

Por lo tanto la longitud equivalente de todos los accesorios (6) será:

$$L_{eq,1acc} = 31.29 \text{ m}$$

Luego la longitud equivalente total será:

$$L_{eq} = 82.15 + 31.29 = 113.44 \text{ m}$$

Con todos estos datos se determinará la pérdida de carga total (h_{final})

$$h_{final} = \frac{(f * Leq * V_2^2)}{2 * D * g}$$

$$h_{final} = \frac{(0.019 * 113.45 * 9.96^2)}{2 * 0.0635 * 9.8}$$

$$h_{final} = 171.81 \text{ m}$$

Con todos estos datos, se determinará la altura dinámica o carga de trabajo de la bomba (H_B), a partir de la siguiente fórmula, en la que se han excluido las variables con valor cero y se ha acondicionado las expresiones para un mejor entendimiento.

$$H_B = h_{final} + \frac{P_2}{\rho * g} + \frac{V_2^2}{2 * g} + Z_2 - Z_1$$

Reemplazando los datos se tienen:

$$h_{final} = 171.81 \text{ m}$$

$$P_2 = 517102.5 \text{ kg/m.s}^2$$

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$g = 9.8 \text{ m/seg}^2$$

$$V_2 = 4.989 \text{ m/seg}$$

$$Z_2 = 1.00 \text{ m}$$

$$Z_1 = -2.45 \text{ m}$$

$$H_B = 233.09 \text{ m}$$

Cálculo de la potencia de la bomba (P)

$$P = H_B * \rho * g * Q$$

$$P = 233.09 \text{ m} * 1000 \text{ kg/m}^3 * 9.8 \text{ m/seg}^2 * 0.0316 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$P = 72182.34 \text{ kg.m}^2/\text{seg}^3$$

Potencia teórica de la Bomba

Considerando la equivalencia de 1 HP = 745 W

$$\text{HP} = 72182.34/745 = 96.89$$

Eficiencia de la bomba = 85.00 %

Potencia real de bomba:

$$HP_{\text{REAL}} = 96.89/0.85 = 113.99$$

Al igual que el caso anterior, considerando un margen de error en el cálculo se tendría que escoger un motor más grande, es decir una bomba con un motor de 120 HP de potencia.

