



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE  
MÉXICO**

---

---

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
ZARAGOZA**

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE  
INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN  
DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO  
SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE  
ALMACENAMIENTO Y REPARTO”**

**T E S I S.**  
**PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTA:**  
**CRUZ JIMÉNEZ RITA.**

**ASESOR: M.I. JOSÉ ANTONIO ORTIZ  
RAMÍREZ**

**México D.F. 2015**





Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES

\*ZARAGOZA\*

CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

OFICIO: FESZ/JCIQ/ 361/15

ASUNTO: Asignación de Jurado

Alumno (a): Cruz Jiménez Rita

PRESENTE

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

<b>PRESIDENTE</b>	<b>I.Q. DOMINGA ORTIZ BAUTISTA</b>
<b>VOCAL</b>	<b>M. en I. JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ*</b>
<b>SECRETARIO</b>	<b>M. en I. PABLO EDUARDO VALERO TEJEDA</b>
<b>SUPLENTE</b>	<b>I.Q. DELFINO GALICIA RAMÍREZ</b>
<b>SUPLENTE</b>	<b>I.Q. CONSUELO MATÍAS GARDUÑO</b>

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

ATENTAMENTE

“POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU”

México D.F. a 26 de agosto de 2015

JEFA DE CARRERA

  
I.Q. DOMINGA ORTIZ BAUTISTA



**DEDICATORIAS**

***A mis padres María Magdalena Jiménez Olivares y Enrique Cruz Hernández por su amor, comprensión, esfuerzo y apoyo incondicional a lo largo de toda mi vida, siendo ellos el motivo para salir adelante.***

***A mis hermanos Verónica Cruz, José Enrique Cruz y mi sobrino José Luis por ser el complemento de mi enojo, sabiduría y felicidad, por enseñarme y aconsejarme en todo momento.***

**LOS AMO**

## **AGRADECIMIENTOS**

***A mi máxima casa de estudios la Universidad Nacional Autónoma de México a la que me da un placer a ver formado parte de ella.***

***A la Fes Zaragoza y profesores por brindarme la mejor experiencia de mi vida y prepararme para afrontar los problemas de la vida diaria.***

***Especial agradecimiento a mi asesor M.I. José Antonio Ortiz Ramírez por brindarme apoyo en la realización de este trabajo. Al igual al Inge. Carlos Díaz por ayudarme en todo momento; Lic Gabriela, Inge Sergio, Jonh Sam, Doc. Alejandra por darme la oportunidad de formar parte de la familia procesera.***

***A mis amigos de la universidad que aprecio y quiero mucho: Alejandra, Miriam, Nayeli, Xareni, Alheli, Karina, Yazmin (flakura), Mayumi, a la sabrosa Irma, Chela, Yaret, Candy, a otra sabrosa Victoria, Susana, Gerardo, Peter, Octavio, Xavier (Xapo), Hiram (Bodoque), Leonardo, Checo, y a los que conocí en el camino: Ruth, Natalia, Cipriano, Eric, Alejandro Hernández, Maximiliano, Pablo, Uriel, Allan y Luis.***

***Al ingeniero Gustavo Alejandro Moreira por su apoyo, comprensión y amistad incondicional.***

***A mis sinodales: I.Q Dominga Ortiz Bautista, M.en.I Pablo Eduardo Valero Tejeda, I.Q Delfino Galicia Ramírez y I.Q Consuelo Matías Garduño.***

## ÍNDICE

<b>RESUMEN.....</b>	<b>8</b>
<b>INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>9</b>
<b>OBJETIVO GENERAL .....</b>	<b>10</b>
<b>OBJETIVOS PARTICULARES .....</b>	<b>10</b>
<b>1 GENERALIDADES.....</b>	<b>12</b>
1.1 GAS LP.....	12
1.1.1 <i>Propiedades físicas y químicas</i> .....	12
1.1.2 <i>Características</i> .....	13
1.1.3 <i>Peligros de explosión e incendio</i> .....	13
1.2 RECIBO Y ALMACENAMIENTO DE GAS LP .....	15
1.3 NORMATIVIDAD.....	16
<b>2 SISTEMA CONTRAINCENDIO .....</b>	<b>19</b>
2.1 GENERALIDADES.....	19
2.2 ABASTECIMIENTO Y ALMACENAMIENTO DE AGUA.....	19
2.3 COMPONENTES DEL SISTEMA CONTRAINCENDIO .....	20
2.3.1 <i>Sistema de bombeo</i> .....	20
2.3.2 <i>Hidrantes- monitor</i> .....	23
2.3.3 <i>Válvula de diluvio</i> .....	24
2.3.4 <i>Instrumentación y dispositivos de protección del sistema de bombeo</i> .....	24
2.4 SISTEMA DE ASPERSIÓN .....	25
2.5 RED CONTRAINCENDIO EN ÁREAS DE GAS LP .....	27
2.5.1 <i>Patín de medición</i> .....	27
2.5.2 <i>Tanques esféricos</i> .....	28
2.5.3 <i>Casa de bombas</i> .....	31
2.5.4 <i>Llenaderas</i> .....	32
2.6 ANÁLISIS HIDRÁULICO .....	33
2.6.1 <i>Propiedades del agua</i> .....	34
2.6.2 <i>Teorema de Bernoulli</i> .....	35
2.7 NORMATIVIDAD .....	39
<b>3 INGENIERÍA BÁSICA .....</b>	<b>41</b>
<b>INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>41</b>
3.1 BASES DE DISEÑO .....	43
3.1.1 <i>Generalidades</i> .....	44
3.1.2 <i>Capacidad</i> .....	45
3.1.3 <i>Especificación de la alimentación en el límite de batería</i> .....	45
3.1.4 <i>Condición de la alimentación en el límite de batería</i> .....	46
3.1.5 <i>Servicios auxiliares</i> .....	46
3.1.6 <i>Condiciones climatológicas</i> .....	46
3.1.7 <i>Localización de la Terminal</i> .....	47
3.1.8 <i>Bases de diseño de proceso</i> .....	47
3.1.9 <i>Bases de diseño de seguridad</i> .....	47
3.1.10 <i>Bases de diseño instrumentación y control</i> .....	50
3.1.11 <i>Normas, códigos y especificaciones</i> .....	52
3.2 CRITERIOS DE DISEÑO GENERALES.....	54
3.2.1 <i>Proceso</i> .....	55
3.2.2 <i>Contra incendio</i> .....	55

---

3.3	LISTA DE EQUIPO .....	57
3.3.1	<i>Proceso</i> .....	57
3.3.2	<i>Red contraincendio</i> .....	57
3.4	BALANCE DE MATERIA .....	58
3.4.1	<i>Proceso</i> .....	59
3.4.2	<i>Red contraincendio</i> .....	60
3.5	DIAGRAMAS DE FLUJOS DE PROCESO.....	65
3.6	DESCRIPCIÓN DE PROCESO.....	66
3.6.1	<i>Gas LP</i> .....	66
3.6.2	<i>Red Contraincendio</i> .....	67
3.7	DIAGRAMAS DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN .....	70
3.8	FILOSOFÍA DE OPERACIÓN Y CONTROL.....	74
3.8.1	<i>Gas LP</i> .....	74
3.8.2	<i>Red contraincendio</i> .....	89
3.9	HOJA DE DATOS DE VÁLVULAS DE DILUVIO Y BOQUILLAS DE ASPERSIÓN .....	99
3.9.1	<i>Área de recibo y medición</i> .....	99
3.9.2	<i>Tanque esférico TE-301</i> .....	101
3.9.3	<i>Tanque esférico TE-1104</i> .....	103
3.9.4	<i>Área de bombas</i> .....	105
3.9.5	<i>Área de llenaderas</i> .....	107
3.10	LISTA DE LÍNEAS .....	109
3.10.1	<i>Proceso</i> .....	110
3.10.2	<i>Red Contraincendio</i> .....	114
3.11	PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL (PLG).....	119
	<b>ANÁLISIS DE RESULTADOS.....</b>	<b>120</b>
	<b>CONCLUSIONES.....</b>	<b>130</b>
	<b>ANEXO A SIMULACIONES .....</b>	<b>131</b>
	<b>ANEXO B MEMORIAS DE CÁLCULO DEL SISTEMA CONTRAINCENDIO.....</b>	<b>167</b>
	<b>ANEXO C DIAGRAMA DE SIMBOLOGÍA .....</b>	<b>182</b>
	<b>ABREVIATURAS .....</b>	<b>183</b>
	<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>184</b>

## ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1 Recibo de Gas LP (Patín de medición).....	15
Ilustración 2 Tanques esféricos de almacenamiento de Gas LP. ....	15
Ilustración 3 Cilindros de Gas LP. ....	16
Ilustración 4 Autotanques de gas Lp (Llenaderas). ....	16
Ilustración 5 Curva característica de una bomba para servicio contraincendio. ....	21
Ilustración 6 Bomba centrífuga horizontal y sus partes.....	22
Ilustración 7 Bomba de turbina vertical.....	22
Ilustración 8 Bomba “Jockey”.....	23
Ilustración 9 Válvula de diluvio. ....	24
Ilustración 10 Arreglo típico de aspersor. ....	27
Ilustración 11 Sistema de aspersion para protección a patines de medición.....	28
Ilustración 12 Arreglo de inyección de agua en el fondo de un tanque esférico.....	29
Ilustración 13 Curva de presión de vapor vs temperatura de butano-propano. ....	29
Ilustración 14 enfriamiento con anillos de aspersion en tanques esféricos de almacenamiento....	31
Ilustración 15 . Sistema de aspersion para protección de bombas. ....	32
Ilustración 16 Sistema de aspersion para protección de llenaderas de auto tanques ....	33
Ilustración 17 Rugosidad de un tubería ....	36
Ilustración 18 Representación de una tubería ....	37
Ilustración 19 Curva de operación teórica de la bomba BCC CI-01.....	62
Ilustración 20 Curva de operación teórica de la bomba BCC CI-02.....	62
Ilustración 21 Curva de operación teórica de la bomba BCC CI-03.....	62
Ilustración 22 Curva de operación teórica de la bomba BCC CI-04 (Jockey).....	63
Ilustración 23 Condiciones normales de operación del sistema de bombeo de agua Ci.....	64
Ilustración 24 Especificación de tubería.....	72
Ilustración 25 Geometría del aspersor.....	170
Ilustración 26 Arreglo de anillos de enfriamiento para el tanque TE-1104.....	174
Ilustración 27 Arreglo de anillos de enfriamiento para el tanque TE-301.....	175
Ilustración 28 Dimensiones en cada anillo.....	176
Ilustración 29 Calculo del diámetro de tubería.....	177
Ilustración 30 Representación geométrica del autotanque.....	178
Ilustración 31 Longitud hacia autotanque.....	180

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Propiedades físicas y químicas del gas LP.....	12
Tabla 2 composición del gas LP.....	13
Tabla 3 Características del gas LP.....	13
Tabla 4 Normas para Gas LP.....	16
Tabla 5 Normas para sistema Contraincendio.....	39
Tabla 6 Capacidad de operación actual en el área de recibo de Gas LP.....	45
Tabla 7 Composición del Gas LP.....	45
Tabla 8 Condiciones de la alimentación.....	46
Tabla 9 Condiciones climatológicas de la terminal de Almacenamiento y Reparto Tierra Blanca, Veracruz.....	46
Tabla 10 Localización Terminal de Almacenamiento y Reparto Tierra Blanca, Veracruz.....	47
Tabla 11 Tipos d Señales Eléctricas.....	51
Tabla 12 Condiciones de entrada.....	55
Tabla 13 Composición del gas LP. ....	55

Tabla 14 Capacidades de diseño y actuales de las bombas principales y de relevo .....	61
Tabla 15 Condiciones de operación en área de recibo .....	66
Tabla 16 Bombas contra incendio.....	67
Tabla 17 Válvula de bloqueo en recibo de gas LP .....	74
Tabla 18 Límites seguros de operación en válvulas reguladoras de presión .....	75
Tabla 19 Condiciones de operación en área de recibo .....	76
Tabla 20 Calibración de válvula controladora de flujo a esferas .....	76
Tabla 21 Señales y comandos en el SDMC para las válvulas VAOD .....	77
Tabla 22 Instrumentación en tanques de almacenamiento de Gas LP .....	78
Tabla 23 Límites de operación en esferas.....	83
Tabla 24 Límites de presión en tanques esféricos .....	83
Tabla 25 Instrumentación en bombas de gas LP.....	83
Tabla 26 Presiones de descarga en bombas de gas LP .....	84
Tabla 27 Instrumentación en llenaderas de gas LP.....	85
Tabla 28 Criterios y tipos de detección de mezclas explosivas.....	96
Tabla 29 Presión mínima requerida para la inyección de agua CI en el fondo de los tanques esféricos TE-301/1104.....	120
Tabla 30 Flujo máximo en la toma de inyección de agua CI a fondo de los tanques TE-1104/301	120
Tabla 31 Gasto de agua en tuberías cedula 40. ....	121
Tabla 32 Resultados del número de boquillas y flujo por anillo del tanque TE-1104.....	122
Tabla 33 Resultados del número de boquillas y flujo por anillo del tanque TE-301.....	122
Tabla 34 Resultados de la velocidad en el anillo y diámetro del TE-1104 .....	123
Tabla 35 Resultados de la velocidad en el anillo y diámetro del TE-301 .....	123
Tabla 36 Resultados de los diámetros de alimentación al sistema de aspersion a los tanques TE-301 y TE-1104.....	124
Tabla 37 Resumen de resultados bombas de gas LP.....	124
Tabla 38 Diámetros de las tuberías de casa de bombas .....	125
Tabla 39 Gasto de agua de llenaderas .....	125
Tabla 40 Sistema de aspersion a llenaderas .....	125
Tabla 41 Resumen de agua contra incendio en áreas de proceso.....	126
Tabla 42 Gasto de agua contra incendio en tanque TE-1104 .....	127
Tabla 43 Tiempo estimado para incendio en tanque TE-1104 .....	127
Tabla 44 Requerimiento de agua contra incendio en caso incendio TE-1104.....	128
Tabla 45 Presión en la alimentación a los sistemas de aspersion en las áreas de gas LP .....	129
Tabla 46 Alturas de los tanques esféricos TE-301/1104 al 80% de su capacidad .....	169
Tabla 47 Dimensiones de los tanques esféricos TE-301/1104.....	172
Tabla 48 Flujo de agua de enfriamiento requerido para los tanques esféricos TE-301/1104.....	173
Tabla 49 Numero de anillos a partir de la altura efectiva tanques esféricos TE-301/1104.....	174

## RESUMEN

El presente trabajo tiene como objetivo general presentar la ingeniería básica para la adecuación de instalaciones para el manejo seguro de gas LP en una terminal de almacenamiento y reparto con el fin de describir el funcionamiento del proceso y la secuencia lógica del sistema de seguridad para la construcción de redes contraincendio.

Para el diseño de redes contraincendio enfoca propuestas de criterios y recomendaciones para la evaluación hidráulica de redes de sistemas de contraincendio, con la finalidad de optimizar la operación del sistema de contraincendio. La solución de estos problemas debe comenzar con un diagnóstico el cual debe consistir en la recopilación y análisis de la información documental, revisión conforme a la normatividad correspondiente, análisis de los componentes del sistema de contraincendio. Los criterios se fundamentan en las normas del National Fire Protection Association (NFPA) y del Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios (NRF); las cuales proporcionan los lineamientos de operación de los sistemas de contraincendio reduciendo en gran medida el riesgo de esta coyuntura.

Se describió en forma general el proceso de recepción, almacenamiento y despacho del gas LP, con la finalidad de utilizar las condiciones de operación y composición para la simulación del proceso; así como también se describió el funcionamiento del sistema de redes contraincendio con la misma finalidad.

El paquete de ingeniería básica contiene las bases de diseño, descripción del proceso, balance de materia, DFP's, DTI's especificaciones de tuberías, especificación de válvulas y filosofía básica de operación.

Finalmente se obtiene un diseño del sistema de aspersión que cumple con la norma NRF-015-PEMEX-2012, y para cumplir la demanda del sistema contraincendio se deberá aumentar los tanques de agua contraincendio, para abastecer el incendio ininterrumpidamente por 6 horas cumpliendo así con los requerimientos mínimos de la norma NRF-016-PEMEX-2010.

## INTRODUCCIÓN

Dentro del desarrollo de un proyecto (llámese idea, producto, programa, construcción, etc.) existen aspectos básicos e imprescindibles que deben ser considerados a fin de ofrecer el mejor resultado tomando en consideración los requerimientos que el interesado puede tener plasmados en su mente ya sea a manera de idea o de forma específica y que pueda brindar la mayor información posible respecto a lo que él espera encontrar como producto final.

La Ingeniería Básica juega un papel fundamental en el desarrollo de los proyectos que llegan a nosotros en principio como una lluvia de ideas de lo que pretendemos transmitir y ofrecer, a esto se le conoce como Ingeniería Conceptual, pero que pronto llegarán a convertirse en un producto tangible. Esta ingeniería es una profundización del análisis realizado en la ingeniería conceptual previa cuyo resultado son los datos de entrada para esta etapa del diseño.

En la Ingeniería Básica quedarán plasmados de forma preliminar todos los requerimientos del usuario en la Terminal de Reparto Y Almacenamiento, las especificaciones básicas, y principalmente un panorama del costo final.

La seguridad en este tipo de plantas es muy importante, para prevenir daños al personal, a las instalaciones, al medio ambiente, así como evitar paros de planta no programados. Hay varias formas de garantizar la seguridad, una de ellas, son los sistemas de contraincendio nombre genérico es el que reciben todos los equipos, redes de tuberías, dispositivos mecánicos y electrónicos usados para la detección y/o control y/o extinción de incendios.

Los sistemas de contraincendio instalados en este tipo de plantas tienen la finalidad de proporcionar la seguridad del personal e instalaciones, ya que previene afectaciones a la integridad y la respuesta inmediata en caso de algún incendio.

La Terminal de Almacenamiento y Reparto cuenta con cinco áreas de atención; administración, comercial, operación, mantenimiento y seguridad-ecología. La Terminal es construida para apoyar y comercializar los productos que elabora una Refinería, aprovechando la localización geográfica y estratégica se proveen productos refinados del petróleo, siendo: pesados, ligeros y gases.

Con el fin de contar con instalaciones más seguras se realizara la ingeniería básica para el manejo seguro de Gas LP en la Terminal de Almacenamiento y Reparto Tierra Blanca.

## **OBJETIVO GENERAL**

El presente trabajo tiene como objetivo integrar un documento que contenga información básica del funcionamiento del proceso y la secuencia lógica así mismo del sistema seguridad para la construcción de redes contraincendio en las áreas de: recibo, tanques esféricos, casa de bombas y llenaderas de Gas LP en la Terminal de Almacenamiento y Reparto Tierra Blanca.

## **OBJETIVOS PARTICULARES**

- Elaborar los documentos que conforman el paquete de ingeniería básica.
- Describir los documentos principales de la Ingeniería Básica.
- Describir el principio de funcionamiento del proceso y red contraincendio.
- Describir el funcionamiento del sistema de redes contraincendio.
- Diseñar la red contraincendio para las áreas de manejo de Gas LP.

# Capítulo 1

# Generalidades

## 1 GENERALIDADES

### 1.1 GAS LP

El gas licuado es una mezcla de hidrocarburos compuesta principalmente de propano y butano; por lo que se obtiene de del proceso de refinación de petróleo. L.P. significa Licuado de Petróleo. Se produce en estado gaseoso, pero se transforma a estado líquido a través de compresión y enfriamiento (por lo cual se le dice licuado), con la finalidad de manejarlo en mayor cantidad. En este estado se transporta de las refinerías a las plantas de almacenamiento por semirremolque o ducto y de estas a los usuarios finales, ya sea por auto-tanques (pipa) a recipientes no transportables (tanque estacionario) o por recipientes transportables (cilindros).

#### 1.1.1 Propiedades físicas y químicas

Tabla 1 Propiedades físicas y químicas del gas LP

PROPIEDADES FÍSICA Y QUÍMICAS GAS LP	
Nombre	Gas licuado comercial, odorizado.
Nombre químico	Mezcla Propano-Butano.
Familia química	Hidrocarburos del Petróleo.
Formula	$C_3H_8 + C_4H_{10}$
Sinónimos	Gas LP, LPG, gas licuado del petróleo.
Peso molecular	49.7 g/mol
Temperatura de ebullición @ 1 atm	- 32.5 °C
Temperatura de fusión	- 167.9 °C
Densidad de los vapores (aire=1) @ 15.5 °C	2.01 (dos veces más pesado que el aire)
Densidad del líquido (agua = 1) @ 15.5 °C	0.540 kg/cm <sup>3</sup> .
Presión vapor @ 21.1 °C	4500 mmHg.
Relación de expansión (líquido a gas @ 1 atm)	1 a 242 (un litro de gas líquido, se convierte en 242 litros de gas fase vapor, formando con el aire una mezcla explosiva de aproximadamente 11,000 litros).
Solubilidad en agua @ 20 °C	Aproximadamente 0.0079 % en peso (insignificante; menos del 0.1 %).
Apariencia y color	Gas insípido e incoloro a temperatura y presión ambiente. Tiene un odorizante que le proporciona un olor característico, fuerte y desagradable.

Tabla 2 Composición del gas LP

COMPOSICIÓN DEL GAS LP									
NOMBRE DE LOS COMPONENTES	%	No. CAS	No. UN	. LMPE: PPT, CT	IPVS	Grado de riesgo			
						S	I	R	Especial
Propano	60	74-98-6	1075	Asfixiante Simple	2100 ppm	1	4	0	
Butano	40	106-97-8	1011	PPT: 800 ppm		1	4	0	
Etil-mercaptano (odorizante)	0.0017 – 0.0028	75-08-1	2363	PPT: 0.95 ppm CT: 2 ppm	500 ppm	2	4	0	

### 1.1.2 Características

Se produce en estado vapor, pero se licua con cierta facilidad, mediante compresión y enfriamiento.

- INCOLORO: Transparente como el agua en su estado líquido.
- INOLORO: No tiene olor, por lo que para poder detectar fugas se le agrega una sustancia llamada etyl mercaptano, (olor a huevo podrido).
- INFLAMABLE: Si se llega a escapar y vaporizar, puede llegar a encender con la menor chispa o llama.
- LIMPIO: Al quemarse de forma debida en combinación con el aire no es toxico, no forma hollín, no deja mal sabor a los alimentos preparados con él.

Excesivamente frio, por pasar rápidamente del estado líquido a vapor, por lo cual, al contacto con la piel produciría siempre quemaduras de la misma manera que lo hace el fuego.

Es más pesado que el aire, por lo que al escaparse el gas, tendera a ocupar las partes más bajas, que haya en el área.

### 1.1.3 Peligros de explosión e incendio

Tabla 3 Características del gas LP

Punto de flash	- 98.0 °C
Temperatura de ebullición	- 32.5 °C
Temperatura de autoignición	435.0 °C
Límites de explosividad	Inferior 1.8 % Superior 9.3 %

**Medios de Extinción:** Polvo químico seco (púrpura K = bicarbonato de potasio, bicarbonato de sodio, fosfato monoamónico) bióxido de carbono, agua esparcida para enfriamiento. Apague el fuego, solamente después de haber bloqueado la fuente de fuga.

### **Instrucciones Especiales para el Combate de Incendios.**

a) *Fuga a la atmósfera de gas licuado, sin incendio:*

Esta es una condición realmente grave, ya que el gas licuado al ponerse en contacto con la atmósfera se vaporiza de inmediato, se mezcla rápidamente con el aire ambiente y produce nubes de vapores con gran potencial para explotar violentamente al encontrar una fuente de ignición.

Algunas recomendaciones para prevenir y responder a este supuesto escenario, son:

- Asegurar anticipadamente que la integridad mecánica y eléctrica de las instalaciones estén en óptimas condiciones (diseño, construcción y mantenimiento).
- Si aun así llega a fallar algo, deben instalarse con precaución:
  - Detectores de mezclas explosivas, calor y humo con alarmas sonoras y visuales.
  - Válvulas de operación remota para aislar grandes inventarios, entradas, salidas, en prevención a la rotura de mangueras, etc., para actuarlas localmente o desde un refugio confiable (cuarto de control de instrumentos).
  - Redes de agua contra incendio permanentemente presionadas, con los sistemas de aspersión, hidrantes y monitores disponibles, con revisiones y pruebas frecuentes.
  - Extintores portátiles.
  - Personal de operación, mantenimiento, seguridad y contra incendio altamente entrenado y equipado para atacar incendios o emergencias.
  - Simulacros operacionales (falla eléctrica, falla de aire de instrumentos, falla de agua de enfriamiento, rotura de manguera, rotura de ducto de transporte, etc.) y contra incendio.
  - No intente apagar el incendio sin antes bloquear la fuente de fuga, ya que si se apaga y sigue escapando gas, se forma una nube de vapores con gran potencial explosivo. Pero deberá enfriar con agua rociada los equipos o instalaciones afectadas por el calor del incendio.

b) *Formación de una nube de vapores no confinada, con incendio:*

- Evacúe al personal del área y ponga en acción el Plan de Emergencia. En caso de no tener un plan de emergencia a la mano, retírese de inmediato lo más posible del área contrario a la dirección del viento.
- Proceda a bloquear las válvulas que alimentan gas a la fuga y ejecute las instrucciones operacionales o desfogues al quemador, mientras enfría con agua, tuberías y recipientes expuestos al calor (el fuego, incidiendo sobre tuberías y equipos, provoca presiones excesivas). No intente apagar el incendio sin antes

bloquear la fuente de fuga, ya que si se apaga y sigue escapando gas, se forma una nube de vapores con gran potencial explosivo, lastimando al personal involucrado en las maniobras de ataque a la emergencia.

## 1.2 RECIBO Y ALMACENAMIENTO DE GAS LP

La mezcla Propano-Butano se puede licuar a bajas presiones, así es posible almacenarlo en estado líquido en tanques esféricos, para posteriormente transportarlo en autotanques y camiones repartidores de cilindros y así surtirlo en tanques estacionarios. También puede distribuirse por gasoductos únicamente por redes direccionadas a patines de llegada como centro de distribución.