DATOS TECNICOS 11.2.8

Fig.4.- Diagrama de Moody

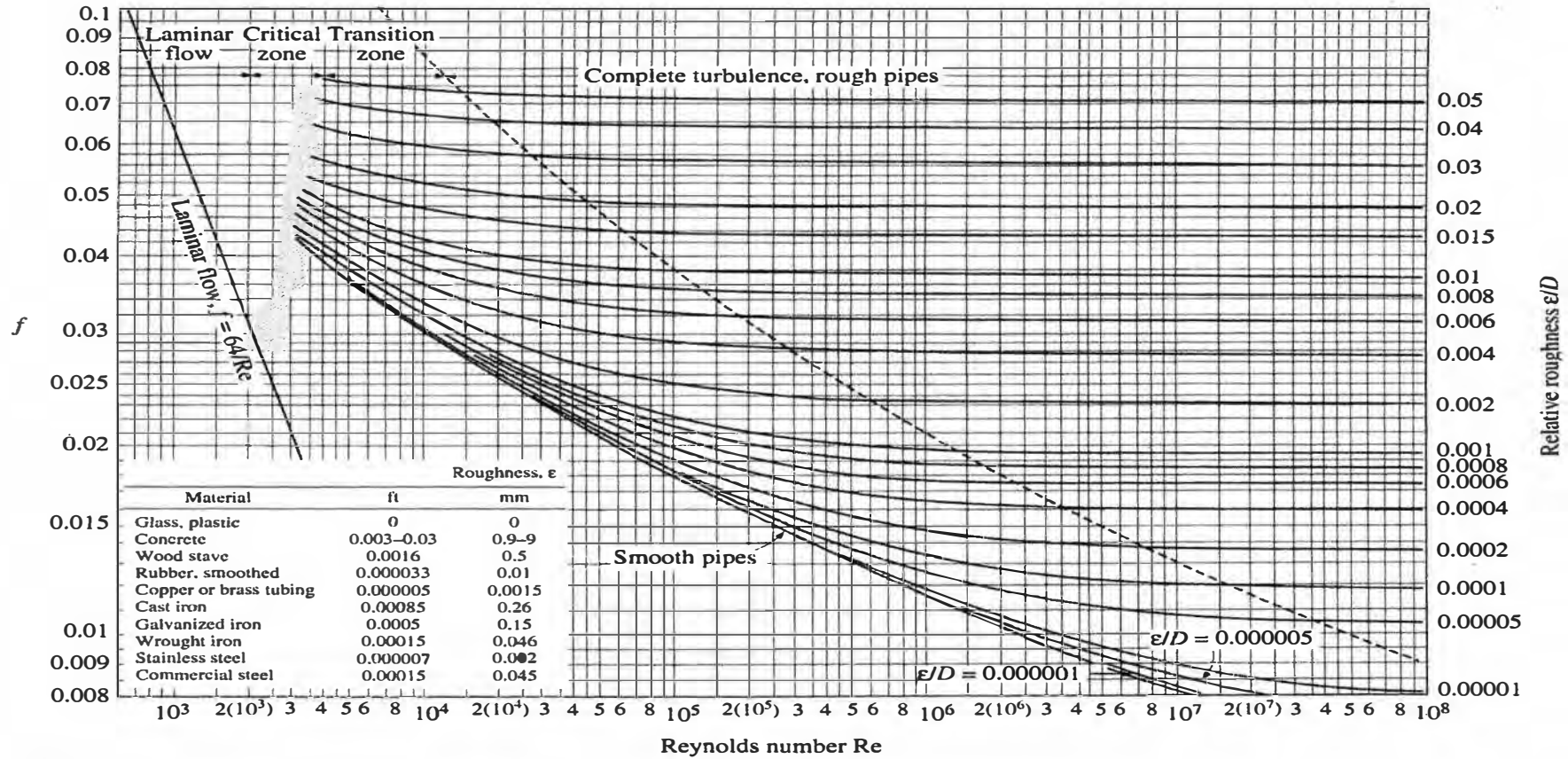


FIGURE A-27

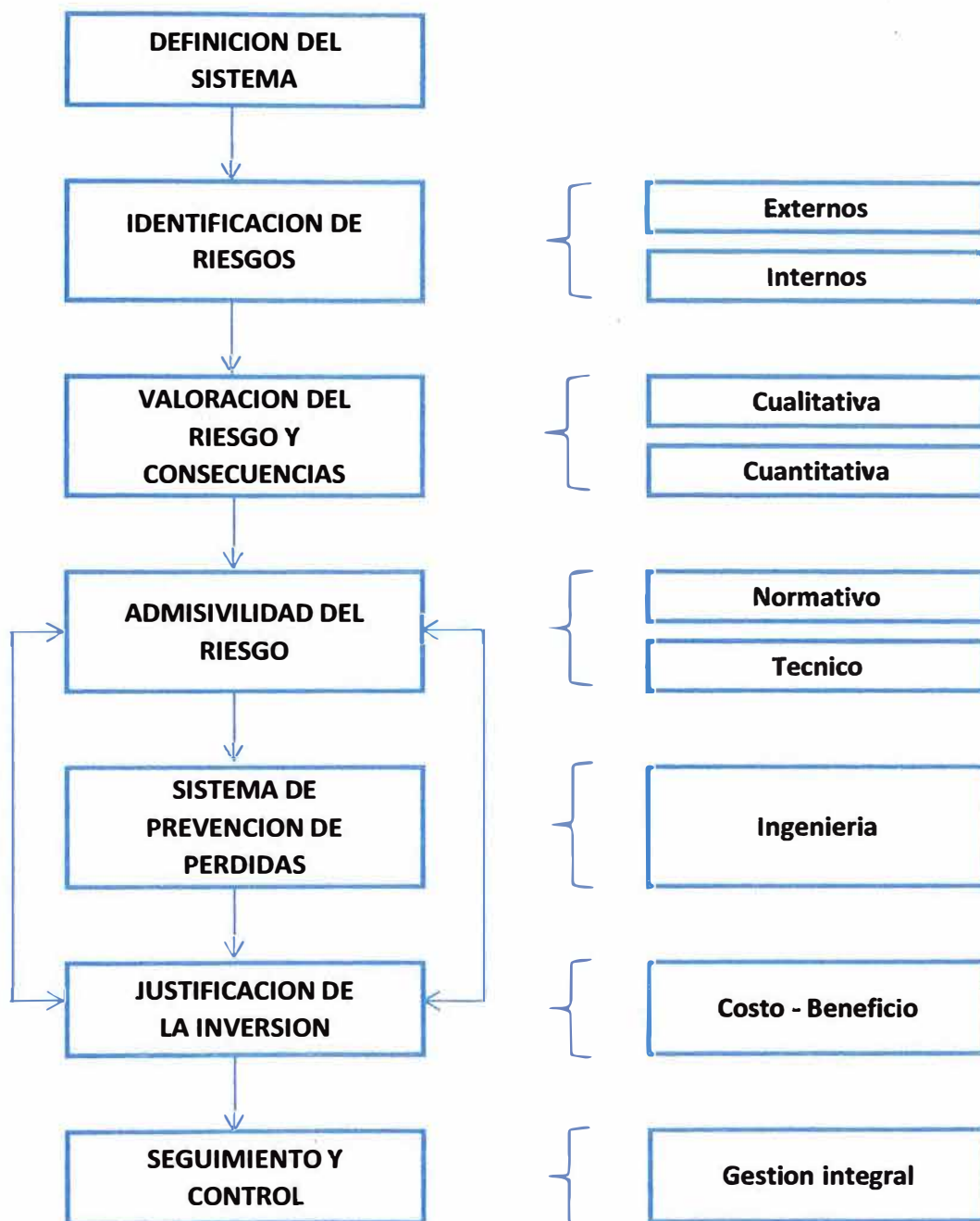
The Moody chart for the friction factor for fully developed flow in circular tubes.

ANEXO 11.3

ESQUEMAS Y DIAGRAMAS

ESQUEMAS Y DIAGRAMAS 11.3.1.