*Ilustración 1 Recibo de Gas LP (Patin de medición).  
Imagen tomada en levantamiento de campo.*



*Ilustración 2 Tanques esféricos de almacenamiento de Gas LP.  
Imagen tomada en levantamiento de campo.*



*Ilustración 3 Cilindros de Gas LP.  
Imagen tomada de CEPSA (2001). Manual de instalaciones de GLP.*



*Ilustración 4 Autotanques de gas LP (Llenaderas).  
Imagen tomada en levantamiento de campo.*

### 1.3 NORMATIVIDAD.

*Tabla 4 Normas para Gas LP*

NORMA	DESCRIPCIÓN
NOM-001-SESH-2014	Plantas de distribución de Gas L.P. Diseño, construcción y condiciones seguras en su operación.
NOM-007-SESH-2010	Vehículos para el Transporte y Distribución de Gas L.P. Condiciones de Seguridad, Operación y Mantenimiento.
NOM-008-SESH/SCFI-2010	Recipientes Transportables para Contener Gas L.P. Especificaciones de Fabricación, Materiales y Métodos de Prueba.
NOM-009-SESH-2011	Recipientes para Contener Gas L.P., Tipo no Transportable. Especificaciones y Métodos de Prueba.
NOM-011/1-SEDG-1999	Condiciones de Seguridad de los Recipientes Portátiles para Contener Gas L.P. en Uso.
NOM-012/1-SEDG-2003	Recipientes a presión para contener Gas L.P., tipo no portátil. Requisitos generales para el

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

NORMA	DESCRIPCIÓN
	diseño y fabricación.
NOM-015-SECRE-2013	Diseño, construcción, seguridad, operación y mantenimiento de sistemas de almacenamiento de gas licuado de petróleo mediante planta de depósito o planta de suministro que se encuentran directamente vinculados a los sistemas de transporte o distribución por ducto de gas licuado de petróleo, o que forman parte integral de las terminales terrestres o marítimas de importación de dicho producto.
NOM-057-SCT2/2003	Requerimientos generales para el diseño y construcción de autotanques destinados al transporte de gases comprimidos, especificación SCT 331.
NOM-004-SCT/2008	Sistemas de identificación de unidades destinadas al transporte de sustancias, materiales y residuos peligrosos.
NOM-005-SCT/2008	Información de emergencia para el transporte de sustancias, materiales y residuos peligrosos.
NOM-006-SCT2/2011	Aspectos básicos para la revisión ocular diaria de la unidad destinada al autotransporte de materiales y residuos peligrosos.
NOM-035-SCT-2-2010	Remolques y semirremolques-Especificaciones de seguridad y métodos de prueba
NOM-099-SCFI-1994	Autotanque para el transporte de gas L.P. - Revisión periódica de sus condiciones.

# Capítulo 2

## Sistema

# Contraincendio

## **2 SISTEMA CONTRAINCENDIO**

### **2.1 GENERALIDADES**

Son sistemas que permiten, mediante una acción coordinada, reducir la magnitud de un incendio y sus efectos, a través de la inhibición química de la llama, enfriamiento, sofocación o retiro del material combustible hasta que se logre la extinción

Estos sistemas deben ser completamente operables, confiables, que se les pueda proporcionar un fácil mantenimiento, que no sean obstáculos al momento de realizar mantenimiento al equipo a proteger y que cuenten con un sistema de medición que permita mantener el control de su funcionalidad. Además debe operar de acuerdo a las tecnologías más recientes, ya que esto dará confiabilidad al usuario y garantizará una mayor seguridad.

El objetivo de un sistema de seguridad contraincendios es el reporte del inicio de un incendio, mediante la detección de cualquier situación de riesgo que se presente en un determinado ambiente.

### **2.2 ABASTECIMIENTO Y ALMACENAMIENTO DE AGUA.**

Las redes de agua y de espuma contraincendio deben contar con:

Una fuente de abastecimiento de agua que satisfaga las necesidades de mayor demanda. (Cisternas, presas, lagos, lagunas, ríos, entre otros). El agua que se utilice en la red de agua y de espuma contraincendio, debe provenir de cualquier fuente de abastecimiento que garantice el volumen de agua requerido, para dar atención al riesgo mayor, bajo cualquier circunstancia y estar libre de hidrocarburos.

Cuando se tenga un suministro alternativo a la red de agua contraincendio proveniente de la red municipal o de fuentes móviles, se debe instalar una válvula de retención o “check” en la tubería de interconexión a la red contraincendio de la instalación.

El almacenamiento de agua para servicio contraincendio está basado en el escenario de incendio del riesgo mayor. Se considera como incendio mayor aquel que involucra a una sección o bloque de una instalación que requiera el máximo consumo de agua.

Los tanques de almacenamiento deben ser verticales, atmosféricos, de techo fijo, con venteo y recubrimiento interno. La capacidad de almacenamiento de agua para servicio contraincendio, debe ser suficiente para combatir ininterrumpidamente el incendio del riesgo mayor de la instalación, de acuerdo a lo siguiente:

- Instalaciones tipo A, 4 horas mínimo sin considerar el reabastecimiento, siempre y cuando se tenga un sistema que reponga el volumen total de almacenamiento de

agua en un tiempo máximo de 8 horas. En caso de no cumplir lo anterior, la capacidad de almacenamiento se debe incrementar a 6 horas.

- Instalaciones tipo B, 6 horas mínimo sin considerar el reabastecimiento, siempre y cuando se tenga un sistema que reponga el volumen total de almacenamiento de agua en un tiempo máximo de 8 horas. En caso de no cumplir lo anterior, la capacidad de almacenamiento se debe incrementar 6 a 8 horas.

## **2.3 COMPONENTES DEL SISTEMA CONTRA INCENDIO**

### **2.3.1 Sistema de bombeo**

Las estaciones de bombeo son un conjunto de estructuras, equipos, tuberías y accesorios, que toma el agua directa o indirecta de la fuente de abastecimiento y la impulsan directamente a una red de distribución.

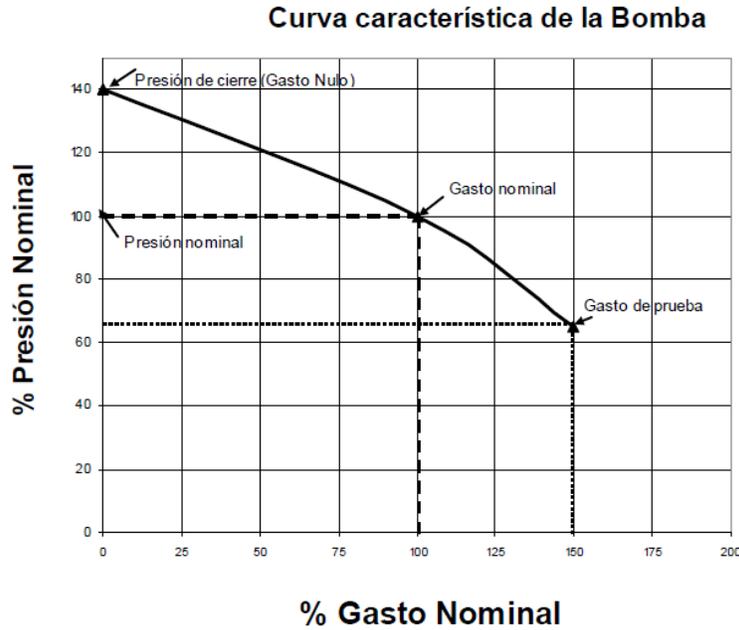
Los cobertizos de bombeo se deben diseñar y construir de materiales no combustibles, en áreas libres de afectaciones ocasionadas por: explosión, fuego, inundación, sismo, tormentas de viento, congelamiento y vandalismo entre otras.

Los equipos de bombeo para protección contra incendio, están compuestos básicamente por una bomba principal accionada por motor eléctrico, una bomba jockey y una bomba de reserva accionada por motor diésel con capacidad igual a la principal.

#### **2.3.1.1 Características**

La bomba de suministro de agua que abastece al tanque de almacenamiento, no se debe conectar directamente a la red de agua contra incendio y debe diseñarse para proporcionar el agua en la cantidad y presión requerida, para el combate del riesgo mayor de la instalación.

Las bombas centrifugas horizontales no se deben utilizar en donde exista una condición de succión negativa. Para la selección de las bombas, se debe cumplir con lo siguiente: a gasto nulo la presión no debe exceder de 140% de la presión de descarga nominal y para un gasto de prueba de 150% de capacidad nominal, la presión de descarga no debe ser menor de 65% de la presión de descarga nominal. El diseñador debe tomar en consideración las curvas características de los fabricantes de las bombas para servicio contra incendio, similares en su desarrollo a la curva de la ilustración 5.



*Ilustración 5 Curva característica de una bomba para servicio contra incendio.  
Fuente [Norma NRF-016-PEMEX-2010]*

Dependiendo de las condiciones de la succión, las bombas contra incendio pueden ser del tipo turbina vertical o centrífuga horizontal de caja bipartida. Estas bombas deben tener fácil acceso a sus partes de trabajo, fabricados con materiales resistentes a la corrosión.

### **2.3.1.2 Bombas principales y redundantes (relevo)**

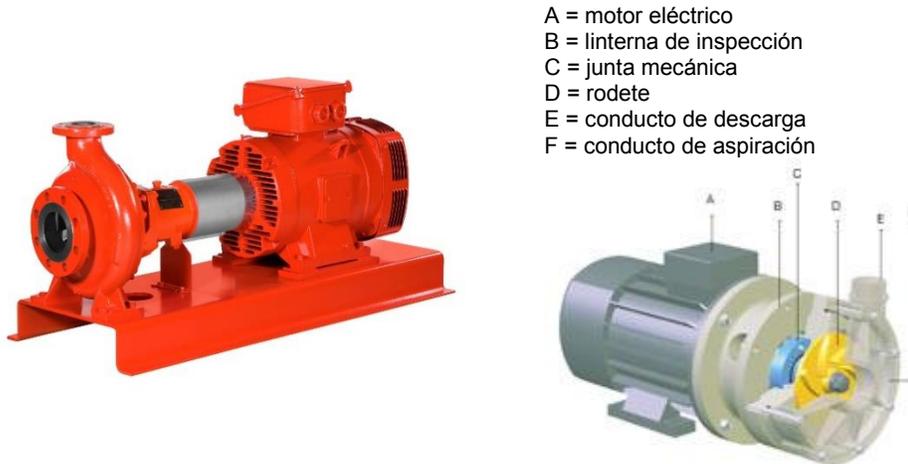
Las bombas para servicio de agua contra incendio principales, deben ser accionadas con motores eléctricos; cuyo suministro de energía eléctrica debe ser confiable y de un circuito independiente al utilizado en equipos de proceso. Cuando el suministro de energía eléctrica no sea confiable, los motores de combustión interna diésel también son aceptables. Así mismo estas bombas, deben proporcionar el gasto y presión de agua que demanda la protección de la instalación que represente el riesgo mayor estimado

Las bombas para servicio de agua contra incendio redundantes (relevo), deben ser accionadas con motor de combustión interna a diésel con el propósito de contar en todo momento con el suministro necesario de agua contra incendio.

#### **2.3.1.2.1 Bombas centrífugas horizontales**

Son equipos que tienen el eje de transmisión de la bomba en forma horizontal. Tienen la ventaja de poder ser instaladas en un lugar distinto de la fuente de abastecimiento, lo cual permite ubicarlas en lugares secos, protegidos de inundaciones, ventilados, de fácil acceso. Este tipo de bomba se debe emplear en cisternas y fuentes superficiales. Su bajo costo de operación y mantenimiento es una ventaja adicional. Se pueden clasificar, de

acuerdo a la posición del eje de la bomba con respecto al nivel del agua en la cisterna de bombeo, en bombas de succión positiva y bombas de succión negativa.



*Ilustración 6 Bomba centrífuga horizontal y sus partes.  
Fuente [GRUNDFOS Catalogo de bombas contra incendio, México (2009).]*

### **2.3.1.2.2 Bomba centrífuga verticales de tipo turbina**

La bomba vertical de tipo turbina es un equipo que debe utilizarse cuando la fuente de abastecimiento de agua contra incendio provenga de cisternas o pozos.

La construcción de estas bombas permite montar el número de etapas deseado, que puede llegar a 20 o más, añadiendo simplemente difusores e impulsores semejantes uno sobre otro, lo que dota de cierta elasticidad a las aplicaciones, con las consiguientes ventajas de estandarización, disponibilidad de repuestos, etc.; no obstante, estas bombas participan de las desventajas mencionadas para las bombas verticales sumergidas, de ser caras y exigir unos costes de mantenimiento elevados.



*Ilustración 7 Bomba de turbina vertical  
Fuente [GRUNDFOS Catalogo de bombas contra incendio, México (2009).]*

### **2.3.1.3 Bomba de mantenimiento de presión “Jockey”**

La bomba de mantenimiento de presión "jockey", debe ser accionada por motor eléctrico, de características de construcción semejantes a los motores de las bombas de agua contraincendio principales; con el gasto y presión nominal mínimos para reponer la pérdida por fugas no mayores a 3,85 lpm (1 gpm) y mantener una presión mínima en la red contraincendio de 689 Kpa (7 kg/cm<sup>2</sup>; 100 lb/pulg<sup>2</sup>), en el punto de descarga hidráulicamente más desfavorable.

En todos los casos, las bombas de mantenimiento de presión "jockey", deben tener una presión de descarga igual a la presión a gasto cero de las bombas contraincendio principales y redundantes (relevos); estar instrumentadas con un paro automático, que actúe cuando en la red contraincendio se registre una presión igual a la presión de gasto nulo (140% máximo de la presión nominal) más la presión estática de la bomba principal; así como un arranque automático que se accione cuando dicha red registre una presión al menos de 68,9 Kpa (0,7 kg/cm<sup>2</sup>; 10 lb/pulg<sup>2</sup>), debajo de la presión de paro de la bomba de mantenimiento de presión “jockey”.

La selección de su capacidad nominal debe ser de un gasto máximo de 0,946 m<sup>3</sup>/min (946 lpm; 250 gpm). No se deben considerar la bomba contraincendio principal o redundante, como bombas de mantenimiento de presión



*Ilustración 8 Bomba “Jockey”.*  
*Fuente [GRUNDFOS Catalogo de bombas contraincendio, México (2009).]*

### **2.3.2 Hidrantes- monitor.**

Los hidrantes son tomas de agua conectadas a la red de agua contraincendios y sus funciones principales son:

1. Suministro de agua a las mangueras o monitores a ellos conectados, para la extinción manual de incendios.
2. Abastecimiento de agua a vehículos auto-bomba de los Servicios Públicos de Extinción de Incendios

En las áreas de plantas de proceso y de almacenamiento, el diseño de la red de agua contraincendio debe considerar la instalación de hidrantes-monitores para conectar boquillas y mangueras contraincendio; así como tomas para camión contraincendio, las cuales deben localizarse en la periferia de las calles y ser de fácil acceso de los camiones contraincendio.

### 2.3.3 Válvula de diluvio

Es un sistema fijo de protección de incendios de inundación total de un área, con agua presurizada conducida por un sistema de tuberías, y descargada por boquillas abiertas o rociadores. El sistema de tuberías se mantiene sin agua hasta que la Válvula de Diluvio se abre mediante un sistema de actuación hidráulico, neumático, eléctrico o manual.



*Ilustración 9 Válvula de diluvio.*

FUENTE [VIKING. *Manual del usuario sistema de diluvio*, USA (2000)]

### 2.3.4 Instrumentación y dispositivos de protección del sistema de bombeo.

#### **Alarmas:**

La red de agua contraincendio debe diseñarse con alarmas visibles y audibles por baja presión, cuya señal se debe recibir en el cobertizo de bombas contraincendio, en el área del responsable de operar las bombas y los cuartos de control del proceso.

En la tubería de succión de las bombas contraincendio, se debe diseñar un dispositivo con alarma visible y audible, que actúen cuando la presión en la succión de las bombas cae por abajo del mínimo predeterminado.

#### **Manómetros:**

Las bombas principales y redundantes deben tener un manómetro conectado en la brida de descarga y de la succión de la carcasa de la bomba, con carátula no menor a 89 mm (3,5 pulg.) de diámetro, con fondo blanco y caracteres negros, con material de las partes mojadadas en acero inoxidable 316, con una válvula reguladora de 6,25 mm (¼ pulg). En la succión la carátula debe indicar la presión hasta no menos del doble de la presión de trabajo nominal de la bomba y no menos de 14,1 kg/cm<sup>2</sup> (200 lb/pulg<sup>2</sup>), de manera que la indicación de presión nominal, se encuentre dentro del 40 y 60% del rango de la escala del manómetro. Y en la descarga la carátula se debe leer la presión en pulgadas de agua o milímetros de mercurio, para el caso de vacío y en kg/cm<sup>2</sup> y lb/pulg<sup>2</sup> para el caso de

presión positiva. El manómetro debe tener un rango de presión dos veces mayor a la presión máxima de succión nominal de la bomba y no menos de 7 kg/cm<sup>2</sup> (100 lb/pulg<sup>2</sup>). En la carátula se debe leer la presión en kg/cm<sup>2</sup> y lb/pulg<sup>2</sup>; cumpliendo con lo indicado en la NRF-164-PEMEX-2006 o la vigente en su última revisión

#### **Válvula de alivio de circulación:**

La válvula se debe instalar en el lado de la descarga de la bomba, antes de la válvula de retención y proveer de flujo suficiente de agua, para prevenir que la bomba se sobrecaliente, cuando se opere sin descarga, estas válvulas deben descargar hacia un drenaje, calibrada abajo de la presión de cierre (flujo cero) con la presión mínima de succión esperada

El tamaño mínimo de la válvula de alivio de circulación operada automáticamente del punto anterior, debe ser de 19 mm (¾ pulg), para bombas de gasto hasta 9 462 lpm (2 500 gpm) y de 25,4 mm (1 pulg), para bombas de gasto de 11 355 lpm (3 000 gpm) hasta 18 925 lpm (5 000 gpm).

#### **Válvula de alivio de presión:**

Las bombas operadas con motor diésel y las bombas con motor eléctrico que tengan control de velocidad variable, deben tener cada una de ellas una válvula de alivio de presión.

La válvula de alivio de presión se debe localizar entre la bomba y la válvula de retención, en la descarga de la misma y debe estar conectada de manera que pueda ser removida rápidamente para reparaciones, sin afectar la tubería.

## **2.4 SISTEMA DE ASPERSIÓN**

El diseño de estos sistemas debe estar enfocado específicamente a la instalación o equipo a proteger, a efecto de seleccionar la configuración del sistema, la ubicación, orientación, tipo de las boquillas y densidades de aplicación. Su instalación debe considerarse para:

- La extinción de incendios. Mediante un diseño que logre la extinción y que el área protegida o equipo, sea enfriado suficientemente para prevenir su reignición una vez cerrado el sistema.
- Control de la combustión. Mediante un diseño que permita controlar la combustión hasta que se realicen las acciones necesarias para detener o aislar la fuente del combustible.
- Protección de la exposición (enfriamiento). Mediante un diseño que permita proteger el área o equipo durante todo el tiempo que dure su exposición al fuego.
- En la prevención de incendios. Mediante un diseño que permita la operación del sistema conforme al tiempo estimado para dispersar, disolver, diluir o enfriar los vapores inflamables.
- En la mitigación de nubes toxicas.

Los sistemas de aspersión no deben usarse directamente en materiales que reaccionen con el agua tales como el sodio metálico, alquiluros de aluminio o carburo de calcio; así como en gases licuados a temperaturas criogénicas.

Cada sistema de aspersión se debe diseñar con dos alimentaciones, conectadas opuestamente y de tomas diferentes de la red de agua contraincendio; activado con válvula de apertura y cierre rápido, una de control automático (remota y manual local, de actuación eléctrica, neumática o hidráulica) y la otra en forma manual.

Se debe considerar la instalación de filtros tipo "y", uno por cada tubería de alimentación a los sistemas de aspersores, que no permita el paso de partículas mayores de 3 mm (1/8 de pulg), por lo que se deben instalar antes de la válvula de control automático y en la alimentación manual después de la válvula de apertura y cierre rápido.

La alimentación a los sistemas de aspersión del agua contra incendio a través de una válvula de control automático, se debe activar por medio de un sistema de detección de mezclas explosivas o fuego, el cual debe cumplir con las NRF-184-PEMEX-2013, NRF-205-PEMEX-2014, y NRF-210-PEMEX-2013 o las vigentes en su última revisión.

Los cálculos hidráulicos para el diseño de la tubería deben determinar el diámetro necesario que permita que la presión y flujo estén disponibles en todas y cada una de las boquillas que integren el sistema conforme al requerimiento de protección del área o equipo. En ningún caso el diámetro de la tubería del cabezal de distribución de agua debe ser menor a 2 pulgadas de diámetro nominal aun cuando por cálculo resulte menor. Asimismo la alimentación a boquillas individuales los diámetros no deben ser menores a 1 pulg para acero al carbón galvanizado y sin galvanizar y de 3/4 de pulg para cobre y acero inoxidable.

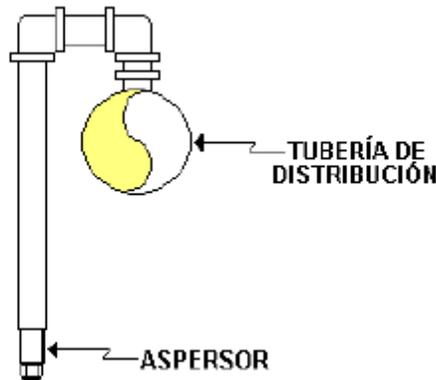
La velocidad máxima de flujo permitida dentro de las tuberías de los sistemas de aspersión para agua dulce, debe ser de 6,09 m/s (20 pie/s). En el caso de agua salada, dicha velocidad debe ser como máximo de 4,57 m/s (15 pie/s).

La tubería que alimenta a los sistemas de aspersión debe diseñarse para resistir una presión de trabajo mínima de 1 034 Kpa (10,5 kg/cm<sup>2</sup>, 150 psi).

La selección del tipo y tamaño de las boquillas de aspersión se debe realizar tomando en consideración: el área o equipo a proteger incluyendo su forma, tamaño, obstrucciones, soportes, escaleras tuberías entre otros, así como la fuente de combustible del riesgo involucrado, condiciones ambientales, efectos y dirección de los vientos dominantes, objetivo del combate (extinción, control, protección, prevención o mitigación), aspectos que deben considerarse en el diseño para garantizar que no queden superficies sin mojar. Los sistemas de aspersores se deben diseñar para operar a presiones de trabajo dentro de un rango de 5,62 a 8,79 kg/cm<sup>2</sup> (60 a 125 lb/pulg<sup>2</sup>).

El espaciamiento máximo entre boquillas instaladas vertical u horizontalmente no debe exceder de 3,6 m (12 ft), asimismo las boquillas se deben seleccionar para proporcionar una densidad de aplicación mínima de 20.4 lpm/m<sup>2</sup> (0,15 gpm/pie<sup>2</sup>) a una presión mínima de 4,08 kg/cm<sup>2</sup> (60 lb/pulg<sup>2</sup>) en la boquilla más lejana.

Los arreglos para la alimentación individual de cada aspersor, se debe efectuar mediante tubería localizados en la parte superior (lomo) de la tubería de distribución (como se indica en la Figura 18), para evitar obstrucciones en la descarga de las boquillas, por acumulación de sedimentos



*Ilustración 10 Arreglo típico de aspersor.  
Fuente [Norma NRF-016-PEMEX-2010]*

Las boquillas de aspersión deben ser de material de bronce o acero inoxidable, de cono lleno, no menores de 19 mm DN (¾ pulg NPS) con tamaño de orificio no menor a 6.37 mm (¼” pulg), listadas por UL o aprobadas por FM o equivalente.

## **2.5 RED CONTRA INCENDIO EN ÁREAS DE GAS LP**

### **2.5.1 Patín de medición**

Para los patines de medición de gas licuado del petróleo, el diseño debe considerar para la protección contra incendio un sistema de aspersión, en el cual las boquillas estén localizadas a 1m de la superficie de la tubería del patín de medición, no deben quedar accesorios o instrumentos donde pueda presentarse fugas por encima de la cobertura de las boquillas de aspersión.

Las tuberías del sistema de aspersión no deben obstruir el paso del personal por lo que deben estar a una altura mínimas de 2.3 m sobre el nivel de piso terminado y contar con juegos de bridas que permitan desmontarlos para trabajos de mantenimiento del patín. Ver ilustración siguiente.

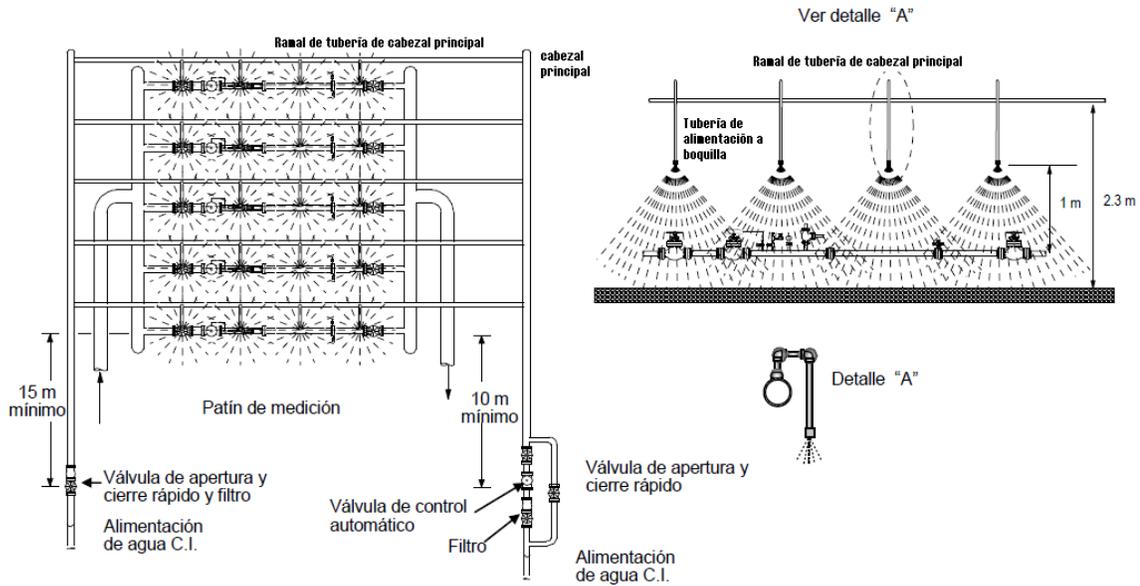


Ilustración 11 Sistema de aspersión para protección a patines de medición.  
Fuente [Norma NRF-016-PEMEX-2010]

La densidad mínima de agua aplicada debe ser de  $20,4 \text{ lpm/m}^2$  ( $0,5 \text{ gpm/ft}^2$ ) para servicio de gas licuado del petróleo y  $10,2 \text{ lpm/m}^2$  ( $0,25 \text{ gpm/ft}^2$ ) para líquidos inflamables o combustibles que trabajen por arriba de su temperatura de inflamación, a una presión de descarga mínima de  $4,08 \text{ kg/cm}^2$  ( $60 \text{ lb/pulg}^2$ ).