METODOLOGIA DEL ANALISIS DE RIESGO



ESQUEMAS Y DIAGRAMAS 11.3.2

SEÑALIZACION Y ROTULACION

Listado de Avisos y Rótulos

- Se prohíbe fumar
- Velocidad máxima 20 Km/h
- Zona de Seguridad
- Zona de Vehículos
- Vía de escape
- No opere sin conexión a tierra
- Peligro, Gas inflamable
- Se prohíbe encender cualquier clase de fuego en el interior de la planta.
- Se prohíbe el paso de vehículos o personas no autorizadas.
- Se prohíbe el paso a esta zona a personas no autorizadas.
- Apague el motor de su vehículo, el radio y otros equipos eléctricos, en la zona de carga y descarga.
- Teléfonos del Cuerpo General de Bomberos (116), la Policía Nacional (105) y de Defensa Civil.
- Calzar el vehículo con tacos para inmovilizarlo durante la carga y descarga.
- Rotulación de tanques:

Producto	UN	NFPA
GLP	1075	1,4,0

Identificación del GLP

Nombre comercial
 Identificación *DOT
 Clasificación de riesgo *DOT
 Etiqueta de embarque
 Identificación durante su transporte

Gas Licuado del Petróleo
 UN 1075 (UN: Naciones Unidas)
 Clase 2; División 2.1
GAS INFLAMABLE
 Cartel cuadrangular en forma de rombo de 273 mm x 273 mm (10 3/4" x 10 3/4"), con el número de Naciones Unidas en el centro y la Clase de riesgo DOT en la esquina inferior.

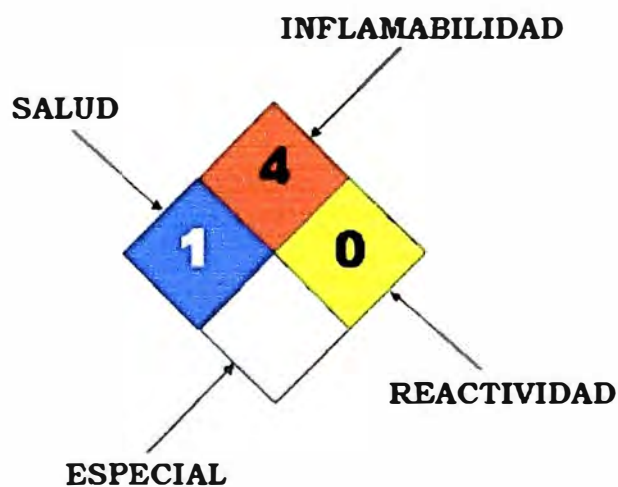
*DOT = Department Of Transportation, USA.



UN 1075 = Número asignado por DOT y la Organización de Naciones Unidas al gas licuado del petróleo.
 2 = Clasificación de riesgo de DOT

GRADOS DE RIESGO:

- 4. MUY ALTO
- 3. ALTO
- 2. MODERADO
- 1. LIGERO
- 0. MÍNIMO

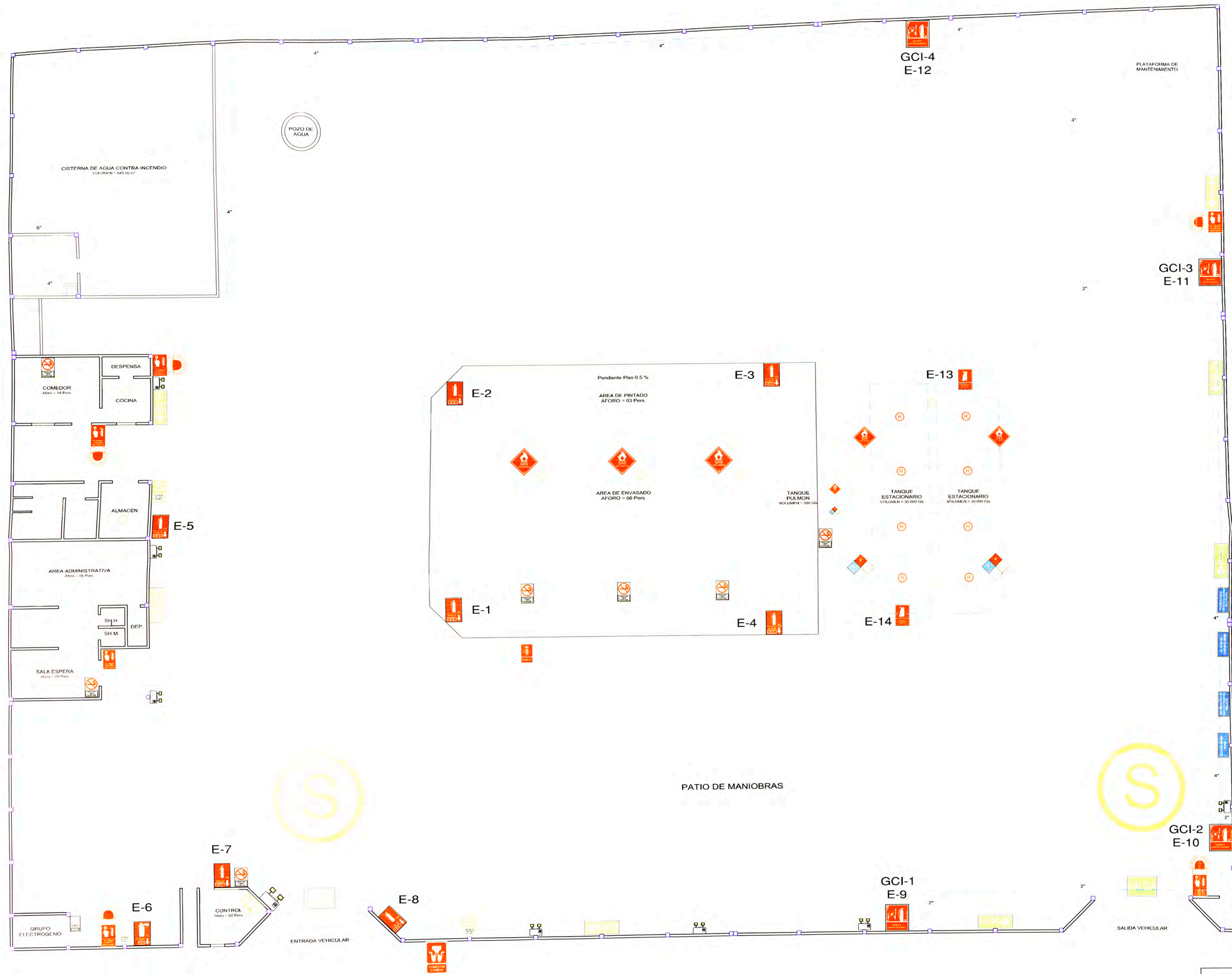


Señalizaciones Principales



Equipos de Protección Personal



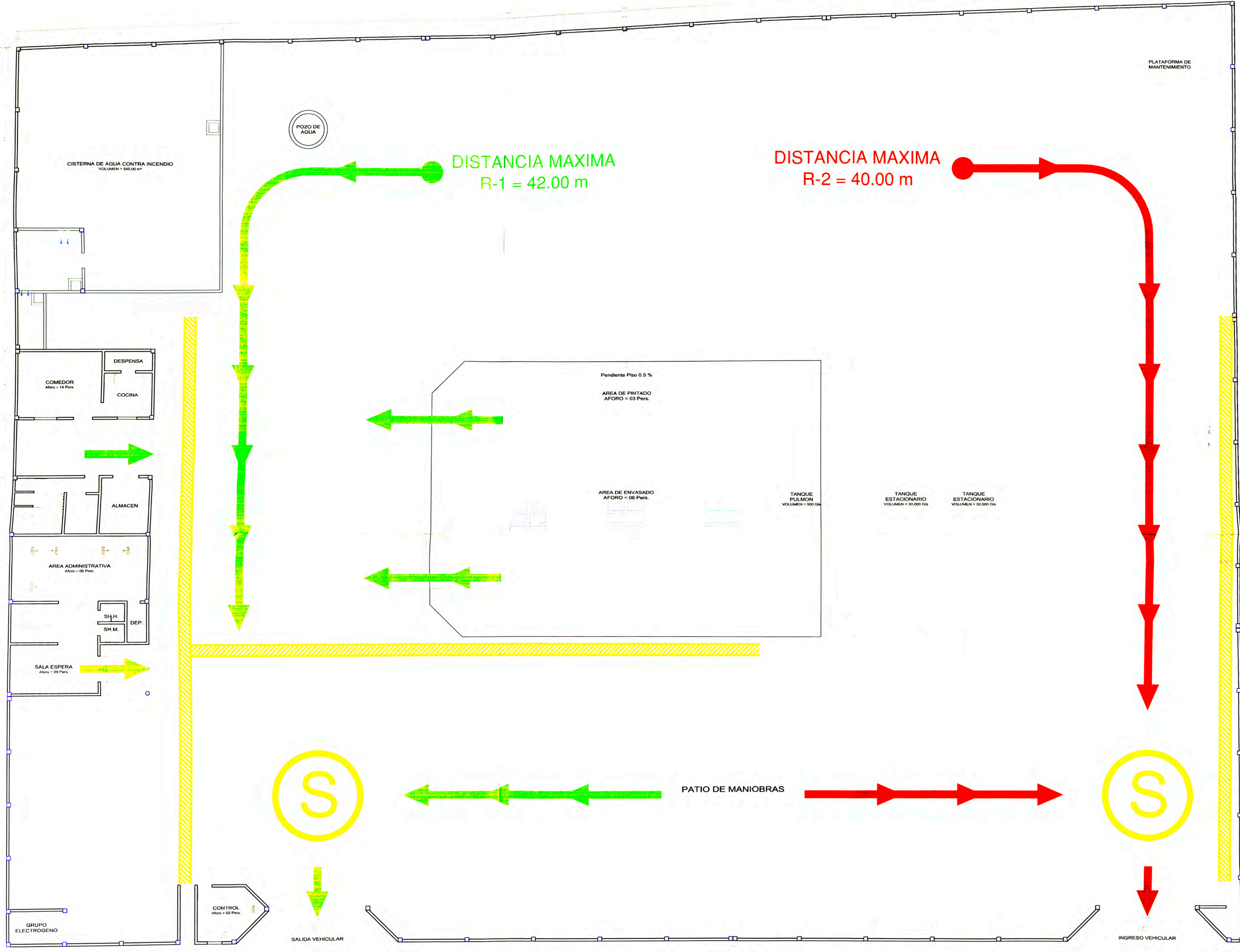


LEYENDA

	INGRESO EN UMBRAL
	SALIDA EN UMBRAL
	DIRECCION DE SALIDA EN PLANTA
	ZONA SEGURA EN CASO DE SISMO
	BOTIQUIN DE PRIMEROS AUXILIOS
	EXTINTOR PORTATIL 120 BC / CAPACIDAD 30 Lb
	EXTINTOR RODANTE 320 BC / CAPACIDAD 150 Lb
	GCI: EQUIPADO CON UNA MANGUERA CONTRA INCENDIO DE 30.00 m, EXTINTOR 120 BC 30 Lb, VALVULA ANGULAR DE 2 1/2" Y UNA ACHA
	ROCIADOR DE AGUA
	UNION SIAMESA DE 2 1/2" PARA USO DE BOMBEROS
	HIDRANTE DE AGUA PARA USO DE BOMBEROS
	CENTRAL DE ALARMA CONTRA INCENDIO
	PULSADOR MANUAL DE ALARMA CONTRA INCENDIO
	LUZ ESTROBOSCOPICA EN PARED Y/O TECHO
	DETECTOR DE HUMO
	DETECTOR DE GAS
	LUCES DE EMERGENCIA
	PROHIBIDO FUMAR EN LUGARES CERRADOS (LEY 25357)
	PELIGRO GAS INFLAMABLE
	PELIGRO DE MUERTE ALTO VOLTAJE
	POZO A TIERRA
	ROMBO NFPA