Tomado como referencia de la K-101 especificación de tubería T9B, se considerará un ángulo de apertura de las espreas usadas es de  $46^\circ$ .

## 2.5.2 Tanques esféricos

### 2.5.2.1 Inyección de agua contraincendio al fondo de las esferas

De acuerdo a la norma NRF-015-PEMEX-2012, los tanques esféricos que almacenan hidrocarburos que tienen densidad menor a la del agua y que no reacciona químicamente con ella, deben tener una toma para inyección de agua contraincendio en la tubería de llenado, para que en caso de fuga, está sea de agua, que representa un menor riesgo y permita tomar acciones para su control.

La toma de inyección de agua contraincendio debe estar ubicada fuera del dique y ser fácil acceso, debe tener una toma hembra de  $63 \text{ mm}$  ( $2 \frac{1}{2} \text{ in}$ ) de diámetro para servicio de contraincendio, con dos válvulas de bloqueo, una válvula de bola y una de compuerta separadas entre sí por un metro, para evitar retroceso de flujo con dos válvulas de no retroceso (check) el punto de interconexión con la tubería de llenado, debe estar entre la válvula de bloqueo y la válvula de aislamiento operada a distancia. De acuerdo a la norma NRF-015-PEMEX-2012 como se muestra en la siguiente ilustración:

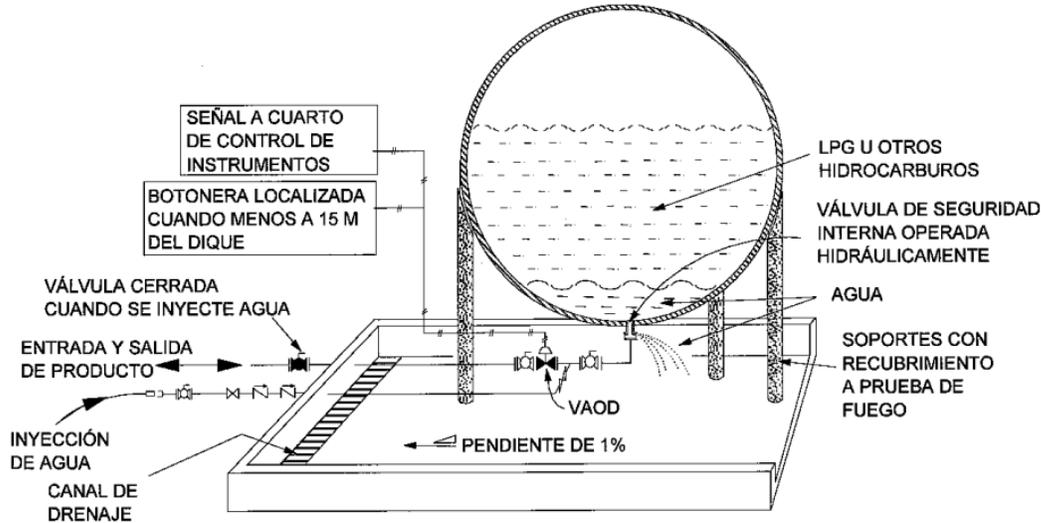


Ilustración 12 Arreglo de inyección de agua en el fondo de un tanque esférico.  
Fuente [Norma NRF-015-PEMEX-2012]

Cuando el gas LP está almacenado en envases cerrados existe una presión que es denominada “presión de vapor” debido a la vaporización natural, dicha presión aumenta al incrementar la temperatura del gas.

Se considera una composición del 60% de butano y 40% propano, una temperatura de 30°C y una presión ejercida por el gas dentro de la esfera de 9 bar (130.53 psig.) de acuerdo a la siguiente ilustración.

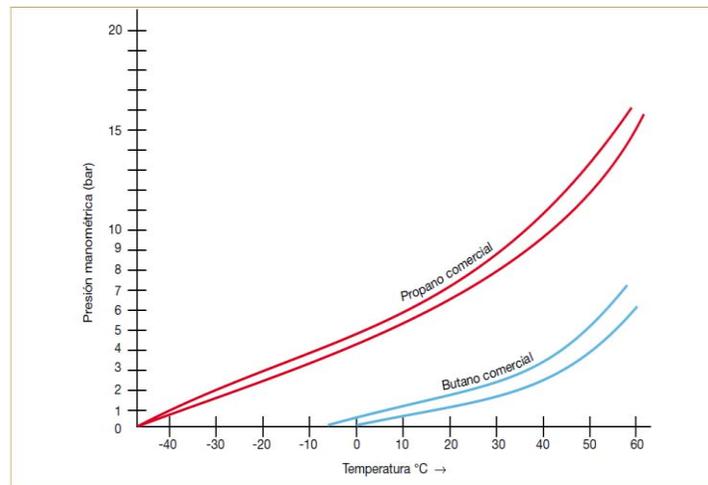


Ilustración 13 Curva de presión de vapor vs temperatura de butano-propano.  
Fuente [CEPSA, Manual de instalaciones de GLP. (2001).

El almacenamiento máximo del gas LP en los tanques esféricos TE-301/1104 de forma segura es al 80% de su capacidad. Por lo tanto la cantidad de agua CI inyectada al fondo de la esfera en el caso máximo, se presentaría cuando agua ocupara el espacio restante del tanque, que no es ocupado por la fase líquida del gas LP, siendo el 20% restante de la capacidad del tanque y la altura máxima que puede alcanzar el agua sería la mitad de la

diferencia entre la altura total y la altura de la fase líquida del gas LP dentro del tanque esférico.

### **2.5.2.2 Sistema de aspersión**

De acuerdo a la NRF-015-PEMEX-2012 normatividad, deben instalarse anillos de enfriamiento en todos los tanques de almacenamiento presurizados y cumplir con una densidad mínima de aplicación de 10.2 lpm/m<sup>2</sup>.

Para el enfriamiento de la envoltura de la esfera se deberán utilizar boquillas del tipo cono lleno con ángulo de cobertura máxima de 130 °, listadas por UL y/o aprobadas por FM o equivalente. La separación de los anillos con respecto a la pared del tanque debe estar entre 0.60 a 0.90 m y la separación máxima entre boquillas en un mismo anillo no debe exceder de 1.8 m (6ft).

El dimensionamiento de las boquillas deben ser de un diámetro entre 19 mm (3/4 in) y 24.5 mm (1 in) de diámetro, de tal forma que se cubra el requerimiento de densidad de aplicación de agua conforme al área a proteger.

El diseño de los anillos de aspersión debe establecer una separación entre sí, por una distancia no mayor a 3.66 m (12ft). En las superficies esféricas por debajo del eje de ecuador, los anillos de aspersión deben distanciarse de tal forma que los conos de aspersión se toquen de manera vertical como horizontal.

Se deberá contar con válvulas automáticas independientes en cada hemisferio, cada válvula automática podrá activarse automáticamente por la acción directa del sistema de detectores y así suministrar el flujo de agua a cada sección y/o hemisferio (casquete de cada esfera), para combatir el siniestro en caso de que se presente.

Cada sistema de boquillas de aspersión podrá entrar en operación de forma automática, manual desde el tablero de control y manual local por medio de una válvula de activación manual.

Cada una de las esferas de enfriamiento deberá contar con anillos de aspersión para cubrir toda el área en caso de siniestro y en las esferas adyacentes para enfriamiento de las partes expuestas a calentamiento por radiación.

La alimentación de agua de la red contraincendio, hacia los anillos de enfriamiento debe ser de puntos diametralmente opuestos y tomados de diferentes secciones del circuito de la red general, éstos se deben seleccionar tomando en consideración los ramales más cercanos.

El suministro de agua hacia los anillos de enfriamiento se considera de por accionamiento de control automático y manual, cada uno con el dimensionamiento necesario para conducir el volumen calculado para la protección de la superficie total de la esfera.

El suministro por control automático para los anillos de enfriamiento, debe ser a través de dos válvulas de control automático, una para el hemisferio superior y otra para el hemisferio inferior, de manera que permita independizar selectivamente el enfriamiento de los hemisferios.

El suministro manual, también debe ser por medio de dos válvulas de apertura y cierre rápido de tipo bola, una para el hemisferio superior y otra para el hemisferio inferior. Su ubicación debe ser en un lugar accesible y sin riesgo al personal que las opere en caso de emergencia.

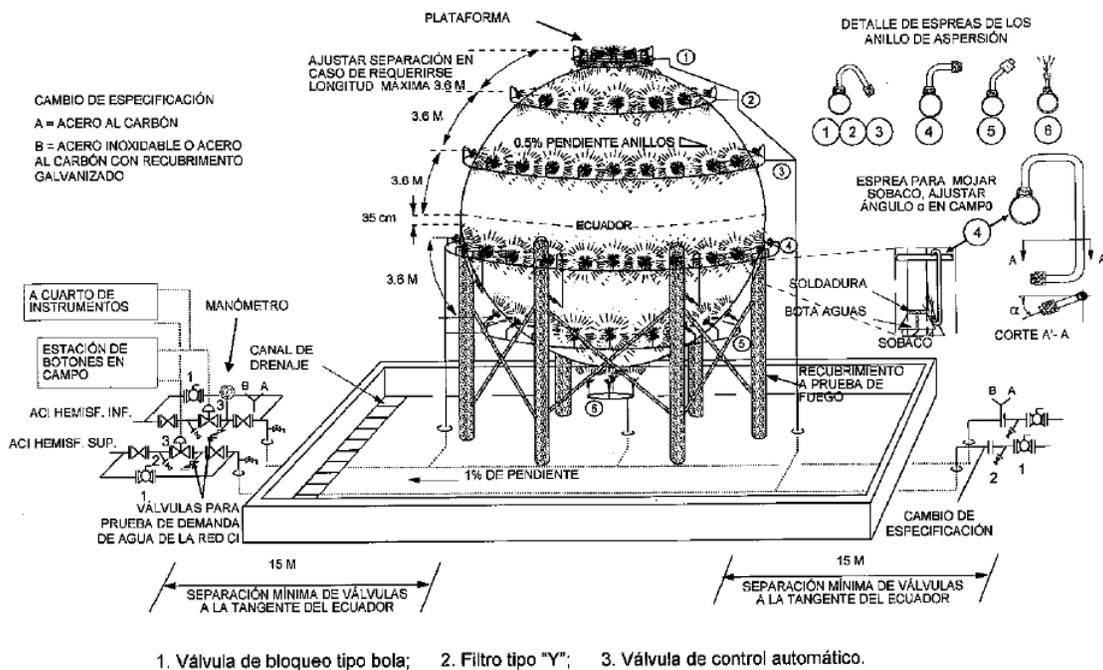


Ilustración 14 enfriamiento con anillos de aspersión en tanques esféricos de almacenamiento.  
Fuente [Norma NRF-015-PEMEX-2012]

### 2.5.3 Casa de bombas

Para bombas que manejen líquidos inflamables o combustibles el diseño debe considerar para la protección contraincendio un sistema de aspersión que moje el sello mecánico, la orientación de las boquillas se debe dirigir hacia el o los sellos y no al motor, cada sello tendrá por lo menos dos boquillas colocadas en sentido opuesto.

Los arreglos deben incluir juegos de bridas que permitan retirar el arreglo para trabajos de mantenimiento.

Las boquillas usadas deben ser de cono lleno de 1 pulg de diámetro, con un ángulo de cobertura de 62° y un flujo de 84 lpm (22 gpm) a una presión de descarga mínima de 4,08 kg/cm<sup>2</sup> (60 lb/pulg<sup>2</sup>), con orificio de 8,3 mm (0,328 pulg), las boquillas deben localizarse entre 0,60 y 0,90 m del sello mecánico

Cada sistema de aspersión se debe diseñar con dos alimentaciones, conectadas opuestamente y de tomas diferentes de la red de agua contraincendio; activados con válvula de apertura y cierre rápido, una de control automático (remota y manual local, de actuación eléctrica, neumática o hidráulica) y la otra en forma manual.

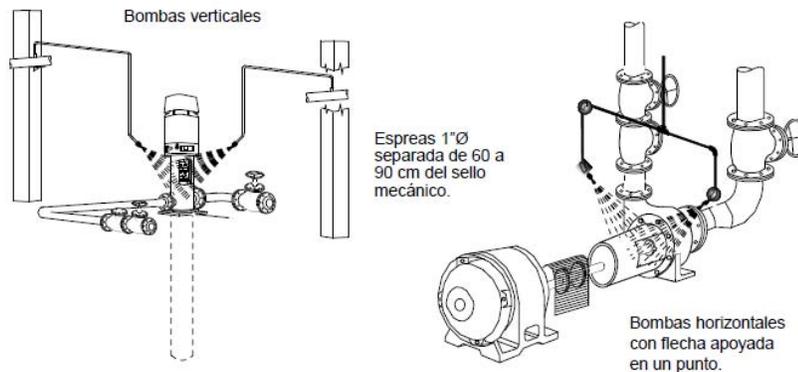


Ilustración 15 . Sistema de aspersión para protección de bombas.  
Fuente [Norma NRF-016-PEMEX-2010]

## 2.5.4 Llenaderas

Para estos sistemas se consideran los siguientes criterios de diseño:

- Las boquillas deben mojar toda la superficie del recipiente del auto tanque y/o carros tanque con una densidad mínima de 20,4 lpm/m<sup>2</sup> (0,50 gpm/ft<sup>2</sup>) a una presión de descarga mínima de 4,08 kg/cm<sup>2</sup> (60 lb/pulg<sup>2</sup>)
- Las boquillas deben instalarse en un anillo colocado por encima del auto tanque. En los auto tanques se debe tomar de referencia los rompe vientos instalados sobre cabina del tractor y los tanques de mayor capacidad. (Elevación del tanque sobre NPT 1 m aproximadamente, diámetro del tanque 2,3 m, rompe vientos sobresale del tanque 0,80 m, más una altura de seguridad de 0,4 m) (ver figura 1)
- Las boquillas deben cubrir toda la superficie del auto tanque y traslaparse los conos cuando menos por 15 cm
- Las tapas del recipiente del auto tanque deben ser mojadas cuando menos por dos boquillas

- Además del anillo de aspersión se deben proteger las válvulas de llenado/descarga del auto tanque cuando menos con una boquilla, de cono lleno de 1 pulg de diámetro, con un ángulo de cobertura de 62° y un flujo de 84 lpm (22gpm) a una presión de descarga mínima de 4,08 kg/cm<sup>2</sup> (60 lb/pulg<sup>2</sup>), con orificio de 8,3 mm (0,328 pulg.), las boquillas deben localizarse dentro de la isla de llenado.
- La separación máxima entre boquillas en un mismo anillo no debe exceder de 1.8m (6 pie).

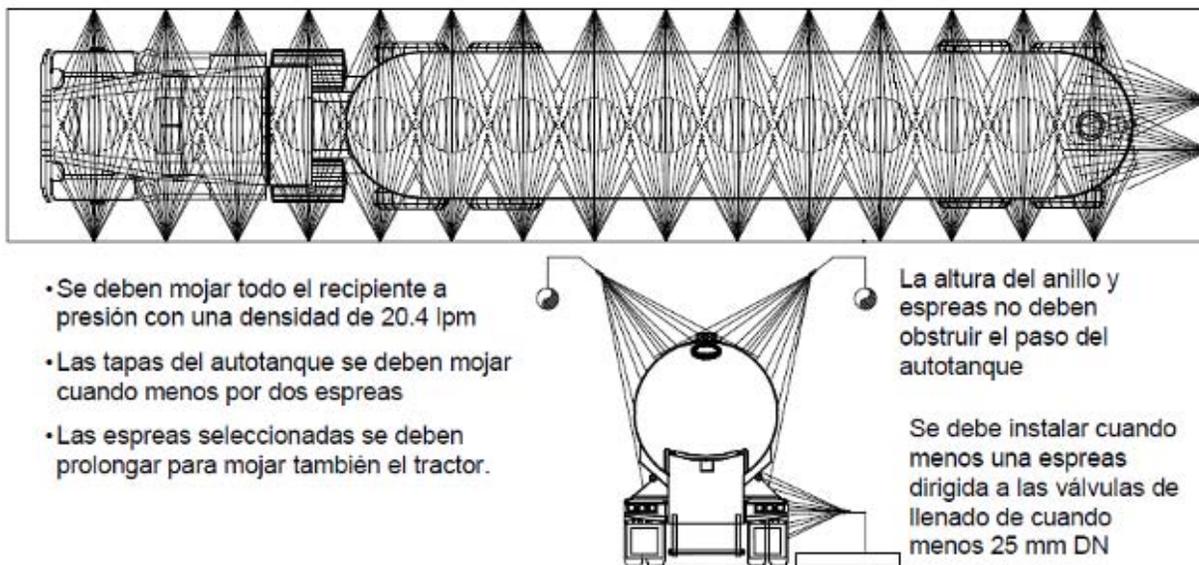


Ilustración 16 Sistema de aspersión para protección de llenaderas de auto tanques  
Fuente [Norma NRF-016-PEMEX-2010]

## 2.6 ANÁLISIS HIDRÁULICO

La red contraincendio es un conjunto de tuberías, dispositivos y equipos de bombeo para salida de agua, que formando anillos o circuitos, sirven exclusivamente para distribuir y conducir el agua contraincendio a lo largo y ancho de la Terminal de Almacenamiento y Reparto Tierra Blanca su finalidad primordial es la prevención y ataque de un conato de incendio, sin este recurso vital (agua) la red no cumpliría su finalidad, es importante aprovechar este recurso al máximo para el buen funcionamiento de la red contraincendio

La hidráulica de la red contraincendio, una parte de la mecánica de fluidos, estudia el flujo de agua que pasa por las tuberías y orificios, tales como las salidas de los hidrantes, lanzas de las mangueras o rociadores. En este capítulo se describe las propiedades físicas del agua que afecta a los cálculos hidráulicos y las fórmulas utilizadas para calcular el caudal y las pérdidas de presión en los sistemas de contraincendios

## 2.6.1 Propiedades del agua.

### 2.6.1.1 Densidad, peso específico y viscosidad.

Densidad: La densidad  $\rho$  (ro) se define como la masa por unidad de volumen:

$$\rho = \frac{\text{masa}}{\text{volumen}}$$

*Ecuación 1 Densidad*

Peso específico: El peso de cualquier materia ( $\omega$ ) se define como:

$$\omega = \rho g$$

*Ecuación 2 Peso específico*

$\rho$  = Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)

$g$  = Aceleración de la gravedad (m/s<sup>2</sup>)

Viscosidad: La viscosidad es una medida de la resistencia a fluir del líquido y se mide normalmente en lb. seg/pie<sup>2</sup>, en unidades USA, o en Newton s/m<sup>2</sup> en unidades SI. La viscosidad, como la densidad, varía con la temperatura.

### 2.6.1.2 Presión

Cuando un cuerpo obra con una determinada fuerza sobre otro, la fuerza se transmite mediante un área determinada, recibiendo el nombre de presión la fuerza ejercida por unidad de área.

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

*Ecuación 3 Presión*

P= Presión (FL<sup>-2</sup>)

F= Fuerza (F)

A= Área (L<sup>2</sup>)

#### 2.6.1.2.1 Presión estática.

La estática de fluidos se relaciona con las propiedades de los líquidos en reposo, y en el caso de los líquidos recibe el nombre de hidrostática. Un fluido en equilibrio recibe sólo fuerzas de compresión; así, la intensidad de esta fuerza recibe el nombre de presión estática y se mide en  $\vec{\text{kg/m}}^2$  en N/m o en  $\vec{\text{lb. /in}}^2$  (psi).

#### 2.6.1.2.2 Presión hidrostática

La presión hidrostática es la fuerza por unidad de área que ejerce un líquido en reposo sobre las paredes del recipiente que lo contiene y sobre cualquier cuerpo que se encuentre sumergido, como esta presión se debe al peso del líquido, esta presión

depende de la densidad ( $\rho$ ), la gravedad ( $g$ ) y la profundidad ( $h$ ) del el lugar donde medimos la presión

$$P = \rho * g * h$$

*Ecuación 4 Presión hidrostática.*

P= Presión

$\rho$  = Densidad

$h$  = Altura

### **2.6.1.2.3 Presión atmosférica**

El aire también produce sobre la superficie terrestre una presión análoga a la presión hidrostática debido a su peso, llamándosele a dicha presión atmosférica. La presión atmosférica varía según los puntos de la superficie terrestre. A nivel del mar la presión atmosférica es de 1.033 kg/cm<sup>2</sup> o análoga a la que produciría una columna de 760 mm Hg sobre un centímetro cuadrado de superficie.

### **2.6.1.2.4 Presión manométrica**

Usando la presión atmosférica como referencia, la presión manométrica es una medida de la fuerza por unidad de área ejercida por un fluido, por encima de la presión atmosférica del lugar.

### **2.6.1.2.5 Presión de vacío**

Es una presión menor que la presión atmosférica, se mide como la diferencia entre la presión medida y la presión atmosférica en unidades de milímetros o pulgadas de mercurio de vacío.

### **2.6.1.2.6 Presión absoluta**

Es la fuerza total por unidad de área ejercida por un fluido, y es igual a la presión atmosférica más la presión manométrica, o a la presión atmosférica menos la de vacío.

$$P = P_{atm.} + P_{man.}$$
$$P = P_{atm.} - P_{vacío.}$$

*Ecuación 5 Presión absoluta*

## **2.6.2 Teorema de Bernoulli.**

El teorema de Bernoulli expresa la ley física de conservación de la energía aplicada a los problemas de los flujos de los fluidos no comprimibles. El teorema se puede expresar como sigue: “En un flujo estacionario sin rozamiento, la suma de la altura de velocidad, altura de presión y altura geométrica es constante en todas las partículas del fluido a lo

largo de todo su recorrido”. En otras palabras, la presión total (altura total) es la misma en todos los puntos del sistema

Sin embargo, los sistemas reales tienen rozamiento, por lo que en la práctica hay que tener en cuenta las pérdidas debidas a éste y otros factores. Expresado matemáticamente, el teorema Teoremas de Bernoulli aplicado a los puntos “A” y “B” es:

$$(Z_2 - Z_1) \frac{g}{gc} + (u_2^2 - u_1^2) \frac{1}{2 gc} + \frac{1}{\rho} (P_2 - P_1) = Hf_{SAB}$$

*Ecuación 6 Ecuación de Bernoulli*

Donde:

$Z (Z_m)$  = Altura geométrica (de acuerdo del punto de referencia) en metros (m).

$g$  = Aceleración de la gravedad (32.2 pies/s<sup>2</sup>, 9.81 m/s<sup>2</sup>).

$gc$  = Factor de conversión  $9.81 \frac{kgm}{s^2 kg}$

$u (u_m)$  = Velocidad (pies/s, m/s).

$\rho$  = Densidad lb/ ft<sup>3</sup> (kg/m<sup>3</sup>)

$P (P_m)$  = Presión libras/pie<sup>2</sup> (Kpa).

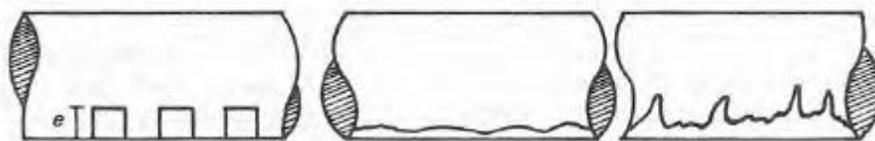
$Hf_{SAB}$  = Pérdida de altura total entre los puntos “A” y “B”, en metros (m).

### 2.6.2.1 Pérdidas por fricción

Para obtener la forma en que influye la fricción en la caída de presión se deben examinar las variables que influyen en el flujo de fluidos. Entre ellas figuran:

- Caída de presión  $\Delta P$
- Velocidad media.  $u$
- Diámetro del tubo  $D$
- Longitud del tubo  $L$
- Rugosidad del tubo  $\varepsilon$
- Viscosidad del fluido.  $\mu$
- Densidad del fluido  $\rho$

Todas las variables son ya familiares, con excepción de la rugosidad del tubo; ésta se debe a que en general el tubo no es liso, existiendo una longitud transversal desde la pared del tubo.



*Ilustración 17 Rugosidad de un tubería*

Fuente [Barderas, M. C. (2007). Problemas de flujo de fluidos. México. Ed. Limusa Noriega Editores.]

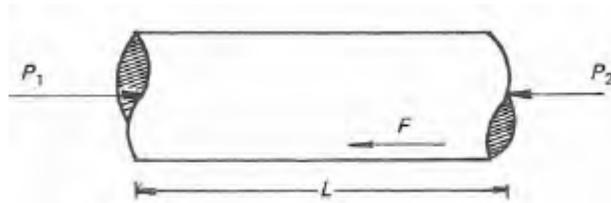
Se define la fricción en las paredes de la tubería en términos de la cantidad de momento transferido, puede deducirse que:

$$\frac{\sum F}{M} = f \left( \frac{\rho u^2}{2gc} \right)$$

*Ecuación 7 Pérdidas por fricción*

- $\sum F$  = Fuerza de fricción
- $A$  = Área
- $\rho$  = Densidad del fluido
- $u$  = Velocidad dl fluido
- $f$  = Coeficiente llamado factor de fricción de Fanning

Efectuando un balance de energía sobre una longitud de tubería horizontal y recta y de diámetro D.



*Ilustración 18 Representación de una tubería*

*Fuente [Barderas, M. C. (2007). Problemas de flujo de fluidos. México. Ed. Limusa Noriega Editores.]*

La fuerza requerida para sobreponerse a la fricción debe suministrarse por la presión

$$\frac{\sum F \pi D L}{M} = \Delta P * \text{área de flujo} = \Delta P * \left( \frac{\pi D^2}{4} \right)$$

*Ecuación 8 Fuerza de fricción*

La fuerza de fricción es:

$$\frac{\sum F}{M} * \pi D * L = f \left( \frac{\rho u^2}{2gc} \right) * \pi D * L$$

*Ecuación 9 Igualando fuerza de fricción*

Por lo tanto:

$$\Delta P * \frac{\pi D^2}{4} = f \left( \frac{\rho u^2}{2gc} \right) * \pi D * L$$

*Ecuación 10 igualando con la 8*

$$\Delta P = 4 \frac{L}{D} * f \left( \frac{\rho u^2}{2gc} \right)$$

*Ecuación 11 Despejando ΔP*

$$\Delta P = (P_1 - P_2) = \frac{4 f \rho u^2}{2gc} * \frac{L}{D}$$

*Ecuación 12 Ecuación de Fanning*

La ecuación anterior es muy importante y se conoce como ecuación de Fanning, y se utiliza para calcular la caída de presión que se produce cuando un fluido circula por el interior de una tubería.