DISTRIBUCION PRIMER PISO

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA		
PROYECTO:	PLANTA ENVASADORA DE GLP	PLANO: MAPA DE RIESGO Y SEÑALIZACION
UBICACION:	Km 293, CARRETERA PANAMERICANA NORTE Distrito y Provincia de Huarmey, Departamento de Ancash	
ELABORADO:	EULOGIO GOMERO LUNA	
DISEÑO:	ESCALA:	FECHA:
	1/150	MARZO 2012
		SÑ-01 <small>01 de 01</small>



LEYENDA	
	ZONA DE EVACUACION
	RUTA DE EVACUACION N° 1
	RUTA DE EVACUACION N° 2

AFORO DE PLANTA ENVASADORA DE GLP	
DESCRIPCION	AFORO
CONTROL	2
GARITA	2
SALA DE ESPERA	9
ADMINISTRATIVA	6
AREA DE PINTADO	3
AREA DE ENVASADO	6
AREA TECNICA	6
TOTAL	34

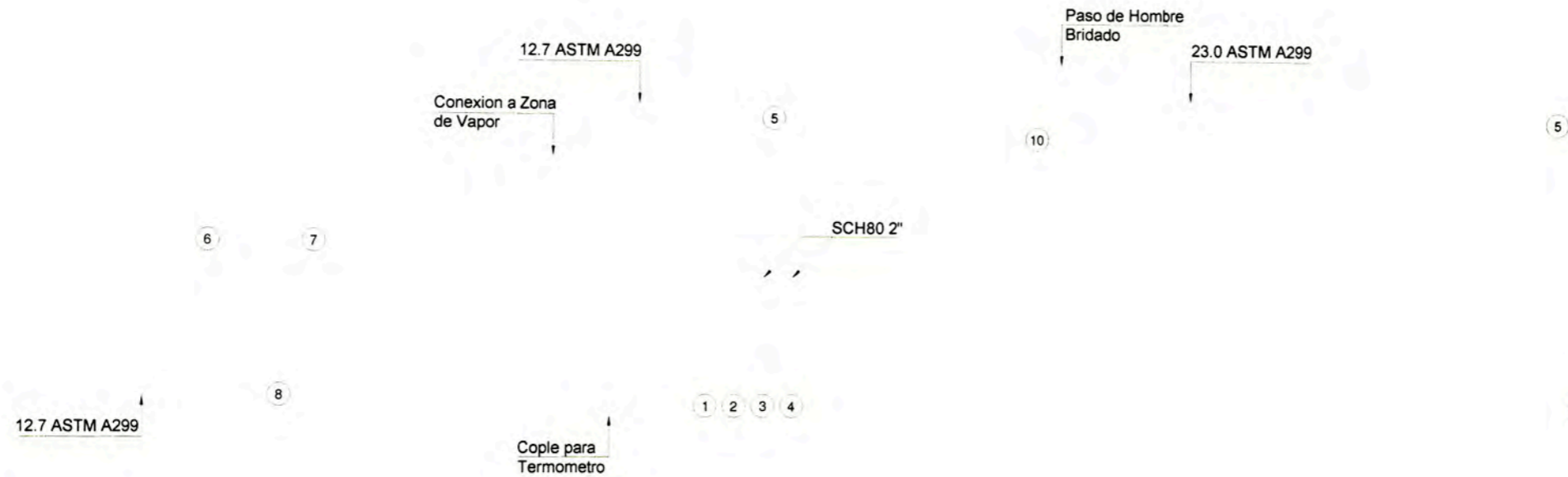
DISTRIBUCION PRIMER PISO

CALCULO DE TIEMPO DE EVACUACION					
DESCRIPCION	DIST. HORIZONTAL (m)	DIST. VERTICAL (m)	F. HORIZONTAL (m/s)	F. VERTICAL (m/s)	TIEMPO EVACUACION (s)
RUTA 1	42	0	1.5	0.5	28.00
RUTA 2	40	0	1.5	0.5	26.67

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA			
PROYECTO:	PLANTA ENVASADORA DE GLP	PLANO:	RUTAS DE EVACUACION
UBICACION:	Km 293, CARRETERA PANAMERICANA NORTE Distrito y Provincia de Huarmey, Departamento de Ancash		
ELABORADO:	EULOGIO GOMERO LUNA		
DISEÑO:	ESCALA:	FECHA:	
	1/150	MARZO 2012	

LAMINA:
EV-01
01 de 01

TANQUE ESTACIONARIO DE 30,000 Gls



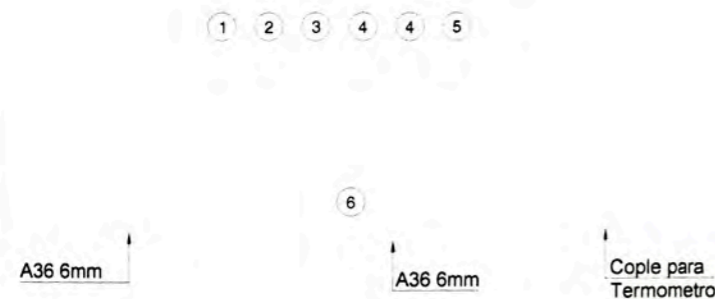
VISTA FRONTAL

VISTA LATERAL

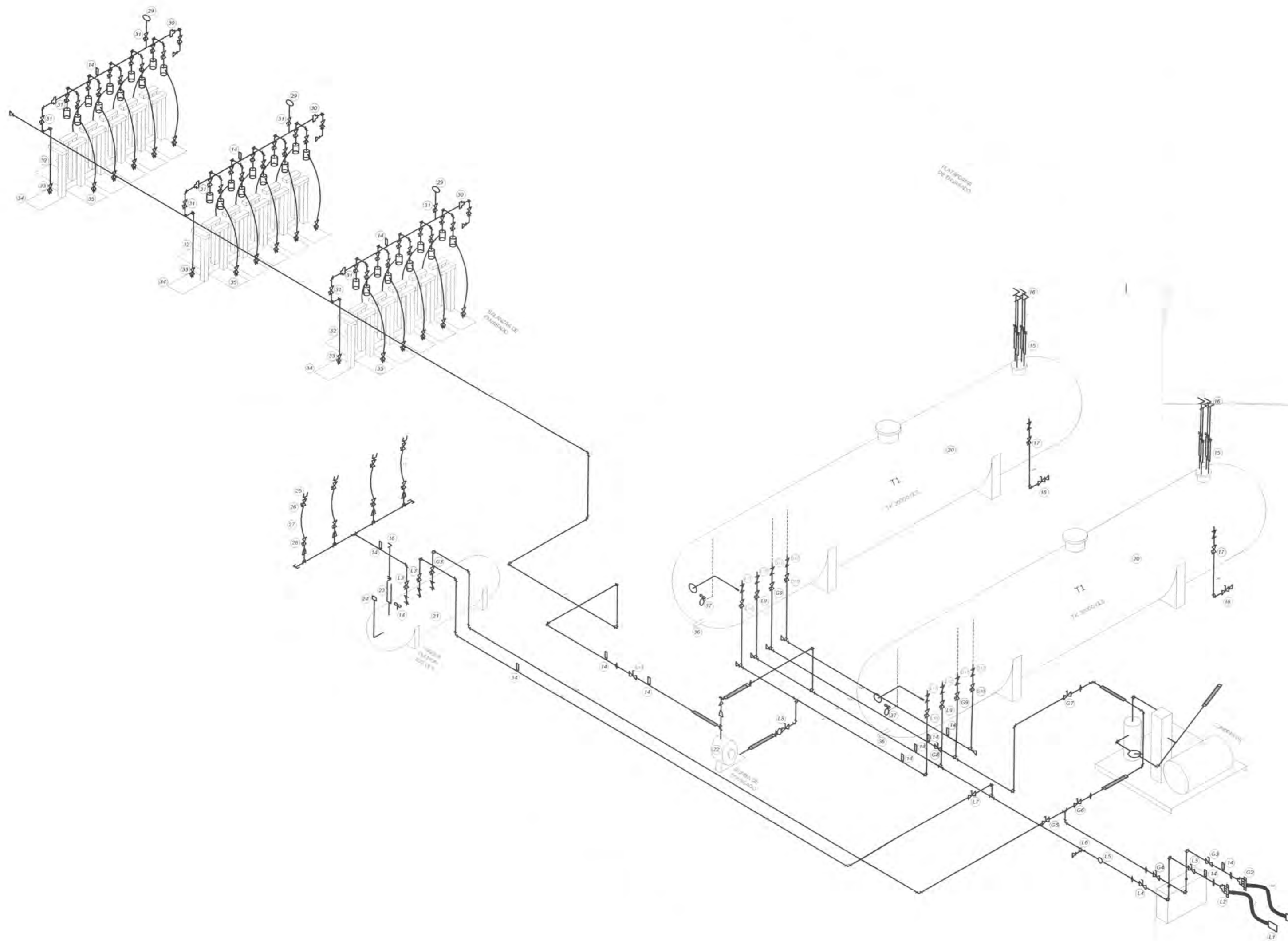
ESPECIFICACIONES TECNICAS	
CAPACIDAD TEORICA	: 29950 Gls
NORMA DE FABRICACION	: ASME SECCION VIII DIVISION I
TIPO	: CILINDRICO HORIZONTAL
TAPAS	: SEMIESFERICAS
DIAMETRO INTERIOR	: 3,400 mm
LONGITUD DE LA PARTE RECTA	: 10,220 mm
LONGITUD TOTAL DEL TANQUE	: 13,645 mm
PESO VACIO DEL TANQUE	: 23,491 Kg
SUPERFICIE DEL TANQUE	: 146.49 m ²
ESPESOR DEL CUERPO CILINDRICO	: 23 mm - PLANCHA ASTM A299 (S= 18,800 PSI)
ESPESOR DE LAS TAPAS	: 12.7 mm - PLANCHA ASTM A299 (S= 18,800 PSI)
PRESION DE DISEÑO	: 250 PSI
PRESION DE PRUEBA HIDROSTATICA	: 375 PSI
PRESION DE APERTURA DE VALVULA DE SEGURIDAD	: 250 PSI (SEGÚN NORMA ASME SECCION VIII)
PRUEBA RADIOGRAFICA	: 100% DE UNIONES SOLDADAS
FACTOR DE SOLDADURA CUERPO CILINDRICO	: 1 (TABLA UW-12 ASME SECCION VIII)
FACTOR DE SOLDADURA TAPAS	: 1 (TABLA UW-12 ASME SECCION VIII)