El coeficiente  $f$  se conoce como factor de Fanning y depende del número de Reynolds y de la rugosidad de la tubería.

### **2.6.2.2 Pérdidas de fricción por cambios de dirección y accesorios.**

Cuando la dirección del flujo se altera o distorsiona, como ocurre en serpentines, codos o a través de reducciones y válvulas, se producen pérdidas de fricción que no se recuperan. Esta energía se disipa en remolinos y turbulencias adicionales y se pierde finalmente en forma de calor.

Las pérdidas en los accesorios son proporcionales a la velocidad. Con frecuencia estas pérdidas se encuentran en forma de tablas basadas en datos experimentales, aunque en ciertos casos pueden calcularse.

Una forma de obtener estas pérdidas por fricción es mediante la siguiente relación:

$$\frac{\Delta p}{\rho} = \frac{\sum F}{M} = K \frac{u^2}{2gc}$$

*Ecuación 13 Pérdidas por fricción*

Donde K es un coeficiente que depende del accesorio y se obtiene por tablas

Otra manera de calcular estas pérdidas es por la longitud equivalente, de manera que:

$$\frac{\Delta p}{\rho} = \frac{\sum F}{M} = f \frac{u^2}{2gc} \frac{Leq}{D}$$

*Ecuación 14 Pérdidas de fricción en función de longitud equivalente*

Donde  $Leq$  es la longitud equivalente, siendo la longitud del tubo recto que provocaría una caída de presión semejante a la causada por el accesorio estudiado. La longitud equivalente se obtiene por medio de gráficas o tablas

Las pérdidas de fricción total en un sistema de bombeo estarán dadas por:

$$\frac{\Delta p}{\rho} = \frac{\sum F}{M} = f \frac{u^2}{2gc} \frac{(L + Leq)}{D}$$

*Ecuación 15 Pérdidas de fricción de un sistema de bombeo.*

$L$  = Longitud del tubo recto

$\sum F$  =  $\sum F$  Tubo recto +  $\sum F$  de accesorios.

## 2.7 NORMATIVIDAD

Tabla 5 Normas para sistema Contraincendio

NORMA	DESCRIPCIÓN
NRF-015-PEMEX-2012	Protección de área y tanques de almacenamiento de productos inflamables y combustibles.
NRF-016-PEMEX-2010	Diseño de redes contraincendio (instalaciones terrestres)
NFPA-13	Norma para la instalación de sistemas de rociadores
NFPA 15	Norma para sistemas fijos aspersores de agua para protección contra incendios
NFPA 16	Norma para la instalación de rociadores de agua espuma y sistemas aspersores agua espuma
NFPA-20	Norma para la instalación de bombas estacionarias de protección contra incendios
NFPA 24	Norma para la instalación de tuberías para servicio privado de incendios y sus accesorios

# Capítulo 3

## Ingeniería Básica

### 3 INGENIERÍA BÁSICA

#### Introducción

La ingeniería básica de un proyecto es el conjunto de documentos con definiciones y cálculos de los procesos principales, seguridad, medio ambiente, estudio de riegos, implantación y especificaciones definitivas para compra de equipos mayores, estos últimos son aquellos que por su especificidad, complejidad en la configuración, por ser hechos a medida o por su envergadura requieren un tiempo considerable para llegar al lugar de la instalación.

La Documentación deberá incluir:

- Bases de diseño
- Criterios de diseño
- Lista de equipo
- Balance de Materia y energía
- Diagramas de flujo de proceso (DFP)
- Descripción del proceso
- Diagramas de tubería e instrumentación (DTI)
- Filosofía de operación y control
- Hoja de datos
- Índice de líneas

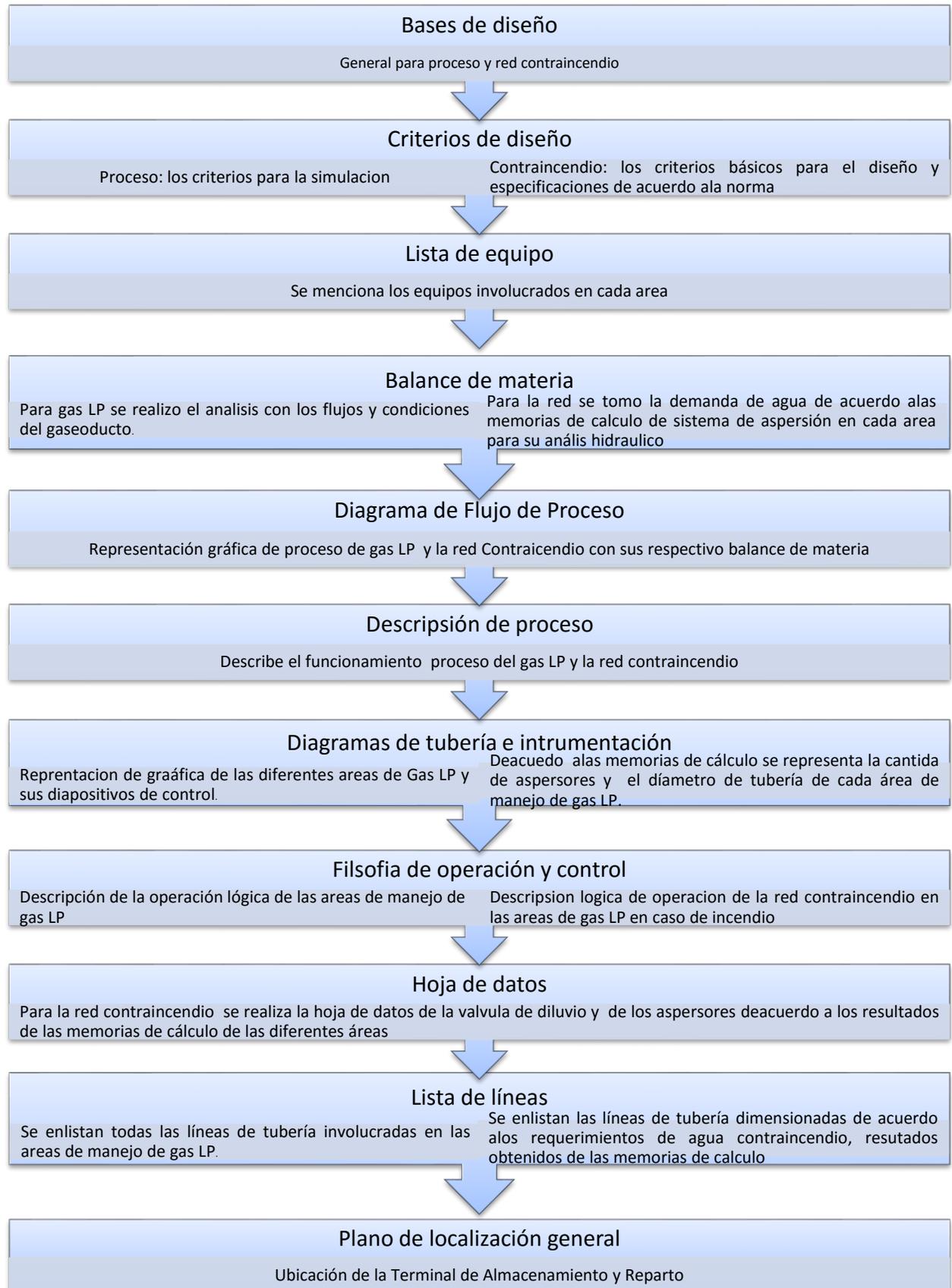
En este trabajo se realiza la ingeniería básica para conocer las especificaciones, requerimientos y comportamiento del gas LP y agua contraincendio de las diferentes áreas de manejo de gas LP: patín de medición, casa de bombas, tanques esféricos y llenaderas,

Para la área contraincendio de diseño y dimensiono la red contraincendio de las diferentes áreas de manejo de gas LP mencionadas anteriormente, así como se determinó la cantidad de aspersores requeridos en cada área y el flujo necesario para la inyección de agua contrincendio a las esferas, con el fin de conocer la secuencia lógica de operación ante un evento de riesgo.

Para el área de proceso se estudia el comportamiento del gas LP a través de sus diferentes áreas de manejo así como conocer la secuencia lógica de operación.

En el siguiente diagrama se representa lo mencionado anteriormente:

“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”



### **3.1 BASES DE DISEÑO**

Este documento establece el alcance de proyecto y fija lineamientos con los que se debe de efectuar el diseño de los requerimientos de La Terminal de Almacenamiento Y Reparto. Contiene la información definida conjuntamente con el cliente, relativa a los siguientes puntos:

- a) Generalidades. (Función de la planta y tipo de proceso).
- b) Capacidad
- c) Especificación de las alimentaciones.
- d) Especificación de los productos.
- e) Condiciones de las alimentaciones en Límite de Batería
- f) Servicios auxiliares.
- g) Condiciones climatológicas.
- h) Localización de la terminal de almacenamiento y Reparto
- i) Bases de diseño proceso
- j) Bases de diseño de seguridad.
- k) Bases de diseño para instrumentación y control.
- l) Normas, códigos y especificaciones.

### **3.1.1 Generalidades**

La Terminal de Almacenamiento y Reparto Tierra Blanca (TAR), cuenta actualmente con instalaciones para el recibo, almacenamiento y reparto de productos destilados y presta el servicio de guarda y manejo de gas licuado a la Subsidiaria Pemex Gas y Petroquímica Básica.

La TAR dentro del servicio de guarda y manejo tiene como finalidad, el recibo de gas licuado del LPG ducto Cactus-Guadalajara y su distribución por semirremolques en el área de influencia de la planta que la constituyen el centro y sur del Estado de Veracruz, Oaxaca, Puebla, Chiapas.

La Terminal inició operaciones en su primera etapa en el año de 1979, teniendo como objetivo el recibo, almacenamiento y distribución de destilados y gas licuado.

En mayo de 2006 entró en funcionamiento el sistema de control supervisorio (SIMCOT) que en forma automática y segura efectúa las operaciones de control de recibo, almacenamiento, bombeo y despacho de destilados, quedando fuera de ésta etapa de modernización las instalaciones correspondientes al recibo, almacenamiento y despacho de gas licuado.

Las instalaciones de gas licuado de la TAR, están diseñadas para manejar nominalmente 12 000 barriles por día de gas licuado y tiene una capacidad de almacenamiento del mismo de 30 000 barriles (capacidad nominal), en 2 tanques esféricos, uno de 20 000 y otro de 10 000 barriles y que por seguridad se operan a un máximo de 80% de su capacidad.

La extracción de gas licuado proviene del LPG ducto Cactus-Guadalajara se efectúa a través de una línea de 12 pulgadas de diámetro y es enviada a los tanques esféricos en línea de 6 pulgadas para su posterior distribución.

En el período comprendido entre los años de 2012 y 2013, la TAR Tierra Blanca pretende modernizar sus instalaciones y eficientar las operaciones de recibo, almacenamiento, distribución y comercialización del gas licuado así como los sistemas de seguridad y protección contra incendio de las instalaciones para el manejo de gas LP.

### 3.1.2 Capacidad

Las instalaciones de gas licuado de la TAR, están diseñadas para manejar nominalmente 12 000 barriles por día de gas licuado y tiene una capacidad de almacenamiento del mismo de 30 000 barriles (capacidad nominal), en 2 tanques esféricos, uno de 20 000 y otro de 10 000 barriles y que por seguridad se operan a un máximo de 80% de su capacidad.

Tabla 6 Capacidad de operación actual en el área de recibo de Gas LP

CAPACIDAD	
Mínima	300 BPH
Normal	1200 BPH
Máxima	1500 BPH

### 3.1.3 Especificación de la alimentación en el límite de batería

Tabla 7 Composición del Gas LP

COMPONENTE	LÍNEA DE RECEPCIÓN DE REFINERÍA % VOL.	FRACCIÓN MOL
Etano	0.00	0.000
Propano	0.04	0.000
Propileno	15.05	0.166
Isobutano	10.48	0.125
n-Butano	8.32	0.077
Trans-2-Buteno	48.14	0.465
1-Buteno	1.72	0.018
Isobutileno	2.81	0.029
Cis-2-Buteno	2.70	0.027
Ciclopentano	1.21	0.013
Isopentano	0.00	0.000
n-pentano	4.93	0.041
Pesados + C6	4.22	0.035
n-heptano	0.19	0.001
1,3-Butadieno	0.09	0.001

### 3.1.4 Condición de la alimentación en el límite de batería

La extracción de gas licuado proviene del GLP ducto Cactus-Guadalajara se efectúa a través de una línea de 12 pulgadas de diámetro y es enviada a los tanques esféricos en línea de 6 pulgadas con las siguientes condiciones:

Tabla 8 Condiciones de la alimentación

VARIABLES	MÍNIMA	NORMAL	MÁXIMA
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	12	28-34	45
Temperatura (°C)	20	24-30	34
Densidad (kg/lit)	0.505	0.520	0.540

### 3.1.5 Servicios auxiliares

La terminal de almacenamiento y reparto cuenta con instalaciones de:

- a) Sistema de Alimentación de Agua de Servicios
- b) Sistema de Alimentación Eléctrica de Fuerza
- c) Sistema de Red general de Tierras
- d) Sistema de Alimentación Eléctrica Alumbrado General
- e) Sistema de Telecomunicaciones
- f) Sistema de Red General Contra incendio

### 3.1.6 Condiciones climatológicas

Tabla 9 Condiciones climatológicas de la terminal de Almacenamiento y Reparto Tierra Blanca, Veracruz

CLIMA	
Temperatura media anual	26 °C
Precipitación pluvial media anual	1,356.5 mm

### 3.1.7 Localización de la Terminal

Tabla 10 Localización Terminal de Almacenamiento y Reparto Tierra Blanca, Veracruz

LOCALIZACIÓN	
Ubicación:	Se encuentra ubicado en la zona sur oriente de la localidad Tierra Blanca, Veracruz, en el municipio del mismo nombre. Se ubica entre los 18° 27' de latitud norte y los 92° 21' de longitud oeste a una altura de 60 m sobre nivel del mar.
País:	México
Estado:	Veracruz
Municipio:	Tierra blanca

### 3.1.8 Bases de diseño de proceso

**Diámetros.** Los diámetros de tubería serán de acuerdo a las velocidades y caídas de presión recomendadas por norma.

**Velocidades recomendadas.** El criterio de velocidades usuales toma en cuenta los límites de velocidad para evitar vibraciones, ruidos, erosiones y mayores golpes de ariete. Las limitaciones de pérdida de carga corresponden al diámetro óptimo económico considerando el costo de inversión de la tubería y el costo energético del bombeo. Cuando se dispone de presión suficiente y sin costo, se deben aplicar únicamente las limitaciones de velocidad.

### 3.1.9 Bases de diseño de seguridad

#### SISTEMA DE BOMBEO

Las bombas para servicio de agua contraincendio principales, deben ser accionadas con motores eléctricos; cuyo suministro de energía eléctrica debe ser confiable y de un circuito independiente al utilizado en equipos de proceso. Cuando el suministro de energía eléctrica no sea confiable, los motores de combustión interna diésel también son aceptables.

Las bombas para servicio de agua contraincendio principales, deben proporcionar el gasto y presión de agua que demanda la protección de la instalación que represente el riesgo mayor estimado en el centro de trabajo.

Las bombas para servicio de agua contraincendio redundantes (relevo), deben ser accionadas con motor de combustión interna a diésel con el propósito de contar en todo momento con el suministro necesario de agua contraincendio.

## SISTEMA DE ASPERSIÓN

Cada sistema de aspersión se debe diseñar con dos alimentaciones, conectadas opuestamente y de tomas diferentes de la red de agua contraincendio; activados con válvula de apertura y cierre rápido, una de control automático (remota y manual local, de actuación eléctrica, neumática o hidráulica) y la otra en forma manual.

Se debe considerar la instalación de filtros tipo "y", uno por cada tubería de alimentación a los sistemas de aspersores, que no permita el paso de partículas mayores de 3 mm ( $\frac{1}{8}$  de pulg), por lo que se deben instalar antes de la válvula de control automático y en la alimentación manual después de la válvula de apertura y cierre rápido.

Los cálculos hidráulicos para el diseño de la tubería deben determinar el diámetro necesario que permita que la presión y flujo estén disponibles en todas y cada una de las boquillas que integren el sistema conforme al requerimiento de protección del área o equipo. En ningún caso el diámetro de la tubería del cabezal de distribución de agua debe ser menor a 2 pulgadas de diámetro nominal aun cuando por cálculo resulte menor.

Asimismo la alimentación a boquillas individuales los diámetros no deben ser menores a 1 pulg para acero al carbón galvanizado y sin galvanizar y de  $\frac{3}{4}$  de pulg para cobre y acero inoxidable.

La velocidad máxima de flujo permitida dentro de las tuberías de los sistemas de aspersión para agua dulce, debe ser de **6,09 m/s (20 pie/s)**. En el caso de agua salada, dicha velocidad debe ser como máximo de 4,57 m/s (15 pie/s).

La tubería que alimenta a los sistemas de aspersión debe diseñarse para resistir una presión de trabajo mínima de 1 034 Kpa (10,5 kg/cm<sup>2</sup>, 150 psi).

Los sistemas de aspersores se deben diseñar para operar a presiones de trabajo dentro de un rango de 5,62 a 8,79 kg/cm<sup>2</sup> (60 a 125 lb/pulg<sup>2</sup>).

Para recibo la densidad mínima de agua aplicada debe ser de 20,4 lpm/m<sup>2</sup> (0,5 gpm/ft<sup>2</sup>) para servicio de gas licuado del petróleo y 10,2 lpm/m<sup>2</sup> (0,25 gpm/ft<sup>2</sup>) para líquidos inflamables o combustibles que trabajen por arriba de su temperatura de inflamación, a una presión de descarga mínima de 4,08 kg/cm<sup>2</sup> (60 lb/pulg<sup>2</sup>).

Para llenaderas las boquillas deben mojar toda la superficie del recipiente del autotanque y/o carrotanque con una densidad mínima de 20,4 lpm/m<sup>2</sup> (0,50 gpm/ft<sup>2</sup>) a una presión de descarga mínima de 4,08 kg/cm<sup>2</sup> (60 lb/pulg<sup>2</sup>).

Para tanques esféricos la densidad mínima de aplicación conforme a la norma que es de 10.2 lpm/m<sup>2</sup>.

Para bombas que manejen líquidos inflamables o combustibles la densidad de aplicación 10,2 lpm/m<sup>2</sup> (0,25 gpm/ft<sup>2</sup>) que trabajen por arriba de su temperatura de inflamación, a una presión de descarga mínima de 4,08 kg/cm<sup>2</sup> (60 lb/pulg<sup>2</sup>).

## **SISTEMA DE GAS Y FUEGO**

El Sistema de gas y fuego (en adelante SGF) se define como un sistema compuesto por sensores, controlador electrónico programable (CEP) y elementos finales de control que ejecutan funciones de seguridad de detección y mitigación de gas y fuego, integra las señales de entrada y salida de campo y permite el monitoreo, control y supresión de eventos y siniestros en las instalaciones.

El SGF de la TAR Tierra Blanca estará integrado por detectores de mezclas explosivas, detectores de fuego, detectores de humo, alarmas sonoras, alarmas luminosas, estaciones manuales, válvulas de diluvio y bombas de la red contraincendio.

### **DETECTORES**

Los detectores se colocarán en las diferentes áreas de la TAR, como parte del sistema contra-incendio.

Los detectores deberán contar con medios que permitan su calibración, revisión, ajuste y configuración en campo, de manera no intrusiva, para realizar los ajustes en el instrumento sin remover la tapa del mismo o desclasificar el área.

En caso de falla del detector o de la alimentación, debe generarse una señal para indicar tal deficiencia en el Controlador Contra-incendio.

Los detectores deben contar con aprobación certificada vigente FM y/o CSA. Los detectores deben contar con una identificación permanente, visible y legible, en la que se indicará:

- El número de clave de identificación.
- El tipo de detección que realiza.
- Objeto de detección (en este caso puntual).

Todos los detectores deben ser suministrados con una clara indicación sobre el cuerpo del detector que indique:

- La fecha de caducidad del sensor y el tiempo de vida útil del mismo.

Cada instrumento de detección debe suministrarse con un manual elaborado por el fabricante, que incluya todas las características del instrumento, instructivo de operaciones y mantenimiento.

En caso de falla del detector o de la alimentación, debe generarse una señal para indicar tal deficiencia en el Controlador Contraincendio o a través de la unidad de control.

### **ALARMAS**

Las alarmas para alertar al personal deben ser sonoras y luminosas, proporcionando la información necesaria sobre la anomalía detectada para cada tipo de riesgo, con distintos tonos y luces diferentes.

El funcionamiento de los señalizadores acústicos de las alarmas debe mantenerse activado hasta que sea "reconocida" por el personal autorizado, quien debe silenciar la

alarma sonora una vez que haya confirmado el alcance de la emergencia, mientras que la alarma luminosa permanecerá activada durante todo el evento.

### **Alarmas sonoras**

- El sistema de alarma sonora debe estar formado por:
- Bocinas amplificadoras para reproducir los tonos, las cuales deben estar protegidas contra las condiciones del medio ambiente.
- La alarma audible en interiores o áreas cerradas, debe ser capaz de generar un sonido con una intensidad de 70 dBA a 3 metros.
- Para el caso de las bocinas y altoparlantes que emitan mensajes hablados, se requiere que la señal emitida sea clara.

### **Alarmas luminosas**

Son alarmas luminosas que a su activación emiten luces de colores con luz intensa, permitiendo avisar al personal que se encuentra en el área, de la existencia de una condición de emergencia.

El sistema de alarma luminosa debe estar formado por:

- La intensidad luminosa requerida en los señalizadores para indicar alarma, debe ser 10 veces superior a la ambiental.
- Las alarmas luminosas que indiquen condición normal deben ser de tipo continuo.
- Las alarmas luminosas que indiquen condición de alarma deben ser del tipo destellante / intermitente, con una frecuencia de aproximadamente 90 destellos por minuto y una intensidad luminosa de 700,000 a 1, 000,000 candelas.
- El domo de las luces debe de ser resistente al impacto.

### **3.1.10 Bases de diseño instrumentación y control**

Todos los instrumentos y componentes principales de los circuitos de instrumentación deberán quedar accesibles desde el piso, plataformas o escaleras fijas. Los instrumentos deberán quedar orientados de tal manera que se permita el fácil acceso a todos sus componentes para su recalibración, mantenimiento o sustitución.

Los transmisores de nivel serán electrónicos y deberán ser alimentados con 24 V CD.

Para la canalización de señales eléctricas deberá emplearse conduit y accesorios de aluminio libre de cobre, se deberán tomar las medidas necesarias para evitar el par galvánico entre el aluminio y el acero. Deberán ser exclusivas para las señales de control. Las cajas de los instrumentos para tableros en cuarto de control se especificarán para propósitos generales.

Tabla 11 Tipos d Señales Eléctricas

TIPO SEÑAL	CABLE
Señales 4-20 mA CD el cable será tipo :	Aisl. Poliéster-Aluminio 300 v. c/pantalla y dren. Cal. 16 AWG
El alambrado de interruptores, contactos que manejan señales discretas, será del tipo:	Aisl. Poliéster-Aluminio 600 v. c/pantalla y dren. Cal. 14 AWG
Para el suministro eléctrico a instrumentos de campo y tableros locales, se manejará cable del tipo:	Aisl. Poliéster-Aluminio 600 v. c/pantalla y dren. Cal. 14 AWG

Para canalizaciones eléctricas de los instrumentos éstas serán del tipo superficial utilizando tuberías conduit.

Los detalles típicos de instalación de instrumentos se elaborarán apoyándose en las especificaciones de tuberías aplicables.

Los documentos y planos se elaborarán en idioma español.

Toda la instrumentación electrónica debe ser del tipo electrónico inteligente, con señal de 4-20 mA con protocolo de comunicación HART (con fines de configuración y mantenimiento local), voltaje de operación nominal de 24 VCD, transmisión a 2 hilos.

La cubierta de la electrónica de los instrumentos de campo debe ser de aluminio protegida con recubrimiento epóxico a prueba de intemperie, humedad, corrosión y polvo (NEMA 4X), adecuada para áreas peligrosas Clase I, División 1 y Grupos C y D, a prueba de explosión aprobado por el laboratorio UL, FM o equivalente.

Los transmisores deben suministrarse con un indicador electrónico integral con lectura en unidades de ingeniería, la cubierta de la electrónica debe ser a prueba de intemperie, humedad, corrosión y polvo (NEMA 4X), adecuada para áreas peligrosas Clase I, División 1 y Grupos C y D, a prueba de explosión aprobado por el laboratorio UL, FM o equivalente.

Los medidores de flujo serán del tipo Coriolis para medición de Flujo Másico, Flujo Volumétrico, para cubrir los parámetros de medición de cada punto donde se instalen y diseñados a prueba de explosión para Clase 1 División 1 Grupo C y D, así mismo a prueba de intemperie, humedad, corrosión y polvo (NEMA 4X).

Los transmisores de nivel serán de Tipo Radar de alta tecnología 4-20 mA con protocolo de comunicación HART (con fines de configuración y mantenimiento local), voltaje de operación nominal de 24 VCD, transmisión a 2 hilos.

Para medición de presión se deben emplear transmisores electrónicos de presión con elemento sensor tipo diafragma.

Para la medición de temperatura se debe emplear transmisores electrónicos de temperatura con elemento sensor tipo RTD.

Los materiales en contacto con el proceso deben ser de acero inoxidable 316L.

Las válvulas para servicio modulante deben suministrarse con electro-posicionador para recibir una señal de 4-20 mA disponible para manejar el protocolo de comunicación HART (con fines de configuración y mantenimiento local), transmisión a 2 hilos.

Todas las válvulas de control de dos posiciones (on-off) deben ser suministradas con interruptores límite de finales de carrera.

Sistema Digital de Monitoreo y Control (SDMC).

Toda la instrumentación de los equipos paquete y de equipos individuales debe integrarse directamente al Sistema Digital de Monitoreo y Control (SDMC).

La señalización de la instrumentación de la terminal deberá estar integrada a un sistema digital de monitoreo y control (SDMC).

El SDMC debe integrar las señales de instrumentos de los puntos de monitoreo y adquisición de datos, así como las funciones de control continuo y secuencial, tomando en cuenta en su diseño todos los requerimientos específicos del proceso incluyendo gráficos dinámicos de las variables solicitadas.

Sistema de Gas y Fuego (SGF)

El Sistema de Gas y Fuego comprende los detectores de atmósferas explosivas y de fuego, los cuales serán especificados de acuerdo con la tecnología adecuada para proteger las diferentes áreas de proceso de la TAR, incluyendo la localización adecuada de alarmas y estaciones manuales de emergencia.

### 3.1.11 Normas, códigos y especificaciones

Las normas, códigos y especificaciones utilizadas durante el desarrollo de la ingeniería básica deben ser de acuerdo a la edición vigente y de los listados a continuación:

#### NORMAS OFICIALES MEXICANAS

NORMA	DESCRIPCIÓN
NOM-001-SESH-2014	Plantas de distribución de Gas L.P. Diseño, construcción y condiciones seguras en su operación.
NOM-004-SCT/2008	Sistemas de identificación de unidades destinadas al transporte de sustancias, materiales y residuos peligrosos.
NOM-005-SCT/2008	Información de emergencia para el transporte de sustancias, materiales y residuos peligrosos.
NOM-006-SCT2/2011	Aspectos básicos para la revisión ocular diaria de la

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

NORMA	DESCRIPCIÓN
	unidad destinada al autotransporte de materiales y residuos peligrosos.
NOM-007-SESH-2010	Vehículos para el Transporte y Distribución de Gas L.P. Condiciones de Seguridad, Operación y Mantenimiento.
NOM-008-SESH/SCFI-2010	Recipientes Transportables para Contener Gas L.P. Especificaciones de Fabricación, Materiales y Métodos de Prueba.
NOM-009-SESH-2011	Recipientes para Contener Gas L.P., Tipo no Transportable. Especificaciones y Métodos de Prueba.
NOM-011/1-SEDG-1999	Condiciones de Seguridad de los Recipientes Portátiles para Contener Gas L.P. en Uso.
NOM-012/1-SEDG-2003	Recipientes a presión para contener Gas L.P., tipo no portátil. Requisitos generales para el diseño y fabricación.
NOM-015-SECRE-2013	Diseño, construcción, seguridad, operación y mantenimiento de sistemas de almacenamiento de gas licuado de petróleo mediante planta de depósito o planta de suministro que se encuentran directamente vinculados a los sistemas de transporte o distribución por ducto de gas licuado de petróleo, o que forman parte integral de las terminales terrestres o marítimas de importación de dicho producto.
NOM-035-SCT-2-2010	Remolques y semirremolques-Especificaciones de seguridad y métodos de prueba
NOM-057-SCT2/2003	Requerimientos generales para el diseño y construcción de autotanques destinados al transporte de gases comprimidos, especificación SCT 331.
NOM-099-SCFI-1994	Autotanque para el transporte de gas L.P. - Revisión periódica de sus condiciones.

**NORMAS DE REFERENCIA**

NORMA	DESCRIPCIÓN
NRF-015-PEMEX-2012	Protección de área y tanques de almacenamiento de productos inflamables y combustibles.
NRF-016-PEMEX-2010	Diseño de redes contraincendio (instalaciones terrestres)
NRF-032-PEMEX-2012	Sistemas de tubería en plantas industriales - diseño y especificaciones de materiales.
NRF-184-PEMEX-2013.	Sistema de Gas y Fuego: CEP.
NRF-205-PEMEX-2014	Sistema de gas y fuego tableros de seguridad.

NORMA	DESCRIPCIÓN
NRF-210-PEMEX-2013	Sistemas de Gas y Fuego: Detección y Alarma

NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION

NORMA	DESCRIPCIÓN
NFPA. (2001). NFPA 15.	Norma para sistemas fijos aspersores de agua para protección contraincendio
NFPA. (2007). NFPA 20	Norma para la instalación de bombas estacionarias de protección contraincendios.

INSTRUMENT SOCIETY OF AMERICA (ISA)

NORMA	DESCRIPCIÓN
ISA – 20	Specification forms for process measurement and control instruments, primary elements and control valves”.
ANSI ISA S5.1	Instrumentation symbols and identification.
ANSI ISA S5.5	Graphic symbols for process displays.
ANSI ISA S51.1	Process instrumentation terminology.

### 3.2 CRITERIOS DE DISEÑO GENERALES

Su finalidad consiste en establecer e informar la aplicación de todos aquellos criterios que se deben considerar en el diseño del proceso y equipo principal que formaran la base del diseño de los componentes del proyecto. Pueden ser generales o específicos para cada equipo.

- a) Criterios generales
  - Criterios de sobre diseño de equipo.
  - Expansiones futuras de planta.
  - Criterios para absorber cambios en alimentación y en las condiciones de operación.
  
- b) Criterios de equipos:
  - Criterios de selección del tipo de equipo.
  - Criterios de flexibilidad y sobrediseño.
  - Establecimiento de parámetros o variables principales.
  - Requerimientos especiales de materiales de construcción.

Los criterios de diseño para el área de proceso y seguridad de la terminal de almacenamiento y reparto son los siguientes:

### 3.2.1 Proceso

- El análisis hidráulico de las corrientes de proceso se realizó con las siguientes condiciones de operación y composición:

Tabla 12 Condiciones de entrada

VARIABLES	MÍNIMA	NORMAL	MÁXIMA
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	12	28-34	45
Temperatura (°C)	20	24-30	34
Densidad (kg/lt)	0.505	0.520	0.540

Tabla 13 Composición del gas LP.

COMPONENTE	LÍNEA DE RECEPCIÓN DE REFINERÍA % VOL.	FRACCIÓN MOL
Etano	0.00	0.000
Propano	0.04	0.000
Propileno	15.05	0.166
Isobutano	10.48	0.125
n-Butano	8.32	0.077
Trans-2-Buteno	48.14	0.465
1-Buteno	1.72	0.018
Isobutileno	2.81	0.029
Cis-2-Buteno	2.70	0.027
Ciclopentano	1.21	0.013
Isopentano	0.00	0.000
n-pentano	4.93	0.041
Pesados + C6	4.22	0.035
n-heptano	0.19	0.001
1,3-Butadieno	0.09	0.001

- Se considera flujo isotérmico y estacionario.
- Se considera que la línea se encuentra superficialmente.
- Se considera una temperatura ambiente.
- El paquete termodinámico que se utilizó en el simulador HYSYS 8.4, es Peng-Robinson por tratarse de una mezcla de gases.

### 3.2.2 Contraincendio

- Cada sistema de aspersion se debe diseñar con dos alimentaciones, conectadas opuestamente y de tomas diferentes de la red de agua contra incendio; activado con válvula de apertura y cierre rápido, una de control automático (remota y manual local, de actuación eléctrica, neumática o hidráulica) y la otra en forma manual.

- Los cálculos hidráulicos para el diseño de la tubería deben determinar el diámetro necesario que permita que la presión y flujo estén disponibles en todas y cada una de las boquillas que integren el sistema conforme al requerimiento de protección del área o equipo. En ningún caso el diámetro de la tubería del cabezal de distribución de agua debe ser menor a 2 pulgadas de diámetro nominal aun cuando por cálculo resulte menor. Asimismo la alimentación a boquillas individuales los diámetros no deben ser menores a 1 pulg para acero al carbón galvanizado y sin galvanizar y de  $\frac{3}{4}$  de pulg para cobre y acero inoxidable.
- La velocidad máxima de flujo permitida dentro de las tuberías de los sistemas de aspersión para agua dulce, debe ser de 6,09 m/s (20 pie/s). En el caso de agua salada, dicha velocidad debe ser como máximo de 4,57 m/s (15 pie/s).
- La tubería que alimenta a los sistemas de aspersión debe diseñarse para resistir una presión de trabajo mínima de 1 034 Kpa (10,5 kg/cm<sup>2</sup>, 150 psi).
- La selección del tipo y tamaño de las boquillas de aspersión se debe realizar tomando en consideración: el área o equipo a proteger incluyendo su forma, tamaño, obstrucciones, soportes, escaleras tuberías entre otros, así como la fuente de combustible del riesgo involucrado, condiciones ambientales, efectos y dirección de los vientos dominantes, objetivo del combate (extinción, control, protección, prevención o mitigación), aspectos que deben considerarse en el diseño para garantizar que no queden superficies sin mojar.
- Los sistemas de aspersores se deben diseñar para operar a presiones de trabajo dentro de un rango de 5,62 a 8,79 kg/cm<sup>2</sup> (60 a 125 lb/pulg<sup>2</sup>).
- El espaciamiento máximo entre boquillas instaladas vertical u horizontalmente no debe exceder de 3,6 m (12 ft), asimismo las boquillas se deben seleccionar para proporcionar una densidad de aplicación mínima de 20.4 lpm/m<sup>2</sup> (0,15 gpm/pie<sup>2</sup>) a una presión mínima de 4,08 kg/cm<sup>2</sup> (60 lb/pulg<sup>2</sup>) en la boquilla más lejana.

### 3.3 LISTA DE EQUIPO

Este documento contiene el listado de los equipos de proceso que se analiza de la terminal de Almacenamiento y Reparto.

La información de que consta este documento es:

- Clave de los equipos.
- Servicio de los equipos.
- Características principales del equipo.

#### 3.3.1 Proceso

CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
TE-301	Tanque esferico ( gas LP)	Capacidad : 10, 000 bls D= 7.24 m
TE-1104	Tanque esferico ( gas LP)	Capacidad : 20, 000 bls D= 9.12 m
BAG-01/02/03	Bomba vertical de gas LP	650 GPM $\Delta P= 3.0 \text{ Kg/ cm}^2 \text{ man.}$

#### 3.3.2 Red contraincendio

CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
TV-010	Tanque de almacenamient de agua contraincendio	Capacidad : 10, 000 bls
TV-010	Tanque de almacenamient de agua contraincendio	Capacidad : 10, 000 bls
BC-CI-01	Bomba principal de suministro de agua contraincendio	3,000 GPM $P_{des}= 21.09 \text{ Kg/ cm}^2 \text{ man.}$
BC-CI-02	Bomba de suministro de agua contraincendio	2, 500 GPM $P_{des}= 21.09 \text{ Kg/ cm}^2 \text{ man.}$
BC-CI-03	Bomba de suministro de agua contraincendio	2, 800 GPM $P_{des}= 21.09 \text{ Kg/ cm}^2 \text{ man.}$
BC-CI-04	Bomba de suministro de agua contraincendio (Jockey)	150 LPM $P_{des}= 10.75 \text{ Kg/ cm}^2 \text{ man.}$

### 3.4 BALANCE DE MATERIA

El Balance de materia y energía es el documento que contiene los resultados del balance de masa y calor de la Planta, referido a las corrientes de proceso numeradas que se indican en el Diagrama de Flujo de Proceso.

La información incluye para cada línea de entrada, salida e interconexión de equipos, los siguientes datos:

- a) Balance de materia
  - Flujos másicos, volumétricos y molares.
  - Flujos y composiciones molares para cada componente.
- b) Balance de energía
  - Incluye carga térmica, mediante diferencias de entalpías para cada paso de proceso donde exista adición, remoción o generación de calor.
- c) c) Propiedades termofísicas
  - Proporciona aquellas propiedades y características de los fluidos de proceso, que sean necesarias para el dimensionamiento y especificación de equipo, tuberías e instrumentos.

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

### 3.4.1 Proceso

Se muestra los resultados de la simulación en Aspen HYSYS 8.4v, que consta de las condiciones máximas, normales y mínimas de flujo, presión y temperatura para cada una de las corrientes que se indican en el Diagrama de Flujo de Proceso.

A continuación se presenta el Balance de Materia y Energía para el proceso de manejo de gas LP.

TABLA 2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

CORRIENTE		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	
FLUJO BPH NDR	VOLUMEN DE LIQUIDO	1200	1200	1200	1200	400	400	400	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	NITA 5 1	NITA 5 1	1200	
FLUJO	kg/hr	109400	109400	109400	109400	36480	36480	36480	109400	109400	109400	109400	109400	109400	109400	109400			86.13	86.13
FLUJO	lb/hr	241300	241300	241300	241300	80420	80420	80420	241300	241300	241300	241300	241300	241300	241300	241300			194.12	194.12
FLUJO	Kgmol/hr	1999	1999	1999	1999	666.5	666.5	666.5	1999	1999	1999	1999	1999	1999	1999	1999			1.7	1.7
TEMPERATURA NDRM	°C	34.30/20	34.40/27.33/20.10	34.36/27.32/20.17	34.27/27.32/20.25	34.20/27.28/20.31	34.21/27.29/20.30	34.22/27.29/20.29	34.36/27.34/20.34	34.29/27.35/20.72	34.29/27.35/20.78	34.28/27.35/20.88	34.21/25.98/20.92	34.29/27.37/21.09	34.24/27.37/21.32	34.43/27.61/21.77			30	30
TEMPERATURA NDRM	°F	93.2/68/68	93.92/81.19/68.17	93.84/81.17/68.31	93.68/81.14/68.44	93.56/81.11/68.55	93.57/81.12/68.53	93.59/81.12/68.52	93.84/81.21/68.61	93.72/81.23/69.30	93.72/81.23/69.40	93.70/81.22/69.58	93.76/78.76/69.99	93.72/81.27/69.96	93.63/81.26/70.38	93.97/81.70/71.18			86	86
PRESION MAX/NDRM/MIN	man	45/30/12	15.0/11.0/7.0	13.70/10.95/5.026	13.51/10.94/4.732	13.48/10.94/4.69	13.48/10.94/4.70	13.48/10.94/4.70	13.70/10.02/6.94	12.78/9.29/4.91	12.59/9.24/4.91	12.58/9.25/4.91	7.96/7.24/4.91	8/7.25/4.91	7.96/7.22/4.91	10.75/10.06/6.93			14.5	14.5
PRESION MAX/NDRM/MIN	man	640.1/426.7/170.7	214.1/136.5/100.2	194.85/125.77/71.49	192.25/125.67/30	191.73/125.67/30	191.73/125.67/30	191.73/125.67/30	194.85/142.5/96.83	181.77/132.2/69.91	177.79/131.5/69.87	179/131.7/69.88	113.6/103/69.87	114.7/103.2/69.88	113.3/102.8/69.88	132.9/143.3/98.70			206.23	206.23
DENSIDAD	g/cm <sup>3</sup>	557.1/559.8/568.9	551.1/559.4/567.9	550.8/559.4/567.4	550.9/559.5/567.3	558.9/559.5/567.4	551/559.5/567.2	551/559.5/567.2	550.8/559.2/567.5	550.7/559.1/566.7	550.7/559.1/566.5	550.7/559.1/566.5	549.7/558.6/566.4	549.7/558.6/566.2	549.7/558.6/565.9	550.1/558.9/565.7			51.05	51.05
ENTALPIA	kJ/kg	-2105/-2115/-2140	-2105/-2122/-2140	-2105/-2122/-2140	-2105/-2122/-2140	-2105/-2122/-2140	-2105/-2122/-2140	-2105/-2122/-2140	-2105/-2122/-2139	-2105/-2122/-2139	-2105/-2122/-2138	-2105/-2122/-2138	-2105/-2122/-2138	-2105/-2122/-2138	-2105/-2122/-2138	-2105/-2122/-2136			-1583	-1583
VISCOSIDAD	cP	0.1343/0.1386/0.1510	0.1327/0.1412/0.1507	0.1327/0.1412/0.1505	0.1328/0.1412/0.1504	0.1329/0.1413/0.1503	0.1329/0.1413/0.1503	0.1329/0.1413/0.1503	0.1327/0.1412/0.1503	0.1328/0.1411/0.1497	0.1328/0.1411/0.1467	0.1328/0.1411/0.1495	0.1326/0.1410/0.1495	0.1326/0.1410/0.1492	0.1327/0.1410/0.1489	0.1325/0.1408/0.1484			0.009	0.009
VELOCIDAD	m/s	3.0	3.0	3.0	1.7	3.8	3.8	3.8	3.0	3.0	3.0	3.0	0.73	1	2.90	1.6			---	---
VELOCIDAD	FT/s	9.84	9.84	9.84	5.6	12.3	12.3	12.3	9.84	9.84	9.84	9.84	2.4	3.28	9.31	5.25			---	---

### **3.4.2 Red contraincendio**

Para realizar el balance de masa para la demanda de agua contraincendio se tomó de las **MEMORIAS DE CÁLCULO** correspondientes a cada área, junto con un análisis de disponibilidad, para que posteriormente se realice el análisis hidráulico de las diferentes áreas en el software PIPE FLOW EXPERT.

#### **3.4.2.1 Análisis de disponibilidad de la red contraincendio**

##### **3.4.2.1.1 Análisis del riesgo mayor en caso de incendio**

En caso de incendio en casa de bombas, patín de medición y llenaderas estas por sus requerimientos de enfriamiento no se consideran dentro de riesgo mayor. Por lo que no es necesario un análisis de las mismas. Por lo que a los tanques esféricos de gas LP, se consideran el mayor riesgo, por el fluido que se almacena.

##### *Considerando incendio en el tanque de almacenamiento de gas LP TE-1104 (20,000 bls)*

De acuerdo a la norma NRF-015-PEMEX-2012 se tiene:

- El gasto requerido para el enfriamiento de la superficie del tanque esférico, dentro de un radio equivalente a 2.5 veces el diámetro de la esfera considerada como riesgo mayor
- El gasto de 1000 gpm (3,785.41 lpm)

##### **3.4.2.1.2 Disponibilidad de agua contraincendio**

De acuerdo a la norma NRF-016-PEMEX-2010 se tiene que para las instalaciones tipo A, terminales de almacenamiento y reparto con tanques atmosféricos con capacidad total de hasta 31,800 m<sup>3</sup> (200,000 bls), la capacidad de almacenamiento de agua para servicio contraincendio, debe ser suficiente para combatir ininterrumpidamente el incendio del riesgo mayor de la instalación por 4 horas mínimo sin considerar el reabastecimiento, siempre y cuando se tenga un sistema que reponga el volumen total de almacenamiento de agua en un tiempo máximo de 8 horas. En caso de no cumplir lo anterior, la capacidad de almacenamiento se debe incrementar a 6 horas.

Actualmente se dispone de dos tanques de almacenamiento de agua para servicio contraincendio de 10,000 bls (1590 m<sup>3</sup>) cada uno.

### 3.4.2.2 Análisis hidráulico

#### Sistema de Bombeo Principal

El sistema de bombeo principal está conformado por dos bombas horizontales, la bomba BCC CI-01 con una capacidad nominal de 3 000 gpm y la bomba BCC CI-03 de 2 800 gpm nominales a una presión de descarga de 300 psig (21.09 kg/cm<sup>2</sup>) en ambas bombas, teniendo como flujo máximo 5 800 gpm para controlar cualquier evento de incendio en la terminal.

También se cuenta una bomba redundante “relevo” BCC CI-02 de 2500 gpm y una presión de descarga de 300 psig, una bomba de mantenimiento de presión “jockey” BCC CI-04 de 150 gpm con una presión de descarga de 153 psig.

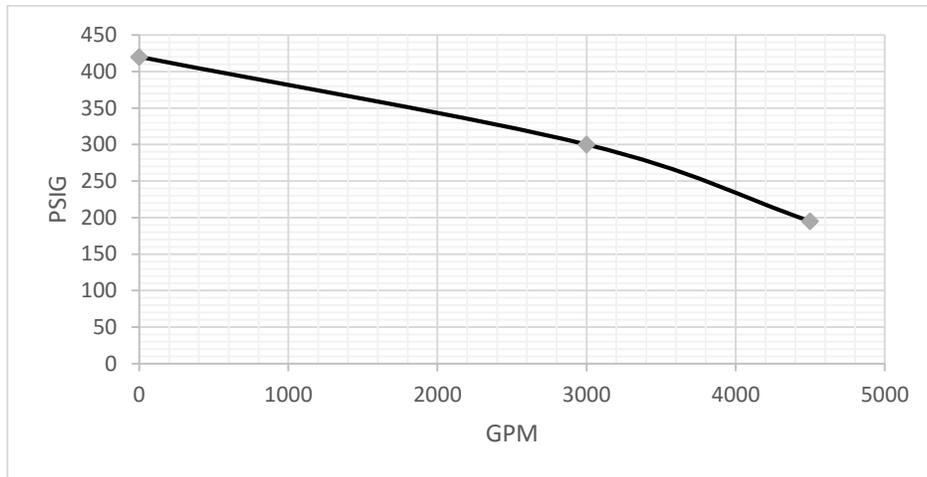
En la tabla se presentan el tipo, capacidades nominales de las bombas existentes,

Tabla 14 Capacidades de diseño y actuales de las bombas principales y de relevo

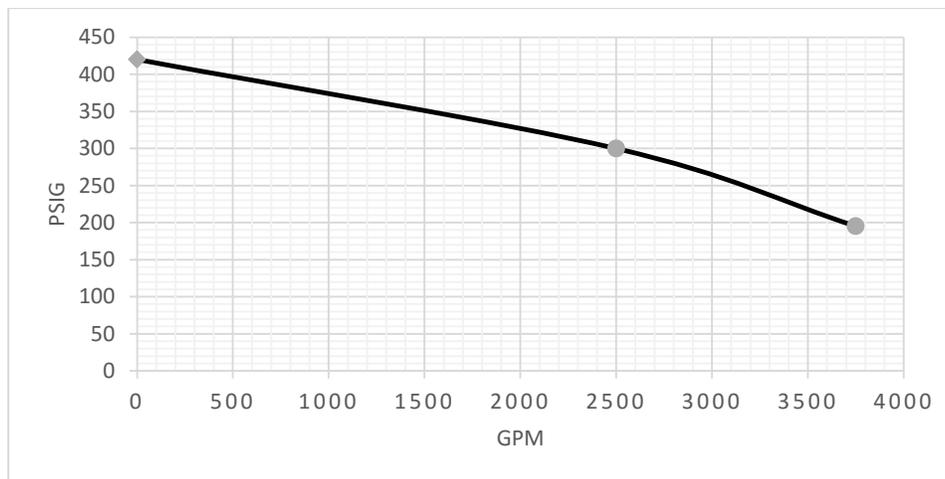
BOMBA	TIPO DE BOMBA	OPERACIÓN	FLUJO NOMINAL GPM	PRESIÓN DE DESCARGA NOMINAL PSIG
<b>BCC CI-01</b>	Combustión interna	Bomba principal	3 000	300
<b>BCC CI-02</b>	Combustión interna	Bomba relevo	2 500	300
<b>BCC CI-03</b>	Eléctrica	Bomba principal	2 800	300
<b>BCC CI-04 (JOCKEY)</b>	Eléctrica	Mantenimiento de presión	150	153

Para fines del análisis hidráulico es necesario conocer la curva de operación de las bombas principales, con los datos de operación nominal de flujo y presión de descarga se puede obtener la curva de operación teórica, basándose en los criterios de selección de bombas contraincendio de la norma NRF-016-PEMEX-2010, en la que se establece que para la selección de las bombas se debe cumplir con lo siguiente: a gasto nulo la presión no debe exceder de 140% de la presión de descarga nominal y para un gasto de prueba de 150% de capacidad nominal, la presión de descarga no debe ser menor de 65% de la presión de descarga nominal, en resumen las bombas deben cumplir con la curva característica de una bomba para el servicio contraincendio, I

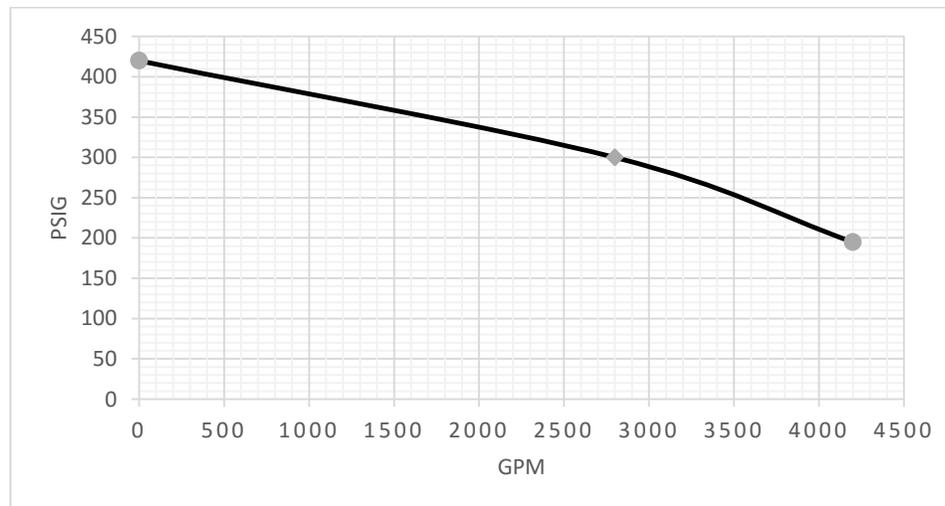
Siguiendo el criterio anterior se obtienen las curvas características de las bombas principales BCC CI-01/CC-03 a partir de los valores nominales de flujo y presión, resultando las siguientes graficas:



*Ilustración 19 Curva de operación teórica de la bomba BCC CI-01*



*Ilustración 20 Curva de operación teórica de la bomba BCC CI-02*



*Ilustración 21 Curva de operación teórica de la bomba BCC CI-03*

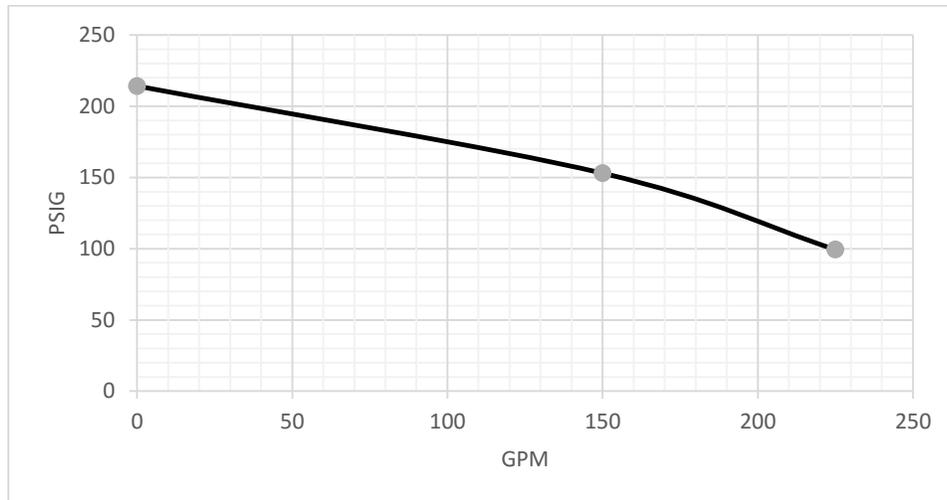


Ilustración 22 Curva de operación teórica de la bomba BCC CI-04 (Jockey)

#### 3.4.2.2.1 Flujo de Agua Contra incendio para el evento de mayor riesgo

En el **Análisis Disponibilidad de Agua Contra incendio**, se analizó los posibles eventos de incendio en la Terminal de Almacenamiento y Reparto Tierra Blanca, determinando la demanda máxima de agua contra incendio. El evento crítico resultante fue en caso de incendio en el tanque esférico TE-1104.