LEYENDA TANQUE 30,000 Gls			
ITEM	CANTIDAD	DESCRIPCION	# COPIE
1	1	VALVULA DE EXCESO DE FLUJO FISHER F191 O SIMILAR DE 3"	3"
2	1	VALVULA DE EXCESO DE FLUJO FISHER F191O SIMILAR DE 3"	3"
3	1	VALVULA DE EXCESO DE FLUJO FISHER F190 O SIMILAR DE 2"	2"
4	1	VALVULA DE EXCESO DE FLUJO FISHER F190 O SIMILAR DE 2"	2"
5	2	VALVULA DE SEGURIDAD REGO A8574G O SIMILAR DE 4"	BRIDA 4" ASA300
6	1	SQUIBB TAYLOR MD430B	2 1/2"
7	1	VALVULA DE NIVEL DE 3/4" FISHER O SIMILAR CON DOBLE MANOMETRO	3/4"
8	1	TERMOMETRO FISHER J701 O REOTEMP	1/2"
9	1	VALVULA DE DRENAJE FISHER F210 DE 1 1/4" O SIMILAR	1 1/4"
10	1	PASO DE HOMBRE 18"	

TANQUE DE 500 Gls



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA		
PROYECTO: PLANTA ENVASADORA DE GLP	PLANO: DETALLE TANQUE ESTACIONARIO	
UBICACION: Km 293, CARRETERA PANAMERICANA NORTE Distrito y Provincia de Huarney, Departamento de Ancash		LAMINA: IM-01
ELABORADO: EULOGIO GOMERO LUNA		
DISEÑO:	ESCALA: 1/125	FECHA: MARZO 2012
		01 de 01



DIBUJO ISOMETRICO DE PLANTA

- L1. VALVULA DE SEGURIDAD DREAK-AWAY 2"
- G1. VALVULA DE SEGURIDAD DREAK-AWAY 1 1/4"
- L2. SISTEMA DE DESACOPLE " PULL AWAY " 2"
- G2. SISTEMA DE DESACOPLE " PULL AWAY " 1 1/4"
- L3. VALVULA DE CIERRE RAPIDO 2"
- G3. VALVULA DE CIERRE RAPIDO 1/4"
- L4. VALVULA DE CIERRE DE EMERGENCIA 2"
- G4. VALVULA DE CIERRE DE EMERGENCIA 1 1/4"
- L5. VISOR 2"
- L6. FILTRO PARA GLP 2"
- G5. VALVULA DE CIERRE RAPIDO 1 1/4"
- G6. VALVULA DE CIERRE RAPIDO 1 1/4"
- G7. VALVULA DE CIERRE RAPIDO 1 1/4"
- G8. VALVULA DE CIERRE RAPIDO 1 1/4"
- G9. VALVULA GLOBO 1 1/4"
- G10. VALVULA GLOBO 1 1/4"
- L7. VALVULA DE CIERRE RAPIDO 2"
- L8. VALVULA DE CIERRE RAPIDO 2"
- L9. VALVULA GLOBO 2"
- L10. VALVULA GLOBO 2"
- L11. VALVULA DE ACCESO DE FLUJO 2"
- L12. VALVULA DE ACCESO DE FLUJO 2"
- G11. VALVULA DE ACCESO DE FLUJO 2"
- G12. VALVULA DE ACCESO DE FLUJO 2"
- L13. VALVULA DE CIERRE RAPIDO 2"
- 14. VALVULA DE ALIVIO HIDROSTATICO
- 15. VALVULA DE ALIVIO PARA TANQUES DE 30 000 GLS
- 16. TAPA PARA LLUVIA
- 17. VALVULA DE GLOBO 3/4"
- 18. VALVULA DE CIERRE RAPIDO 3/4"
- 19. COMPRESOR PARA GAS
- 20. TANQUE PARA GLP 30 000 GLS
- 21. TANQUE PULMON DE 500 GLS
- 22. BOMBA DE ENVASADO
- 23. VALVULA DE ALIVIO PARA TANQUE DE 500 GLS
- 24. MEDIDOR DE PORCENTAJE
- 25. ACOPLE PARA ENVASADO DE CILINDROS DE 10 KG
- 26. VALVULA DE CIERRE RAPIDO
- 27. MANGUERA PARA GLP DE 1 1/4"
- 28. VALVULA DE EXCESO DE FLUJO 1 1/4"
- 29. MANOMETRO CON GLICERINA 1/4"
- 30. REDUCCION CAMPANA 2" A 1/2"
- 31. VALVULA DE CIERRE RAPIDO 1/2"
- 32. MANGUERA PARA GLP CON TERMINALES DE 1/2"
- 33. VALVULA DE CIERRE RAPIDO DE TIPO "QUICK ACTING" 1/2"
- 34. ACOPLE PARA ENVASADO DE CILINDROS DE 10 KG
- 35. BALANZA
- 36. TERMOMETRO
- 37. VALVULA DE NUVEL CON DOBLE MANOMETRO

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

PROYECTO: PLANTA ENVASADORA DE GLP PLANO: ISOMETRICO DE PLANTA

UBICACION: Km 293, CARRETERA PANAMERICANA NORTE
Distrito y Provincia de Huarney, Departamento de Ancash

ELABORADO: EULOGIO GOMERO LUNA

DISEÑO: ESCALA: 1/150 FECHA: MARZO 2012

LAMINA:

IM-02

CAPITULO XII

BIBLIOGRAFÍA CONSULTADA

J. M. Storch de Gracia. MANUAL DE SEGURIDAD INDUSTRIAL EN PLANTAS QUIMICAS Y PETROLERAS. Tomo I y II (Primera edición en español por McGRAW-HILL/INTERAMERICANA de España.)