Los gastos que se consideraron para este caso son:

- El gasto requerido para el enfriamiento de la superficie total del tanque esférico TE-1104
- El gasto requerido para el enfriamiento de la superficie del hemisferio superior del tanque esférico TE-301 que está dentro de un radio de 2.5 veces el diámetro del tanque esférico TE-1104.
- El gasto de 1 000 gpm (3 785.41 lpm) requerido para la operación de monitores y mangueras.

#### 3.4.2.2.2 Análisis hidráulico de la red de agua contra incendio para el evento de mayor riesgo

Para el modelo de la simulación se consideró la curva de operación teórica de la siguiente bomba principal:

- La bomba BCC CI-03 con un gasto nominal de 2 800 gpm a 300 psig de descarga nominal.

Para la simulación, se consideró el arreglo y los diámetros del anillo contra incendio principal de los tanques atmosféricos y el anillo de los tanques esféricos del diagrama de

la red general de agua contra incendio **Diagrama de Tuberías e Instrumentación Red Contra incendio.**

### 3.4.2.2.3 Análisis hidráulico de la red de agua contra incendio para las diferentes áreas de gas LP

En el caso de incendio en las áreas de bombas, de recibo y de llenaderas se consideró una presión en el cabezal de descarga de 11.75 kg/cm<sup>2</sup> man., dicha presión es la presión máxima de operación normal en el sistema de bombeo CI de acuerdo a la norma NRF-016-PEMEX-2010, esta presión es controlada con el paro y encendido de bombas, y la recirculación a tanques de almacenamiento de agua contra incendio.

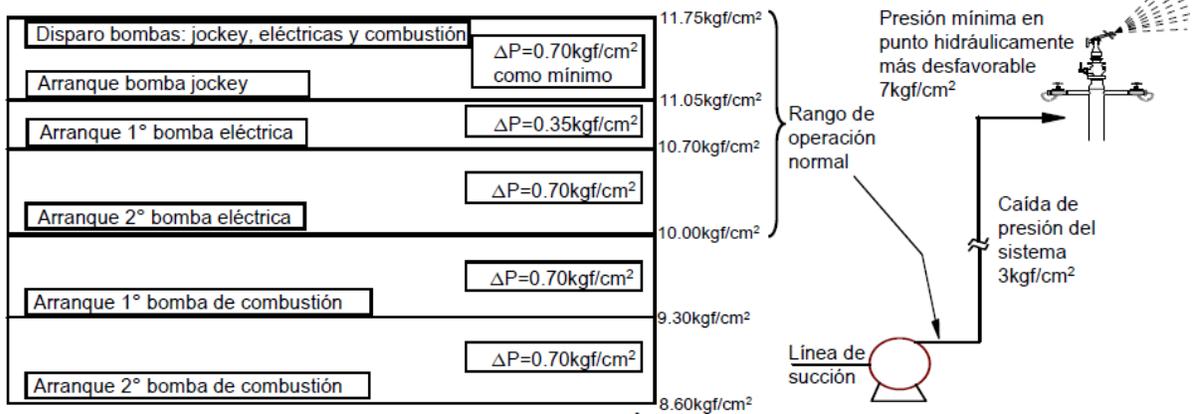


Ilustración 23 Condiciones normales de operación del sistema de bombeo de agua CI.  
Fuente [Norma NRF-016-PEMEX-2010]

### 3.5 DIAGRAMAS DE FLUJOS DE PROCESO

Es una representación gráfica que desglosa un proceso en cualquier tipo de actividad a desarrollarse tanto en empresas industriales o de servicios, herramienta que ayuda a entender correctamente las diferentes fases de cualquier proceso y su funcionamiento, y, por tanto, permite comprenderlo y estudiarlo para tratar de mejorar sus procedimientos.

Las características de un Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) son las siguientes:

- Con frecuencia es un solo documento
- Indica condiciones de operación de la planta.
- De allí se obtiene parte de la información de procesos necesaria para el dimensionamiento de equipos, tuberías y válvulas de control
- Es utilizado casi exclusivamente por los ingenieros de procesos
- Muestra la estrategia de control del proceso
- Indica dimensiones de equipos.
- No indica el tipo de equipo ni muestra detalles de internos
- Utiliza simbología genérica para los equipos
- Sólo muestra las líneas principales de proceso
- No se muestran circuitos auxiliares
- No muestra válvulas manuales, ni válvulas de retención o de seguridad
- No indica materiales de construcción
- Debe permitir calcular los consumos de servicios (vapor y agua de enfriamiento)

Para el proceso de despacho de gas LP y Red Contra incendio, los diagramas de flujo de proceso se muestran a continuación:

**TE-301**

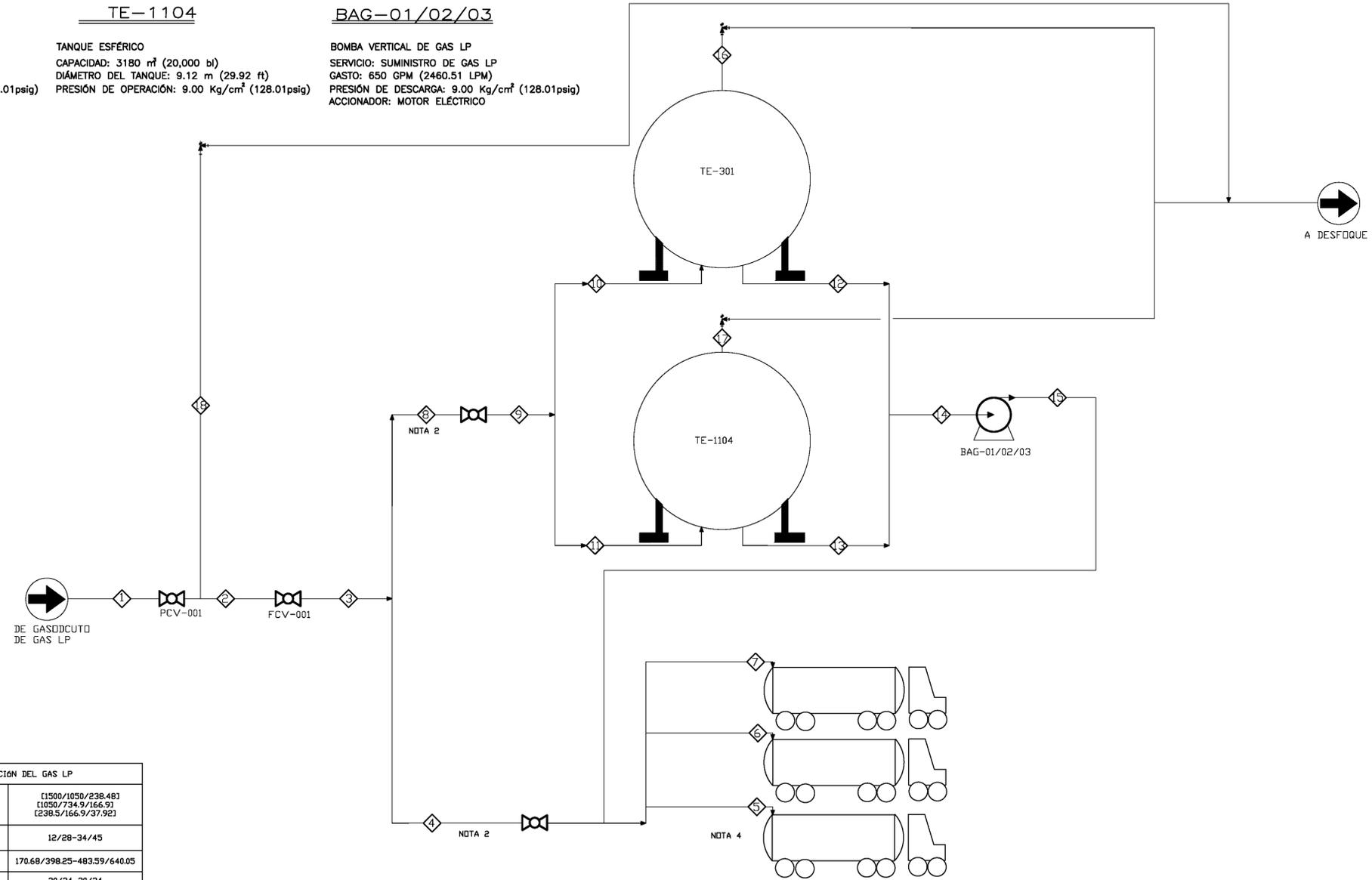
TANQUE ESFÉRICO  
CAPACIDAD: 1590 m<sup>3</sup> (10,000 bi)  
DIÁMETRO DEL TANQUE: 7.24 m (23.75 ft)  
PRESIÓN DE OPERACIÓN: 9.00 Kg/cm<sup>2</sup> (128.01psig)

**TE-1104**

TANQUE ESFÉRICO  
CAPACIDAD: 3180 m<sup>3</sup> (20,000 bi)  
DIÁMETRO DEL TANQUE: 9.12 m (29.92 ft)  
PRESIÓN DE OPERACIÓN: 9.00 Kg/cm<sup>2</sup> (128.01psig)

**BAG-01/02/03**

BOMBA VERTICAL DE GAS LP  
SERVICIO: SUMINISTRO DE GAS LP  
GASTO: 650 GPM (2460.51 LPM)  
PRESIÓN DE DESCARGA: 9.00 Kg/cm<sup>2</sup> (128.01psig)  
ACCIONADOR: MOTOR ELÉCTRICO



**NOTAS**

- LA COMPOSICIÓN DE LA TABLA 1 SE OBTUVO DEL ESTUDIO DEL REPORTE DE ANÁLISIS CROMATOGRAFICO DEL OFICIO: PGPB-SDGLPB-GO-ST-TDGLTB 978-91/12.
- LAS CORRIENTES 8 9 10 11 Y 4 SE MANEJAN CON EL FLUJO NORMAL PERO EN TIEMPOS DIFERENTES.
- LA CORRIENTE 12 A LA SALIDA DE LA ESFERA TE-301 Y LA CORRIENTE 13 A LA SALIDA DE LA ESFERA TE-1104 MANEJAN EL FLUJO NORMAL EN TIEMPOS DIFERENTES.
- EL SUMINISTRO DE GAS LICUADO SERÁ DIRECTAMENTE DEL ÁREA DE RECIBO HACIA EL ÁREA DE LLENADERAS.
- FLUJOS TOMADOS DEL PLANO DENOMINADO "TANQUE ESFÉRICO DE GAS L.P. T.E. 1104 SUJETO A PRESIÓN", DE INDUSTRIAL DE HIERRO S.A. DE FECHA DE OCTUBRE DE 94.
- CUANDO EL FLUJO Y LA PRESIÓN EN ÁREA DE RECIBO NO CUMPLA LAS CONDICIONES DE LLENADO A AUTO TANQUES EL LLENADO SE LLEVARA A CABO POR EL SISTEMA DE BOMBEO DE GLP PROVENIENTE DE ESFERAS.
- LOS FLUJOS HACIA EL ÁREA DE LLENADERAS Y HACIA ESFERAS SE MUESTRA A CONTINUACIÓN.

NÚMERO DE LLENADERAS EN OPERACIÓN	FLUJO A LLENADERAS (BPH)	FLUJO A ESFERAS (BPH)
0	0	1200
1	400	800
2	800	400
3	1200	0

COMPOSICIÓN FRACCIÓN MOL

FLUJO MAX/NORM/MIN	[BPH] [GAL/MIN] [m <sup>3</sup> /H]	[1500/1050/238.48] [1050/734.9/166.93] [238.5/166.9/37.92]
PRESIÓN MIN/NOR/MAX. man	Kg/cm <sup>2</sup>	12/28-34/45
PRESIÓN MIN/NOR/MAX. man.	lb/in <sup>2</sup>	170.68/398.25-483.59/640.05
TEMPERATURA MIN/NOR/MAX.	°C	20/24-30/34
TEMPERATURA MIN/NOR/MAX.	°F	68/75.2-86/93.2
PODER CALORIFICO	BTU/lbmol °F	32.0700
PESO MOLECULAR	Mol	54.73

COMPOSICIÓN FRACCIÓN MOL

ETANO	0.0004
PROPANO	0.1663
PROPILENO	0.1248
ISOBUTANO	0.0774
N-BUTANO	0.4646
TRANS-2-BUTENO	0.0180
1-BUTENO	0.0286
ISOBUTILENO	0.0274
CIS-2-BUTENO	0.0130
CICLOPENTANO	0
ISOPENTANO	0.0410
N-PENTANO	0.0354
N-HEXANO	0.0014
N-HEPTANO	0.0006
1,3-BUTADIENO	0.0012

COMPOSICIÓN FRACCIÓN MOL

ETANO	0.0004
PROPANO	0.1663
PROPILENO	0.1248
ISOBUTANO	0.0774
N-BUTANO	0.4646
TRANS-2-BUTENO	0.0180
1-BUTENO	0.0286
ISOBUTILENO	0.0274
CIS-2-BUTENO	0.0130
CICLOPENTANO	0
ISOPENTANO	0.0410
N-PENTANO	0.0354
N-HEXANO	0.0014
N-HEPTANO	0.0006
1,3-BUTADIENO	0.0012

COMPOSICIÓN FRACCIÓN MOL

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	
FLUJO BPH NOR	1200	1200	1200	1200	400	400	400	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	88.13	88.13	109400	
FLUJO kg/hr	109400	109400	109400	109400	36480	36480	36480	109400	109400	109400	109400	109400	109400	109400	109400	88.13	88.13	109400	
FLUJO lb/hr	241300	241300	241300	241300	80420	80420	80420	241300	241300	241300	241300	241300	241300	241300	241300	194.12	194.12	239355	
FLUJO Kgmol/hr	1999	1999	1999	1999	666.5	666.5	666.5	1999	1999	1999	1999	1999	1999	1999	1999	1.7	1.7	1999	
TEMPERATURA NORM °C	34/30/20	34.40/27.33/20.10	34.36/27.32/20.17	34.27/27.30/20.25	34.20/27.28/20.31	34.21/27.29/20.30	34.22/27.29/20.29	34.36/27.34/20.34	34.29/27.35/20.72	34.29/27.35/20.78	34.28/27.35/20.88	34.31/25.98/20.92	34.29/27.37/21.09	34.24/27.37/21.32	34.43/27.61/21.77	30	30	30	
TEMPERATURA NORM °F	93.2/86/68	93.92/81.19/68.17	93.84/81.17/68.31	93.68/81.14/68.44	93.56/81.11/68.55	93.57/81.12/68.53	93.59/81.12/68.52	93.84/81.21/68.61	93.72/81.23/69.30	93.72/81.23/69.40	93.70/81.22/69.58	93.76/78.76/69.99	93.72/81.27/69.96	93.63/81.26/70.38	93.97/81.70/71.18	86	86	86	
PRESIÓN MAX/NORM/MIN man. kg/cm <sup>2</sup>	45/30/12	15.0/11.0/7.0	13.70/10.95/5.026	13.50/10.94/4.732	13.48/10.94/4.69	13.48/10.94/4.70	13.48/10.94/4.70	13.70/10.02/6.94	12.78/9.29/4.91	12.5/9.24/4.91	12.58/9.25/4.91	7.98/7.24/4.91	8/7.25/4.91	7.96/7.22/4.91	10.75/10.08/6.93	14.5	14.5	17.5	
PRESIÓN MAX/NORM/MIN man. lb/in <sup>2</sup>	640.1/426.7/170.7	214.1/156.5/100.2	194.85/155.7/71.49	192.05/155.6/67.30	191.73/155.6/66.74	191.73/155.6/66.84	191.73/155.6/66.90	194.85/142.5/98.83	181.77/132.2/69.91	177.79/131.5/69.87	179/131.7/69.88	113.6/103/69.87	114.7/103.2/69.88	113.3/102.8/69.88	152.9/143.3/98.70	206.23	206.23	248.9	
DENSIDAD kg/m <sup>3</sup>	557.1/559.8/568.9	551.1/559.4/567.9	550.8/559.4/567.4	550.9/559.5/567.3	550.9/559.5/567.2	551/559.5/567.2	551/559.5/567.2	551/559.5/567.2	550.8/559.2/567.5	550.7/559.1/566.6	550.7/559.1/566.5	549.7/558.6/566.4	549.7/558.6/566.2	549.7/558.6/565.9	550.1/558.9/565.7	51.05	51.05	557.3	
ENTALPIA kJ/Kg	-2105/-2115/-2140	-2105/-2122/-2140	-2105/-2122/-2140	-2105/-2122/-2140	-2105/-2122/-2140	-2105/-2122/-2140	-2105/-2122/-2140	-2105/-2122/-2140	-2105/-2122/-2139	-2105/-2122/-2139	-2105/-2122/-2138	-2105/-2122/-2138	-2105/-2122/-2138	-2105/-2122/-2138	-2105/-2122/-2137	-2105/-2122/-2136	-1583	-1583	-2115
VISCOSIDAD cP	0.1343/0.1386/0.1510	0.1327/0.1412/0.1507	0.1327/0.1412/0.1505	0.1328/0.1412/0.1504	0.1329/0.1413/0.1503	0.1329/0.1413/0.1503	0.1329/0.1413/0.1503	0.1329/0.1413/0.1503	0.1327/0.1412/0.1503	0.1328/0.1411/0.1497	0.1328/0.1411/0.1467	0.1328/0.1411/0.1495	0.1326/0.1410/0.1495	0.1326/0.1410/0.1492	0.1327/0.1410/0.1489	0.1325/0.1408/0.1484	0.009	0.009	0.1381
VELOCIDAD m/s	3.0	3.0	3.0	1.7	3.8	3.8	3.8	3.0	3.0	3.0	3.0	0.73	1	2.90	1.6	---	---	---	
VELOCIDAD Ft/s	9.84	9.84	9.84	5.6	12.5	12.5	12.5	9.84	9.84	9.84	9.84	2.4	3.28	9.51	5.25	---	---	---	

CP	FECHA	REVISIONES	NÚMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR PEMEX:	DIB.	PROY.	REV.	COORD.	APROB.	ESC. SIN	ACOT. SIN	LOCALIZACIÓN:	REV.
		0			SUPERINTENDENTE	JEFE DE S.I.P.A.								
					JEFE DE MANTENIMIENTO	JEFE DE OPERACIÓN								

DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO D.F.

U.N.A.M.

A-100

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO"

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

**TV-010/011**

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA CI  
SERVICIO: SUMINISTRO DE  
AGUA CONTRA INCENDIO  
CAPACIDAD: 10000 BARRILES (1590 m<sup>3</sup>)

**BCC-CI-04 JOCKEY**

BOMBA HORIZONTAL  
SERVICIO: SUMINISTRO DE  
AGUA CONTRA INCENDIO  
GASTO: 150 GPM (567.81 LPM)  
PRESIÓN DESC.: 153 psig (10.75 kg/cm<sup>2</sup> man.)  
ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO

**BCC-CI-01**

BOMBA HORIZONTAL PRINCIPAL  
SERVICIO: SUMINISTRO DE  
AGUA CONTRA INCENDIO  
GASTO: 3000 GPM (11356.24 LPM)  
PRESIÓN DESC.: 300 psig (21.09 kg/cm<sup>2</sup> man.)  
ACCIONADOR: MOTOR DE COMBUSTIÓN

**BCC-CI-02**

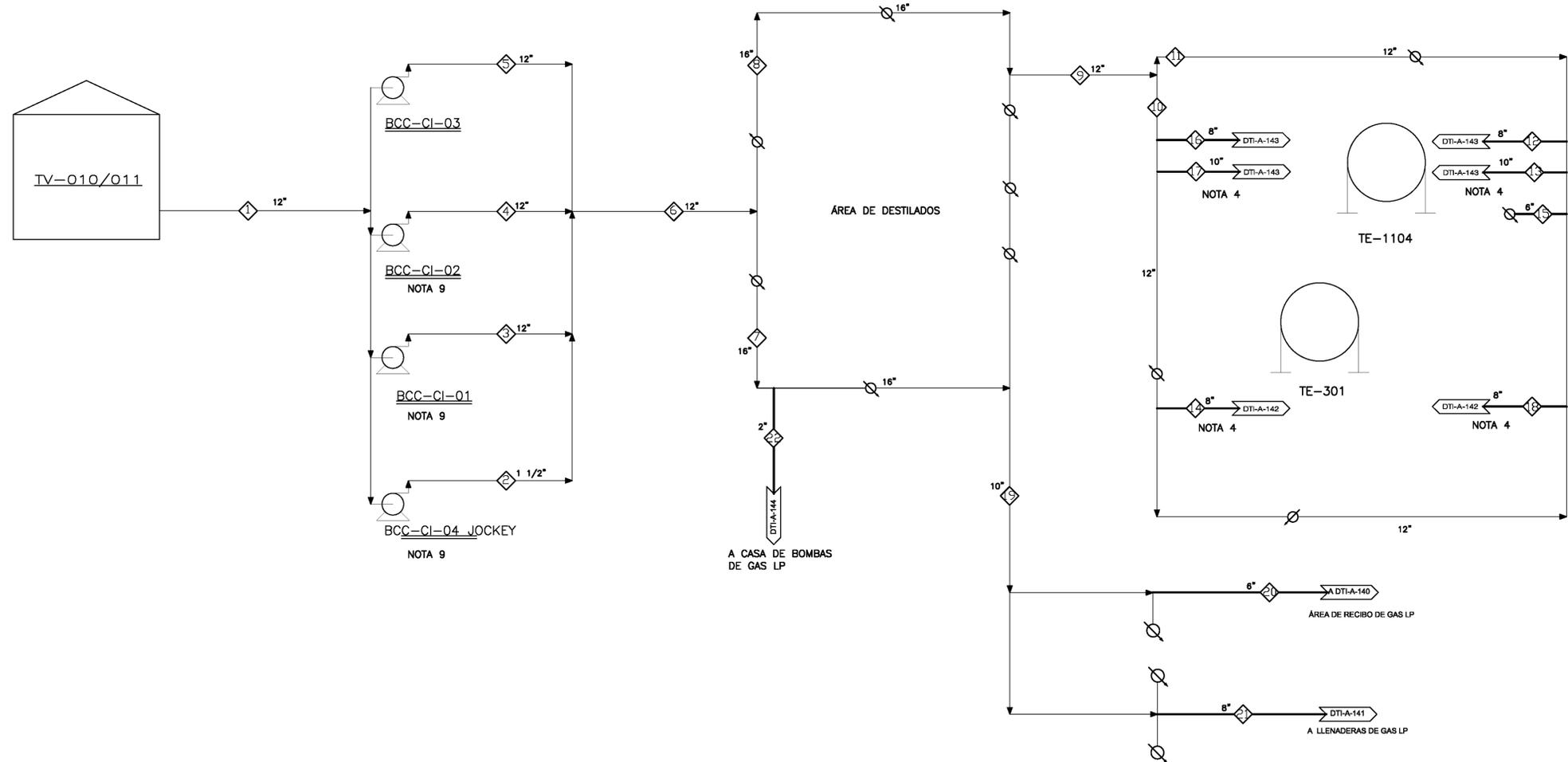
BOMBA HORIZONTAL DE RELEVO  
SERVICIO: SUMINISTRO DE  
AGUA CONTRA INCENDIO  
GASTO: 2500 GPM (9463.5 LPM)  
PRESIÓN DESC.: 300 psig (21.09 kg/cm<sup>2</sup> man.)  
ACCIONADOR: MOTOR DE COMBUSTIÓN

**BCC-CI-03**

BOMBA HORIZONTAL PRINCIPAL  
SERVICIO: SUMINISTRO DE  
AGUA CONTRA INCENDIO  
GASTO: 2800 GPM (10599.1 LPM)  
PRESIÓN DESC.: 300 psig (21.09kg/cm<sup>2</sup> man.)  
ACCIONADOR: MOTOR ELÉCTRICO

**NOTAS:**

- 1.- PARA SIMBOLOGÍA VER DIAGRAMA DE SIMBOLOGÍA.
- 2.- SE CONSIDERA UNA TEMPERATURA ANUAL PROMEDIO DE 30°C.
- 3.- DE ACUERDO A LA NORMA NRF-016-PEMEX-2010: LA BOMBA DE MANTENIMIENTO DE PRESIÓN (JOCKEY) DEBE PARAR AUTOMÁTICAMENTE CUANDO EN LA RED CONTRA INCENDIO SE REGISTRE UNA PRESIÓN IGUAL A LA PRESIÓN DE GASTO NULO (140 % DE LA PRESIÓN NOMINAL) SIENDO DE 214.2 PSIG.
- 4.- DE A CUERDO A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012: LA ALIMENTACIÓN DE AGUA HACIA LOS ANILLOS DE ENFRIAMIENTO DEBE SER DE PUNTOS DIAMETRALMENTE OPUESTOS Y TOMADOS DE DIFERENTES SECCIONES DE CIRCUITOS DE LA RED GENERAL.
- 5.- PARA EL BALANCE SE CONSIDERÓ EL ESCENARIO DE MAYOR RIESGO QUE CORRESPONDE AL INCENDIO EN EL TANQUE DE AMORTIGUAMIENTO TE-1104 COMO RESULTADO DEL ANÁLISIS DISPONIBILIDAD DE AGUA CONTRA INCENDIO Y LOS VALORES SE OBTUVIERON DEL ANÁLISIS HIDRÁULICO DE LA RED DE AGUA CONTRA INCENDIO.
- 6.- PARA LA SIMULACIÓN DEL ESCENARIO DE INCENDIO EN EL ÁREA DE ESFERAS SE CONSIDERÓ EL FUNCIONAMIENTO DE LAS BOMBAS PRINCIPALES BCC CI-03 ELÉCTRICA Y BCC CI-01 COMBUSTION INT.
- 7.- LOS VALORES DE LAS LÍNEAS PRINCIPALES DE LA RED SE OBTUVIERON DE LA SIMULACIÓN DEL ESCENARIO DE INCENDIO EN EL TANQUE TE-1104
- 8.- LOS VALORES DE LAS LÍNEAS DE ALIMENTACIÓN A LOS SISTEMAS DE ALIMENTACIÓN SE OBTUVIERON DE SIMULACIONES INDEPENDIENTES, CONSIDERANDO 11.75 KG/CM<sup>2</sup> COMO PRESIÓN MÁXIMA EN EL DE BOMBAS DE AGUA CI, CONFORME A LA NORMA NRF-016-PEMEX-2010.
- 9.- PARA LAS LÍNEAS DE DESCARGA DE LAS BOMBAS SE CONSIDERO EL FLUJO Y LA PRESIÓN NOMINALES.
- 10.- EN LA SIGUIENTE TABLA SE MUESTRAN LOS FLUJOS DE AGUA CONTRA INCENDIO REQUERIDOS PARA LAS DIFERENTES ÁREAS, OBTENIDOS DE LAS MEMORIAS DE CÁLCULO DEL SISTEMA DE ASPERSIÓN.



INCENDIO EN	FLUJO		
	LPM	GPM	
RECIBO	3,979.5	1050	
LLENADERAS	5,969.25	1575	
TANQUES DE AMORTIGUAMIENTO	HEMISFERIO SUPERIOR TE-1104	8,224.3	2,170
	HEMISFERIO INFERIOR TE-1104	12,101.5	3,193
	HEMISFERIO SUPERIOR TE-301	7,166.89	1,891.33
	HIDRANTE MONITOR	3,790.00	1,000.00
CASA DE BOMBAS	478	126	

CONDICIONES CORRIENTE		BALANCE DE MATERIA NOTA 5																									
		NOTA 7					NOTA 9										NOTA 7							NOTA 8			
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22				
FLUJO	LPM	31,245.37	567.81	14,356.24	9,463.52	10,599.1	31,245.37	14,583.32	16,662.00	31,245.37	16,006.82	15,238.54	8,214	12,090	7,158.1	3,785.98	8,214	12,090	7,158.1	7,160.10	3,974.67	7,160.10	476.96				
FLUJO	GPM	8,254.18	150	3,000.00	2,500.00	2,800.00	8,254.18	3,852.52	4,401.65	8,254.18	4,228.57	4,025.61	2,170	3,193	1,891.02	1,000.16	2,170	3,193	1,891.02	1575	1050	1575	126				
PRESIÓN	kg/cm <sup>2</sup>	1	10.75	21.09	21.09	21.09	9.45	9.36	9.24	8.49	8.31	8.29	8.10	8.14	8.12	8.21	8.10	8.14	8.12	11.19	11.17	11.19	10.99				
PRESIÓN	lb/in <sup>2</sup>	14.39	153.00	300.00	300.00	300	134.46	133.20	131.47	120.76	118.82	117.92	115.22	115.83	115.50	116.81	115.22	115.83	115.50	159.29	158.89	159.29	156.45				
TEMPERATURA	°C	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30				
VELOCIDAD	m/s	7	7.20	2.81	2.18	2.39	7.03	2.06	2.23	7.03	3.37	3.42	4.24	3.95	3.69	3.89	4.24	3.95	3.69	3.07	3.55	3.07	1.24				
VELOCIDAD	ft/s	23.12	23.63	8.54	7.16	7.84	23.068	6.76	7.32	23.068	11.08	11.25	13.92	12.99	12.13	11.12	13.92	12.99	12.13	10.10	11.66	10.10	4.089				

CP	FECHA	REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Vo.Bo.	NÚMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR:			DIB.	PROY.	REV.	COORD.	APROB.	ESC. SIN	ACOT. SIN	LOCALIZACIÓN:	REV.	
		0	APROBADO PARA CONSTRUCCIÓN						SUPERINTENDENTE	JEFE DE S.I.P.A.											
									JEFE DE MANTENIMIENTO	JEFE DE OPERACIÓN											

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO"

**DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS RED CONTRA INCENDIO**

DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO D.F.

A-120

0

## 3.6 DESCRIPCIÓN DE PROCESO

### 3.6.1 Gas LP

El gas licuado, proveniente del ducto de GLP Cactus-Guadalajara de 6" se recibe en la TAR Tierra Blanca. La regulación de flujo de entrada a la TAR, se realiza mediante las válvulas controladoras de flujo para evitar enviar altos flujos que puedan ocasionar aumento en la velocidad de llenado de los tanques esféricos de almacenamiento.

Las condiciones de operación actuales en el recibo son las siguientes:

*Tabla 15 Condiciones de operación en área de recibo*

VARIABLES	MÍNIMA	NORMAL	MÁXIMO
Flujo (BPH)	300	1,200	1,500
Presión de llegada (kg/cm <sup>2</sup> )	12	28-34	45
Presión regulada (kg/cm <sup>2</sup> )	7	8-12	15
Temperatura (°C)	20	24-30	34
Densidad (kg/lt)	0.505	0.520	0.540

Una vez regulado el flujo y presión a las condiciones normales de operación, el gas LP se envía directo al área de llenaderas para carga de autotanques, o en su caso puede ser almacenado en los tanques esféricos TE-301 y TE-1104.

Los tanques esféricos de amortiguamiento TE-301 y TE-1104 tienen una capacidad nominal de 10 000 y 20 000 barriles respectivamente y normalmente a un rango de presión de 7.5 a 10 kg/cm<sup>2</sup>, Por el domo de las esferas se tiene una línea de retorno de vapores proveniente del área de llenaderas.

Después el gas LP, es succionado por el sistema de bombeo que está conformado por 3 bombas BAG-01, BAG-02 y BAG-03 (2 principales y una en espera) de tipo vertical. de 650 gpm con una presión de descarga de 128.01 psig cada una y accionadas por motor eléctrico.

En caso de que las bombas contengan gas LP en fase vapor, se tiene instalada una línea de purga que envía el gas hacia domo de esferas a fin evitar que las bombas operen con vapor, dicha situación se podrá verificar con los transmisores de presión asociados a la succión de cada una de las bombas.

En la TAR Tierra Blanca existen tres islas de llenado de autotanques, cada una cuenta con una línea de retorno de vapores en la cual se conecta el autotanque para enviar el gas en fase vapor contenido en su depósito hacia el domo de esferas.

El gas licuado se envía, como condición operativa normal, directamente del Ducto de GLP a las llenaderas para la carga de autotanques en forma continua, o es descargado por el sistema de bombeo.

### 3.6.2 Red Contraincendio

Se cuenta con una red general de agua contra incendio distribuida para cubrir las diferentes áreas de la terminal: tanques de almacenamiento de destilados, tanques esféricos de almacenamiento de gas LP, casas de bombas, área de recibo de productos y llenaderas de auto tanques.

El sistema de agua contra incendio cuenta con dos tanques de almacenamiento TV-010 y TV-011 con una capacidad de 10,000 barriles cada uno, que es succionado por un sistema de bombeo con una capacidad de 8450 gpm nominal incluyendo una bomba jockey, 1 accionada con motor eléctrico y 2 accionadas con motor de combustión interna.

El sistema de bombeo principal está conformado por cuatro bombas enlistadas a continuación:

Tabla 16 Bombas contra incendio

BOMBA	TIPO	ACCIONADOR	CAPACIDAD (gpm)	PRESIÓN DE DESCARGA NOMINAL (psig)
BCC-CI-01	Principal	Motor de Combustión Interna	3,000	300
BCC-CI-02	Relevo	Motor de Combustión Interna	2,500	300
BCC-CI-03	Principal	Motor Eléctrico	2,800	300
BCC-CI-04	Jockey	Motor Eléctrico	150	153

Como elementos de esta misma red de agua contra incendio, se tienen válvulas de seccionamiento de compuerta para aislar y direccionar zonas donde se presente algún incidente y/o conato de incendio, derrame, fuga de hidrocarburos líquidos o gases, acorde a las áreas de proceso de la Terminal de Almacenamiento y Reparto (TAR).

La corriente de descarga del sistema de bombeo es mezclado con el paquete de presión balaceada para formar agua espuma de baja densidad al XX %, asimismo la red cuenta con tomas para alimentación de sistemas de aspersion y espuma para el caso de las áreas de destilados, sistemas fijos de protección contra incendio tales como: hidrantes, monitores, tomas para camión, con sus accesorios como mangueras y boquillas para acercamiento y direccionamiento hacia el sitio de algún incidente. Éstos son ubicados estratégicamente para facilitar el ataque a una emergencia.

La corriente de agua espuma protege por medio de aspersion y anillos de enfriamiento a l diferentes áreas de la terminal de almacenamiento y reparto, que envía a la área de destilados y a casa de bombas. Del área de destilados salen 3 corrientes de agua espuma una que envía a los equipos de proceso como a tanques de almacenamiento de destilados y esferas de gas LP, la segunda ala área de recibo gas LP y la última a llenaderas de gas LP.

Este sistema de aspersion y anillos de enfriamiento, está instalado en las áreas de destilados, en equipos de proceso, tanques de almacenamiento de destilados, casa de bombas de gas LP, y esferas de gas LP, al igual

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO”**

**Balance de Materia Red Contra incendio**

Resultados del analisis antes mencionado y de la simulacion con el sorfawre PIPE FLOW EXPERT

CONDICIONES CORRIENTE		BALANCE DE MATERIA NOTA 5																					
		NOTA 7					NOTA 7												NOTA 8				
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
FLUJO	LPM	31.24537	567.81	14.35624	5.46352	10.5991	31.24537	14.59532	16.56230	31.24537	16.06582	15.23854	8.214	12.090	7.1561	3.78598	8.214	12.090	7.1561	7.5613	3.97467	7.68.0	4.7656
FLUJO	OPM	8.25418	130	3.30030	2.50030	2.60030	8.25418	3.85959	4.43165	8.25418	4.22857	4.35561	2.170	3.93	1.89182	1.0016	2.170	3.93	1.89182	1272	1320	1273	126
PRESSION	kg/cm2	1	10.75	2.09	2.09	2.09	9.45	9.56	9.27	8.49	8.31	8.25	8.13	8.14	8.12	8.21	8.13	8.14	8.12	11.15	11.17	11.19	10.59
PRESSION	kg/m2	14.39	133.03	330.03	303.03	300	134.46	133.20	131.47	120.76	118.82	117.92	110.22	110.93	110.53	116.81	115.22	110.93	110.53	139.29	138.99	139.25	136.43
TEMPERATURA	°C	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30
VELOCIDAD	m/s	7	7.23	2.81	2.18	2.35	7.03	2.06	2.23	7.03	3.37	3.42	4.27	3.55	3.69	3.89	4.27	3.55	3.69	3.67	3.55	3.07	1.24
VELOCIDAD	ft/s	23.12	23.63	8.54	7.15	7.84	23.058	6.76	7.32	23.058	11.08	11.25	13.92	12.95	12.13	12.12	13.92	12.95	12.13	12.10	11.66	10.13	4.089

### **3.7 DIAGRAMAS DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN**

Un diagrama de tubería e instrumentación (DTI) es la representación gráfica de la secuencia de equipos, tuberías y accesorios que conforman una sección de una planta (batería de separación, de compresión, rebombeo, centro operativo, centro de proceso, etc.

Los DTI's se clasifican en los siguientes tipos:

#### **1. Diagramas de tubería e instrumentación de proceso**

Representa los componentes de la planta que intervienen directamente en el proceso que se trate.

La información contenida en el DTI de proceso servirá de fuente de datos para diversas disciplinas que intervienen en la ingeniería de la planta, permitiendo (en función del grado de avance del diagrama) el desarrollo de actividades como las siguientes:

Departamento de proceso

Diseño de los sistemas básicos de control requerido.

Determinación del número y clase de equipos.

Conocimiento de la trayectoria y componentes de las líneas.

Información para la elaboración de arreglo de equipo.

Elaboración del manual de arranque, operación y mantenimiento de la planta.

#### **2. Diagramas de tubería e instrumentación de servicios.**

Representan los componentes necesarios para la generación de servicios que se requieren para llevar a cabo un proceso determinado (agua, vapor, aire, etc.).

Estos diagramas muestran los sistemas de suministro de servicios tales como generación de vapor, tratamiento de agua, aire de instrumentos, aire de planta, sistemas de refrigeración, etc.

Cuando se trata de equipo “paquete” el DTI debe ser suministrado del proveedor y no afecta el desarrollo de las actividades de otros departamentos (o las afecta en una mínima parte); por lo que la adición del diagrama para aprobación del cliente puede esperar hasta la recepción de los dibujos del proveedor.

No se elaborara DTI para aquellos paquetes en los cuales el proveedor los suministra y los alcances de suministros terminaran en las conexiones que serán suministradas por el proveedor.

### **3. Diagrama de tubería e instrumentación con integración del sistema de desfogue.**

Representan los componentes del sistema de seguridad contra una posible sobre presión en algún equipo o línea que componen la planta.

El DTI del sistema de desfogue deberá incluir la siguiente información:

- Los cabezales recolectores de desfogue de acuerdo al arreglo que tiene la soportería de tuberías en la planta.
- Las válvulas de seguridad descargando a su cabezal respectivo de acuerdo al orden de localización.
- Las válvulas de seguridad mostrarán su identificación, tamaño y punto de ajuste (presión a la que iniciará su apertura).
- Se indicaran el tamaño e identificación de la línea de salida de cada válvula, así como el de los cabezales.
- Se mostrará el tanque (tanques) separador de desfogues.
- Se mostrarán las bombas para extraer el desfogue líquido.
- Se mostrarán los cambiadores de calor para enfriar o evaporizar la entrega de desfogue líquido.
- Tabulación donde se indican las condiciones de relevo por válvula y los flujos de relevo por causa, para la visualización de la causa que gobierna el diseño del sistema de desfogue.
- Notas para el diseño de tuberías (indicación de líneas que requieran).

### **TUBERÍAS**

Para el proceso, las líneas de alimentación deben originarse en el lado izquierdo del diagrama y las líneas de productos deben terminar en el lado derecho. Cuando lo anterior sea impráctico o requiera rutas innecesarias de las líneas, el origen y la terminación se podrán localizar en cualquier lado, pero con la mayor claridad y conveniencia. El origen de las líneas de alimentación y la terminación de las líneas de producto, deben identificarse por una flecha la cual indique el dibujo y equipo de origen o destino.

Las líneas de proceso y de servicios auxiliares, deben identificarse conforme se indica a continuación:

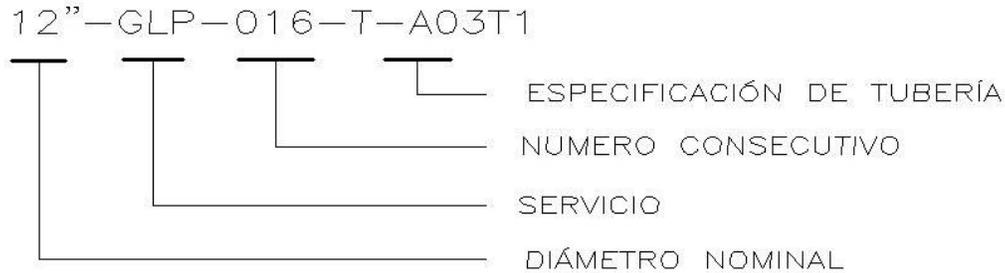
- Diámetro (pulg).
- Servicio.
- Número (consecutivo de acuerdo al servicio).
- Especificación de material (Norma NRF-032-PEMEX última revisión).

Aislamiento (omitir en caso de que la línea no cuente con algún tipo de aislamiento).

Af = Aislamiento en frío

Ac = Aislamiento en caliente

f = Enchaquetado



*Ilustración 24 Especificación de tubería.*

## **INSTRUMENTACIÓN**

Un instrumento es un dispositivo que se utiliza directa o indirectamente para medir, detectar, indicar, registrar, transmitir y/o controlar una variable.

Cada instrumento debe ser identificado por un sistema de letras. Para clasificar su función en un circuito de control, se debe agregar un número a las letras para establecer una identificación del circuito de control al que pertenezca el instrumento. Cuando en un circuito se tenga más de un instrumento con la misma identificación funcional, se debe poner un sufijo a cada uno de los instrumentos, de tal manera que se distingan uno del otro. Ejemplo: PI-101A, PI-101B, ETC. Cabe señalar que todas las líneas deben ser más delgadas en relación con las líneas de las tuberías de proceso.

Para mejor entendimiento de la instrumentación aplicada, es necesario tener claro ciertos conceptos:

### Alarma (A)

Es un dispositivo cuya función es la de llamar la atención, señalando la existencia de una condición anormal de operación, a través de medios audibles y/o visible.

### Interruptor (S)

Dispositivo cuya función es la de conectar o desconectar uno o más circuitos. Cabe señalar que no tiene la función de un controlador.

### Transmisor (T)

Dispositivo cuya función es la de sensar una variable de proceso (presión, flujo, temperatura), a través de un elemento primario y transmitir hacia un Controlador Lógico Programable.

### Controlador (C)

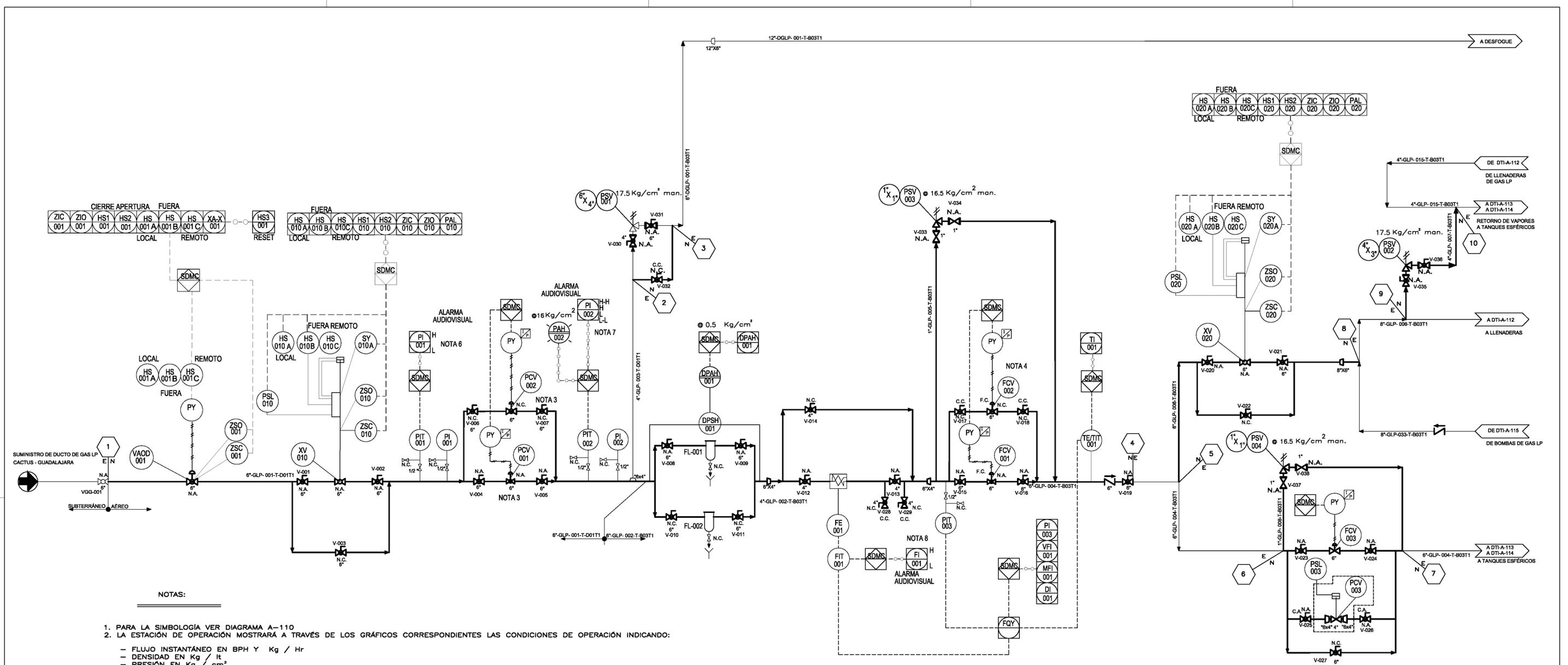
Dispositivo que envía una señal de respuesta hacia un elemento final de control, para modificar a través de dicho elemento una determinada variable de proceso y mantenerla controlada.

Transductor (Y)

Mecanismo que recibe una o más señales físicas y envía una señal resultante de salida diferente a la de entrada. Este mecanismo es también conocido como un convertidor se un tipo de señal a otra, por ejemplo puede convertir mediante de su mecanismo una señal eléctrica a neumática o viceversa.

Elemento primario

Elemento de un circuito de control o de un instrumento que detecta primeramente el valor de una variable en un proceso. El elemento primario puede estar separado o formar parte de un circuito de control. El elemento primario también es conocido como detector o sensor.



**NOTAS:**

- PARA LA SIMBOLOGÍA VER DIAGRAMA A-110
- LA ESTACIÓN DE OPERACIÓN MOSTRARÁ A TRAVÉS DE LOS GRÁFICOS CORRESPONDIENTES LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN INDICANDO:
  - FLUJO INSTANTÁNEO EN BPH Y Kg / Hr
  - DENSIDAD EN Kg / lt
  - PRESIÓN EN Kg / cm<sup>2</sup>
  - TEMPERATURA EN °C
  - CONTROL DE LA PCV Y FCV
  - ESTADO OPERATIVO VAOD'S

LAS SEÑALES DEL TRANSMISOR DE FLUJO MÁSCO FIT-001 Y DEL TRANSMISOR DE TEMPERATURA TIT-001 SE ENVÍAN PUNTO A PUNTO A UN COMPUTADOR DE FLUJO INSTALADO EN CUARTO DE CONTROL PARA OBTENER LOS SIGUIENTES PARÁMETROS:

  - FLUJO ACUMULADO POR TURNO EN BARRILES Y Kg A CONDICIONES DE OPERACIÓN A 20°C
  - FLUJO ACUMULADO POR DÍA (0:00 A 24:00 Hrs.) EN BARRILES Y Kg A CONDICIONES DE OPERACIÓN A 20°C
  - FLUJO ACUMULADO POR DÍA (05:00 A 05:00 Hrs.) EN BARRILES Y Kg A CONDICIONES DE OPERACIÓN A 20°C
  - ACUMULADO MENSUAL EN BARRILES Y Kg A CONDICIONES DE OPERACIÓN A 20°C
- SE CONSIDERA UNA VÁLVULA CONTROLADORA DE PRESIÓN ADICIONAL (PCV-002) PARA UTILIZARSE EN CASO DE FALLA DE LA PCV-001
- SE CONSIDERA UNA VÁLVULA CONTROLADORA DE FLUJO ADICIONAL (FCV-002) PARA UTILIZARSE EN CASO DE FALLA DE LA FCV-001
- CONFORME A LA NORMA NRF-032-PEMEX-2012; PARA LA ESPECIFICACIÓN DE TUBERÍA T-B03T1
- LOS SISTEMAS DE REGULACIÓN DE GAS COMBUSTIBLE DEBEN TENER VÁLVULA DE BLOQUEO TIPO BOLA DE APERTURA Y CIERRE DE 1/4 DE VUELTA, LA CUAL SE DEBE LOCALIZAR EN UN LUGAR ACCESIBLE
- SE DEBERÁ CONTAR CON ALARMAS PARA LOS SIGUIENTES VALORES DE PRESIÓN: ALTO (45 Kg/cm<sup>2</sup>) y BAJO (12 Kg/cm<sup>2</sup>).
- SE DEBERÁ CONTAR CON ALARMAS PARA LOS SIGUIENTES VALORES DE PRESIÓN: ALTO- ALTO (16 Kg/cm<sup>2</sup>), ALTO (15.5 Kg/cm<sup>2</sup>), BAJO (6.5 Kg/cm<sup>2</sup>) Y BAJO-BAJO (6 Kg/cm<sup>2</sup>).
- SE DEBERÁ CONTAR CON ALARMAS POR ALTO FLUJO (1500 BPH) Y BAJO FLUJO (300 BPH).
- CUANDO SE DEJE DE SUMINISTRAR GAS LP EN ALGUNA DE LAS LLENADERAS, EL EXCESO DE FLUJO SERÁ ENVIADO A LOS TANQUES ESFÉRICOS MEDIANTE LA APERTURA DE LA VÁLVULA FCV-003; LA CUAL CUENTA CON UN PORCENTAJE DE APERTURA PARA DERIVAR EL FLUJO EN FUNCIÓN DEL NÚMERO DE LLENADERAS OPERANDO, VER TABLA 1.