Barriga, Miguel. EVALUACION DE RIESGO EN LA REFINERIA AZTCAPOTZALCO (DISTRITO FEDERAL MEX) Y TULA (EDO. DE IDALGO MEX,). Seminario sobre Desastres Tecnológicos Asociados con Agentes químicos. México 1987.

Cardona, OmarD. EVALUACION DE LA AMENAZA, LA VULNERABILIDAD Y EL RIESGO. PNUD/UNDRO taller de capacitación para desastres. Colombia.

Casal, Joaquim. ANALISIS DEL RIESGO EN INSTALACIONES INDUSTRIALES. Barcelona: universidad politécnica de Cataluña, 2001.

Castellanos, J.A. "Porque y como asignar un SIL a un proceso Industrial". Ingeniería Química. Febrero 2004: 92-98

Fernández, MarcoA. ESTUDIOS DE SEGURIDAD EN LA PREDICION DE RIESGOS TECNOLOGICOS MAYORES. Ingeniería Química Setiembre 1988: 59-66.

Brasie W.C "the hazard Potential of chemicals" Lose prevention. Vol.10, 1976:135-140.

- Fine, T. William.** "Mathematical Evaluations for controlling Hazard" U.S. Department of Commerce. Washington DC, 1971
- Gibson, S.B** "Hazard Analysis and risk Criteria" Chemical Engineering Progress Nov. 1980. 46-50.
- Guymer, Paul** "Probabilistic Risk assessment in the CPI" Chemical Engineering Progress Jan. 1987: 37-45
- Jourdan, Louis.** VOLORACION DEL RIESGO EN LAS INDUSTRIA DE PROCESO. Ingeniería Química. Septiembre de 1988. 35-38
- Kletz, Trevor** ¿Que fallo?...desastres en plantas con procesos químicos ¿Cómo evitarlos? Traducción Felipe Blanco Gal. Madrid: McGraw Hill, 2002
- Lee J.H. et.** "Blast Effects from Vapor Cloud Explosions." ThePrevention Vol.11 1977: 59-69.
- Manual de Operación de gas Licuado de Petróleo,** Petróleos del Perú 1978.
- Martinsen, W.E.** "BLEVE: Their causes effects and prevention" Hydrocarbon Processing Nov 1986: 141- 148.
- McNaughton, Daniel** "Evaluating Emergency Response Models for chemical industry" Chemical Engineering Pgress Jan 1987: 46-51.
- NFPA 10, 11, 13, 15, 20, 24, Y 58** "Estándares de protección contra incendio" NationalFireProtectionAssociation. Versiones 1995- 2004.
- Planas Guillermo.** SEGURIDAD EN EL ALMACENAMIENTO DE PRODUCTOS QUIMICOS. Ingeniería Química, Septiembre 1988: 75-89.
- Reglamento para la Comercialización de Gas Licuado de Petróleo D.S. N° 001-94-EM**

Reglamento de Seguridad para el Almacenamiento de Hidrocarburos D.S. N° 052-93-EM.

Reglamento de Seguridad para las Actividades de Hidrocarburos y modifican diversas disposiciones D.S. N° 043-2007-EM.

Reglamento de seguridad para instalaciones y transportes de gas licuado de petróleo decreto supremo N° 27-94-EM.

Sigales, Bartolomeu “Condicionantes técnicas del riesgo Parte I” Ingeniería Química, Septiembre 1985: 31-40.

Sigales, Bartolomeu “Condicionantes técnicas del riesgo Parte II” Ingeniería Química Septiembre 1985: 67-77

OPS: “Estrategia de promoción de la salud en los lugares de trabajo de América Latina y el Caribe-versión revisada, marzo 2° de 2000”

OSHA: SAFETY PAYS: <http://www.osha-slc.gov/dts/osta/oshasoft/safetwb.html>.

Centro de Formación y Desarrollo de Cuadros, Dirección de Seguridad en el trabajo: Curso básico seguridad y salud en el trabajo. Fraternidad- Muprespa, España. La Habana, Cuba. Octubre 2001.

Instituto Nacional de Seguridad, INS (2000): Norma sobre sistema de gestión preventiva de riesgos laborales. San José de Costa Rica INTE 31-06-03-98-EX.

Broms G. (1992): “Medio Ambiente laboral y producción industrial”. Introducción. En medio Ambiente Laboral y producción industrial. Primer seminario Latinoamericano. Pg. 12-15

Harari R (1992) Desarrollo Industrial y Seguridad e Higiene del Trabajo en el Ecuador. Algunos elementos. En medio ambiente Laboral y producción industrial. Primer seminario Latinoamericano.

Valladares H (1992) El medio Ambiente Laboral-Efecto Económico. En medio ambiente laboral y producción industrial. Primer Seminario Latinoamericano págs. 26- 29

Rodríguez A (1993): Salud y Trabajo. Acerca de la salud de los trabajadores. Confederación sindical de comisiones obreras, Departamento de salud laboral. Paralelo Edición S.A. Madrid PG 13-42