TABLA 1  
CALIBRACIÓN DE VÁLVULA CONTROLADORA DE FLUJO DE ESFÉRAS

NO. DE LLENADERAS OPERANDO	FLUJO A ESFÉRAS BPH
0	1200
1	800
2	400
3	0

CP	FECHA	REVISIONES	NÚMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR:	DIB.	PROY.	REV.	COORD.	APROB.	ESC. SIN	ACOT. SIN	LOCALIZACIÓN:	REV.
		0			SUPERINTENDENTE									
					JEFE DE MANTENIMIENTO									
					JEFE DE OPERACIÓN									



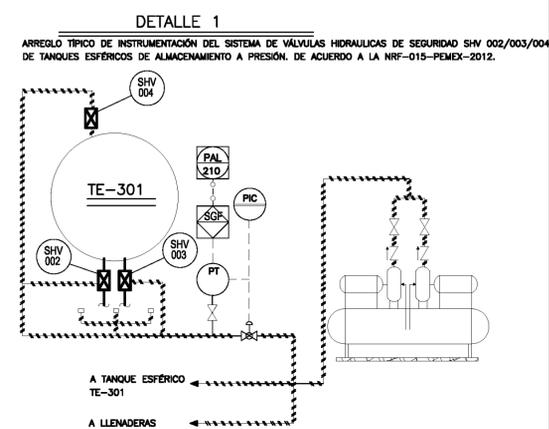
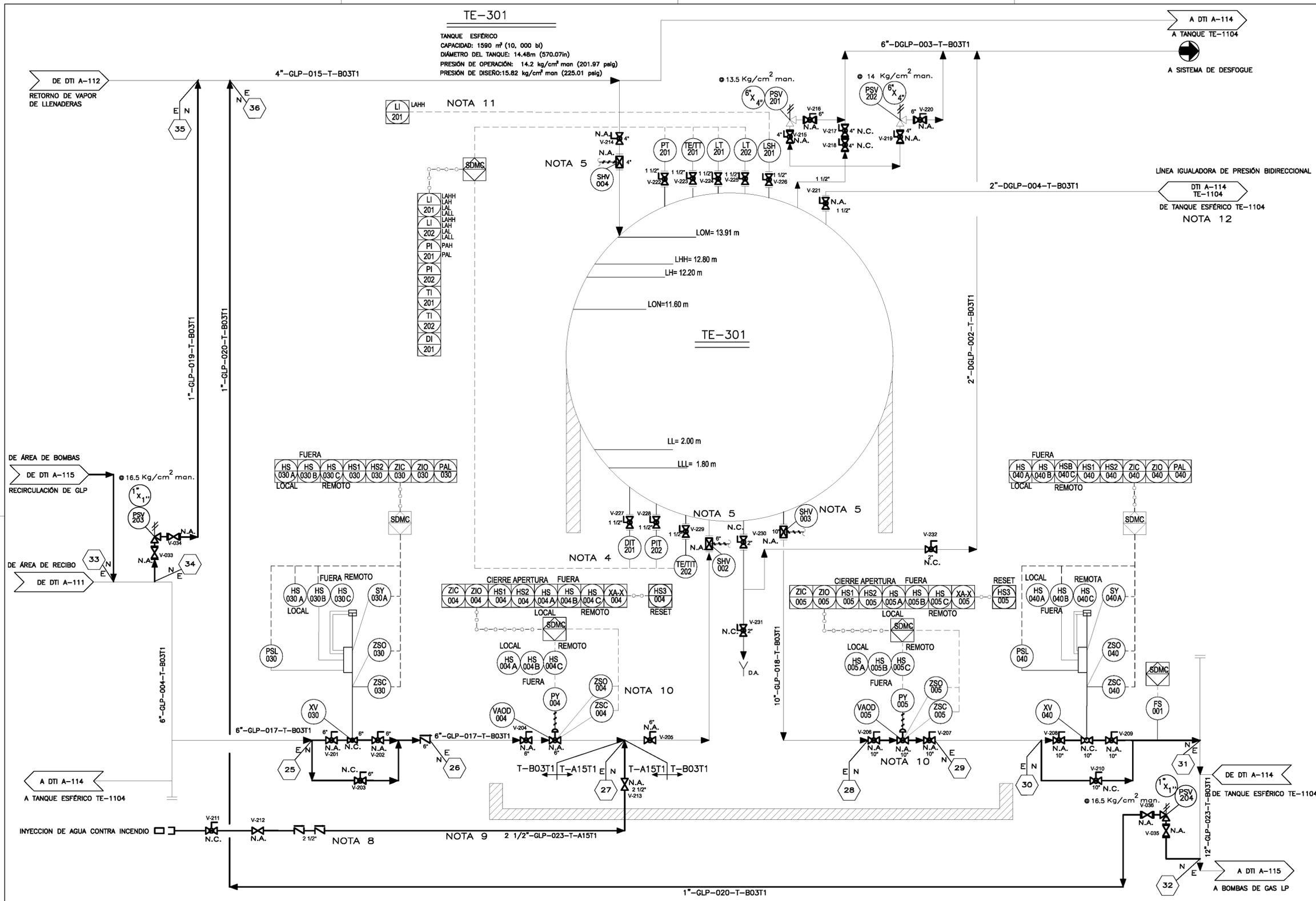
DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO D.F.

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO"

**DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN**  
ÁREA DE RECIBO DE GAS LP

A-111

0



- NOTAS:**
- PARA SIMBOLOGÍA VER EL DIAGRAMA A-DTI-110.
  - LAS VÁLVULAS XV-030/040 SE LOCALIZAN FUERA DEL DIQUE
  - LA ESTACIÓN DE OPERACIÓN MOSTRARÁ LA CONDICIÓN EN QUE SE ENCUENTRAN LOS TANQUES DE AMORTIGUAMIENTO INDICANDO EN SU DESPLIEGUE LOS SIGUIENTES PARÁMETROS:
    - NÚMERO DE TANQUE DE AMORTIGUAMIENTO
    - CAPACIDAD NOMINAL EN BARRILES Y TONELADAS
    - NIVEL DEL PRODUCTO EN CENTÍMETROS Y % DE LLENADO
    - TEMPERATURA DEL PRODUCTO EN °C
    - PRESIÓN DEL TANQUE EN kg/cm<sup>2</sup>
    - HORA Y FECHA DE INICIO Y DURACIÓN DEL RECIBO
    - VOLUMEN ALMACENADO EN BARRILES NATURALES Y A 20°C
    - PESO ALMACENADO EN TONELADAS
    - VOLUMENES DISPONIBLES EN BARRILES
    - ALARMAS POR NIVEL (ALTO, ALTO-ALTO, BAJO, BAJO-BAJO)
    - ALARMAS POR PRESIÓN (ALTO Y BAJO)
    - CONDICIONES EN QUE SE ENCUENTRAN CADA TANQUE ACTIVO, RECIBO, DESPACHO Y MANTENIMIENTO
    - ESTADO Y OPERACIÓN DE VÁLVULAS OPERADAS POR ACTUADOR ELÉCTRICO DE ENTRADA/SALIDA DE LOS TANQUES DE AMORTIGUAMIENTO
    - DENSIDAD DEL PRODUCTO EN kg/lt
  - LA MEDICIÓN DE DENSIDAD EN CADA TANQUE DE AMORTIGUAMIENTO LA DEBE MANDAR A EJECUTAR EL SISTEMA AUTOMÁTICAMENTE EN RANGOS SELECCIONABLES DE 1/2/4/8 HORAS; ACTUALIZANDO EL VALOR DE ESTA MEDICIÓN EN PANTALLA; ASÍ MISMO CUANDO SE ESTÁ EJECUTANDO LA MEDICIÓN DE LA DENSIDAD A TRAVÉS DE LA PANTALLA LE INDICARÁ AL OPERADOR ESTA OPERACIÓN
  - LAS VÁLVULAS HIDRÁULICAS DE SEGURIDAD PARA LOS TANQUES ESFÉRICOS ESTÁN CONECTADAS AL SISTEMA HIDRÁULICO, PERMITIENDO EL CIERRE DE LA VÁLVULA INTERNA DE SEGURIDAD PARA EL AISLAMIENTO DEL TANQUE CUANDO SE PRESENTE PÉRDIDA DE PRESIÓN CAUSADA POR EL REBLANDECIMIENTO DE LOS FUSIBLES ANTE UN EVENTO DE FUEGO. VER DETALLE 1
  - LOS CABEZALES DE SUMINISTRO Y DE DESCARGA DE GAS LP A TANQUES ESFÉRICOS SE LOCALIZAN FUERA DE DIQUE
  - PARA SERVICIO DE GAS LP SE DEBE USAR VÁLVULAS TIPO BOLA EN ÁREA DE ALMACENAMIENTO NRF-032-PEMEX-2012
  - LA TOMA DE INYECCIÓN DE AGUA CONTRA INCENDIO DEBE ESTAR UBICADA FUERA DEL DIQUE.
  - ARREGLO TÍPICO CONFORME A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012 "DEBE TENER UNA TOMA HEMBRA DE 2 1/2" DE DIÁMETRO PARA SERVICIO DE CONTRAINCENDIO CON DOS VÁLVULAS DE BLOQUEO, UNA VÁLVULA DE BOLA Y UNA DE COMPUERTA SEPARADAS ENTRE SI POR UN METRO Y PARA EVITAR RETROCESO DE FLUJO CON DOS VÁLVULAS DE RETROCESO (CHECK), EL PUNTO DE INTERCONEXIÓN CON LA TUBERÍA DE LLENADO, DEBE ESTAR ENTRE LA VÁLVULA DE AISLAMIENTO OPERADA A DISTANCIA (VAOD).
  - LA BOTONERA DE LAS VÁLVULAS VAOD-004/005 DEBERÁ ESTAR LOCALIZADA CUANDO MENOS A 15 m DEL DIQUE CONFORME A LA NRF-015-PEMEX-2012.
  - SUMINISTRO DE INTERRUPTORES DE NIVEL INDEPENDIENTES AL SDMC PARA CUMPLIR CON EL REQUERIMIENTO CORPORATIVO DEL REASEGURO.
  - LA LÍNEA 2"DGLP-004-T-B03T1 PROVENIENTE DEL TANQUE TE-301 SE INTERCONECTA CON LA LÍNEA 2"-DGLP-006-T-B03T1 DEL TANQUE TE-1104 PARA IGUALAR PRESIÓN ENTRE SI.

CP	FECHA	REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Vo.Bo.	NÚMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR:		DIB.	PROY.	REV.	COORD.	APROB.	ESC. SIN	ACOT. SIN	LOCALIZACIÓN:	TERRAZA, VERACRUZ	REV.
		0	APROBADO PARA CONSTRUCCIÓN						SUPERINTENDENTE	JEFE DE S.I.P.A.										
									JEFE DE MANTENIMIENTO	JEFE DE OPERACIÓN										



DIBUJO ELABORADO EN MÉXICO D.F.

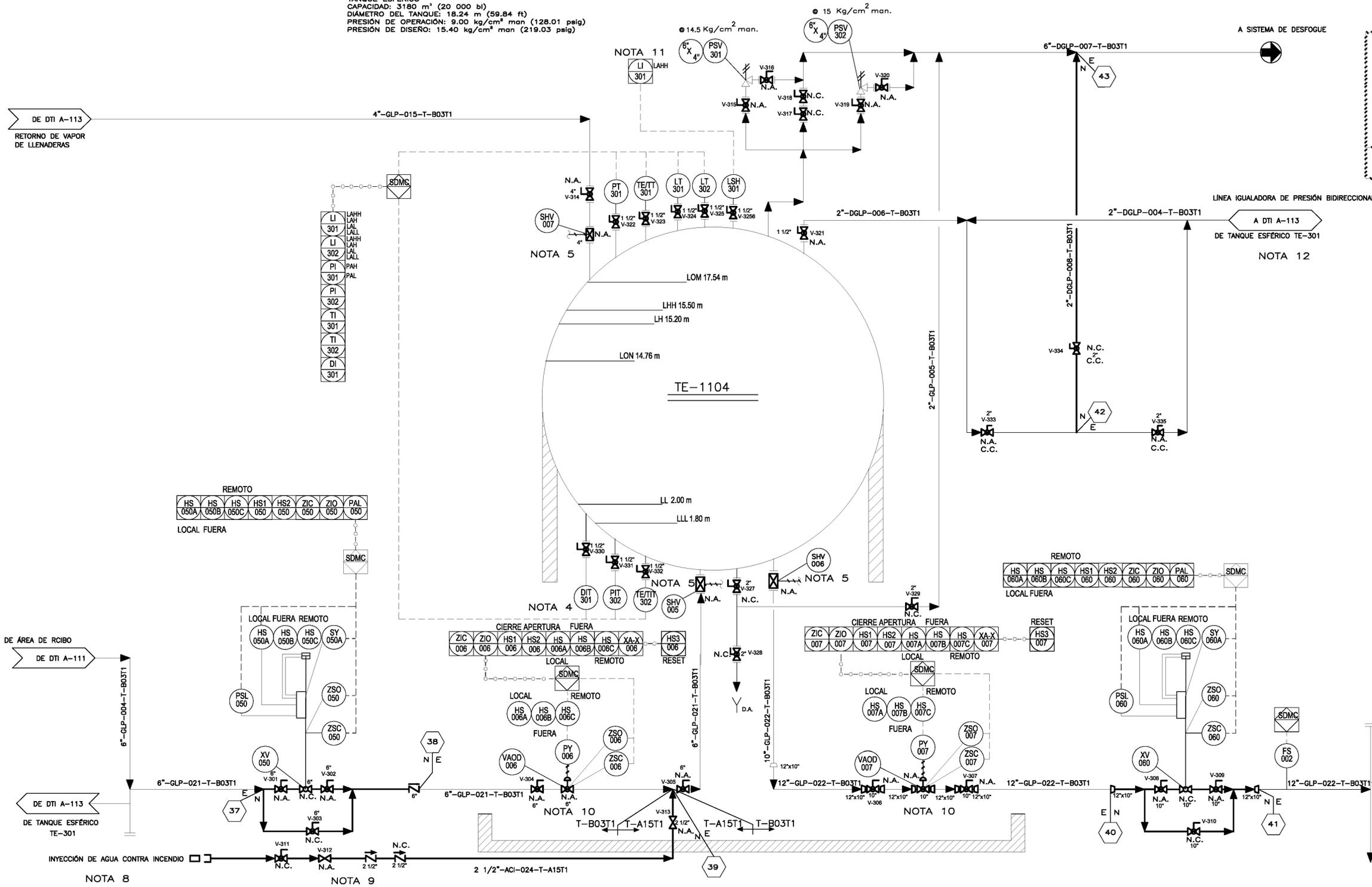
"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO"

**DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN**

**TANQUE DE AMORTIGUAMIENTO TE-301**

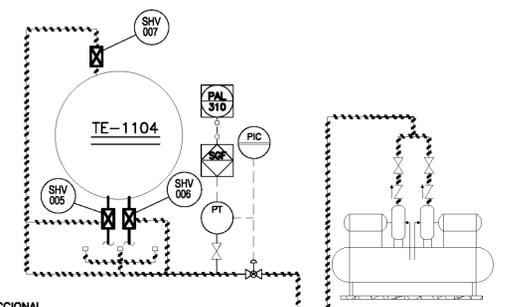
TE-1104

TANQUE ESFÉRICO  
 CAPACIDAD: 3180 m<sup>3</sup> (20 000 bbl)  
 DIÁMETRO DEL TANQUE: 18.24 m (59.84 ft)  
 PRESIÓN DE OPERACIÓN: 9.00 kg/cm<sup>2</sup> man (128.01 psig)  
 PRESIÓN DE DISEÑO: 15.40 kg/cm<sup>2</sup> man (219.03 psig)



DETALLE 1

ARREGLO TÍPICO DE INSTRUMENTACIÓN DEL SISTEMA DE VÁLVULAS HIDRÁULICAS DE SEGURIDAD SHV 005/006/007 DE TANQUES ESFÉRICOS DE ALMACENAMIENTO A PRESIÓN, DE ACUERDO A LA NRF-015-PEMEX-2012.



NOTAS:

- PARA SIMBOLOGÍA VER EL DIAGRAMA A-110
- LAS VÁLVULAS XV-50/60 SU LOCALIZACIÓN FUERA DEL DIQUE
- LA ESTACIÓN DE OPERACIÓN MOSTRARÁ LA CONDICIÓN EN QUE SE ENCUENTRAN LOS TANQUES DE AMORTIGUAMIENTO INDICANDO EN SU DESPLIEGUE LOS SIGUIENTES PARÁMETROS:
  - NÚMERO DE TANQUE DE AMORTIGUAMIENTO
  - CAPACIDAD NOMINAL EN BARRILES Y TONELADAS
  - NIVEL DEL PRODUCTO EN CENTÍMETROS Y % DE LLENADO
  - TEMPERATURA DEL PRODUCTO EN °C
  - PRESIÓN DEL TANQUE EN kg/cm<sup>2</sup>
  - HORA Y FECHA DE INICIO Y DURACIÓN DEL RECIBO
  - VOLUMEN ALMACENADO EN BARRILES NATURALES Y A 20°C
  - PESO ALMACENADO EN TONELADAS
  - VOLUMENES DISPONIBLES EN BARRILES
  - ALARMAS POR NIVEL (ALTO, ALTO-ALTO, BAJO, BAJO-BAJO)
  - ALARMAS POR PRESIÓN (ALTO Y BAJO)
  - CONDICIONES EN QUE SE ENCUENTRAN CADA TANQUE ACTIVO, RECIBO, DESPACHO Y MANTENIMIENTO
  - ESTADO Y OPERACIÓN DE VÁLVULAS OPERADAS POR ACTUADOR ELÉCTRICO DE ENTRADA/SALIDA DE LOS TANQUES DE AMORTIGUAMIENTO
  - DENSIDAD DEL PRODUCTO EN kg/lt
- LA MEDICIÓN DE DENSIDAD EN CADA TANQUE DE AMORTIGUAMIENTO LA DEBE MANDAR A EJECUTAR EL SISTEMA AUTOMÁTICAMENTE EN RANGOS SELECCIONABLES DE 1/2, 4/8 HORAS; ACTUALIZANDO EL VALOR DE ESTA MEDICIÓN EN PANTALLA; ASÍ MISMO CUANDO SE ESTÁ EJECUTANDO LA MEDICIÓN DE LA DENSIDAD A TRAVÉS DE LA PANTALLA LE INDICARÁ AL OPERADOR ESTA OPERACIÓN
- LAS VÁLVULAS INTERNAS DE SEGURIDAD PARA LOS TANQUES ESFÉRICOS ESTÁN CONECTADAS A LOS SISTEMAS HIDRÁULICOS, PERMITIENDO EL CIERRE DE LA VÁLVULA INTERNA DE SEGURIDAD PARA EL AISLAMIENTO DEL TANQUE CUANDO SE PRESENTE PÉRDIDA DE PRESIÓN CAUSADA POR EL REBLANDECIMIENTO DE LOS FUSIBLES ANTE UN EVENTO DE FUEGO. VER DETALLE 1
- LOS CABEZALES DE SUMINISTRO Y DE DESCARGA DE GAS LP A TANQUES ESFÉRICOS SE LOCALIZAN AFUERA DE DIQUE.
- PARA SERVICIO DE GAS LP SE DEBE USAR VÁLVULAS TIPO BOLA EN ÁREA DE ALMACENAMIENTO NRF-032-PEMEX-2012
- LA TOMA DE INYECCIÓN DE AGUA CONTRA INCENDIO DEBE ESTAR UBICADA FUERA DEL DIQUE
- ARREGLO TÍPICO CONFORME A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012 "DEBE TENER UNA TOMA HEMBRA DE 2 1/2" DE DIÁMETRO PARA SERVICIO DE CONTRAINCENDIO CON DOS VÁLVULAS DE BLOQUEO, UNA VÁLVULA DE BOLA Y UNA DE COMPUERTA SEPARADAS ENTRE SÍ POR UN METRO Y PARA EVITAR RETROCESO DE FLUJO CON DOS VÁLVULAS DE RETROCESO (CHECK), EL PUNTO DE INTERCONEXIÓN CON LA TUBERÍA DE LLENADO, DEBE ESTAR ENTRE LA VÁLVULA DE AISLAMIENTO OPERADA A DISTANCIA (VAOD).
- LA BOTONERA DE LAS VÁLVULAS VAOD-006/007 DEBERÁ ESTAR LOCALIZADA CUANDO MENOS A 15 m DEL DIQUE CONFORME A LA NRF-015-PEMEX-2012
- SUMINISTRO DE INTERRUPTORES DE NIVEL INDEPENDIENTES AL SDMC PARA CUMPLIR CON EL REQUERIMIENTO CORPORATIVO DEL REASEGURO.
- LA LÍNEA 2"-DGLP-004-T-B03T1 PROVENIENTE DEL TANQUE TE-301 SE INTERCONECTA CON LA LÍNEA 2"-DGLP-008-T-B03T1 DEL TANQUE TE-1104 PARA IGUALAR PRESIÓN ENTRE SÍ.

CP	FECHA	REVISIONES	NÚMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR:	DIB.
		0			SUPERINTENDENTE	PROY.
					JEFE DE S.I.P.A.	REV.
					JEFE DE MANTENIMIENTO	COORD.
					JEFE DE OPERACIÓN	APROB.
						ESC. SIN
						ACOT. SIN



DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO D.F.

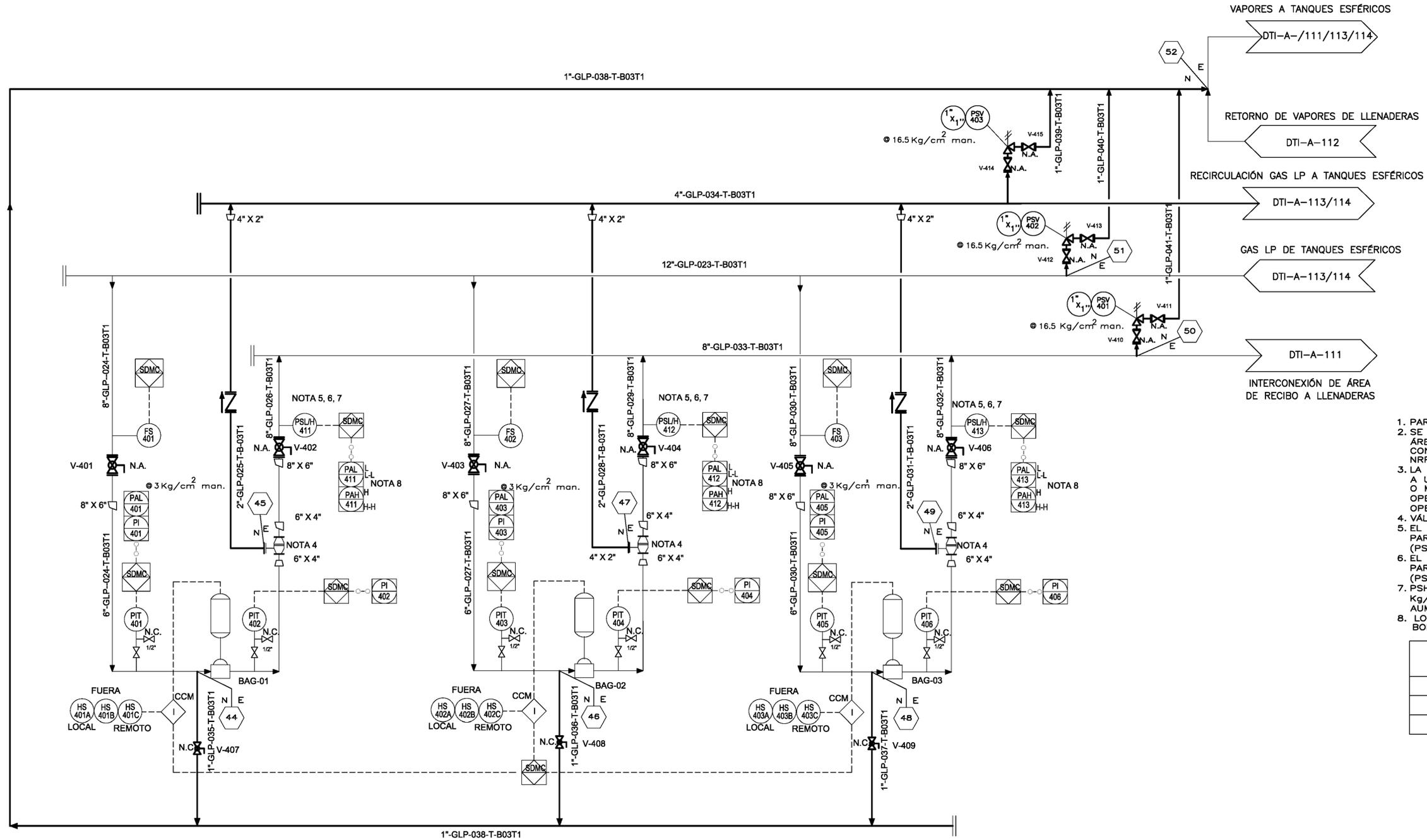
"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO"

DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN  
 TANQUE DE AMORTIGUAMIENTO TE-1104

A-114

REV. 0

BAG-01/02/03  
 BOMBA VERTICAL DE GAS LP  
 SERVICIO: SUMINISTRO DE GAS LP  
 GASTO: 650 GPM ( 2,460.51 LPM)  
 PRESIÓN DESC.: 156.5 psig ( 11 kg/cm<sup>2</sup> man.)  
 ACCIONADOR: MOTOR ELÉCTRICO



VAPORES A TANQUES ESFÉRICOS  
 DTI-A-/111/113/114

RETORNO DE VAPORES DE LLENADERAS  
 DTI-A-112

RECIRCULACIÓN GAS LP A TANQUES ESFÉRICOS  
 DTI-A-113/114

GAS LP DE TANQUES ESFÉRICOS  
 DTI-A-113/114

INTERCONEXIÓN DE ÁREA DE RECIBO A LLENADERAS  
 DTI-A-111

**NOTAS**

1. PARA SIMBOLOGÍA VER DIAGRAMA A-110.
2. SE DEBERÁN USAR VÁLVULAS DE BOLA EN ÁREAS DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP CONFORME A LA NORMA NRF-032-PEMEX-2012
3. LA SELECCIÓN DE LA BOMBA DE DESCARGA A UTILIZAR ES REALIZADA AUTOMÁTICAMENTE O MANUALMENTE POR EL ENCARGADO DE OPERACIÓN DESDE LA ESTACIÓN DE OPERACIÓN.
4. VÁLVULA DE REFLUJO
5. EL LÍMITE DE SEGURIDAD DE OPERACIÓN PARA EL INTERRUPTOR POR ALTA PRESIÓN (PSH) ES DE 15 kg/cm<sup>2</sup>
6. EL LÍMITE DE SEGURIDAD DE OPERACIÓN PARA EL INTERRUPTOR POR BAJA PRESIÓN (PSL) ES 8 kg/cm<sup>2</sup>
7. PSH APAGA BOMBAS POR ALTA PRESIÓN 15 kg/cm<sup>2</sup> y PSL APAGA BOMBAS SI NO AUMENTA LA PRESIÓN DESPUÉS DE 10 SEG.
8. LOS LÍMITES DE OPERACIÓN PARA LAS BOMBAS SON LOS SIGUIENTES:

BAJO- BAJO	7 Kg/cm <sup>2</sup>
BAJO	8 Kg/cm <sup>2</sup>
ALTO	15 Kg/cm <sup>2</sup>
ALTO-ALTO	16 Kg/cm <sup>2</sup>

CP	FECHA	REVISIONES	NÚMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR :	DIB.	PROY.	REV.	COORD.	APROB.	ESC. SIN	ACOT. SIN	LOCALIZACIÓN:	A-115	REV. 0
REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Vo.Bo.	SUPERINTENDENTE										
0	APROBADO PARA CONSTRUCCIÓN				JEFE DE MANTENIMIENTO	JEFE DE OPERACIÓN									



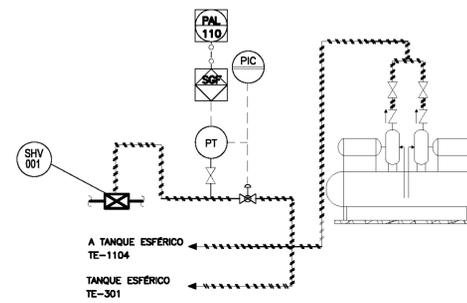
DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO D.F.

ENERO 2015

LOCALIZACIÓN:

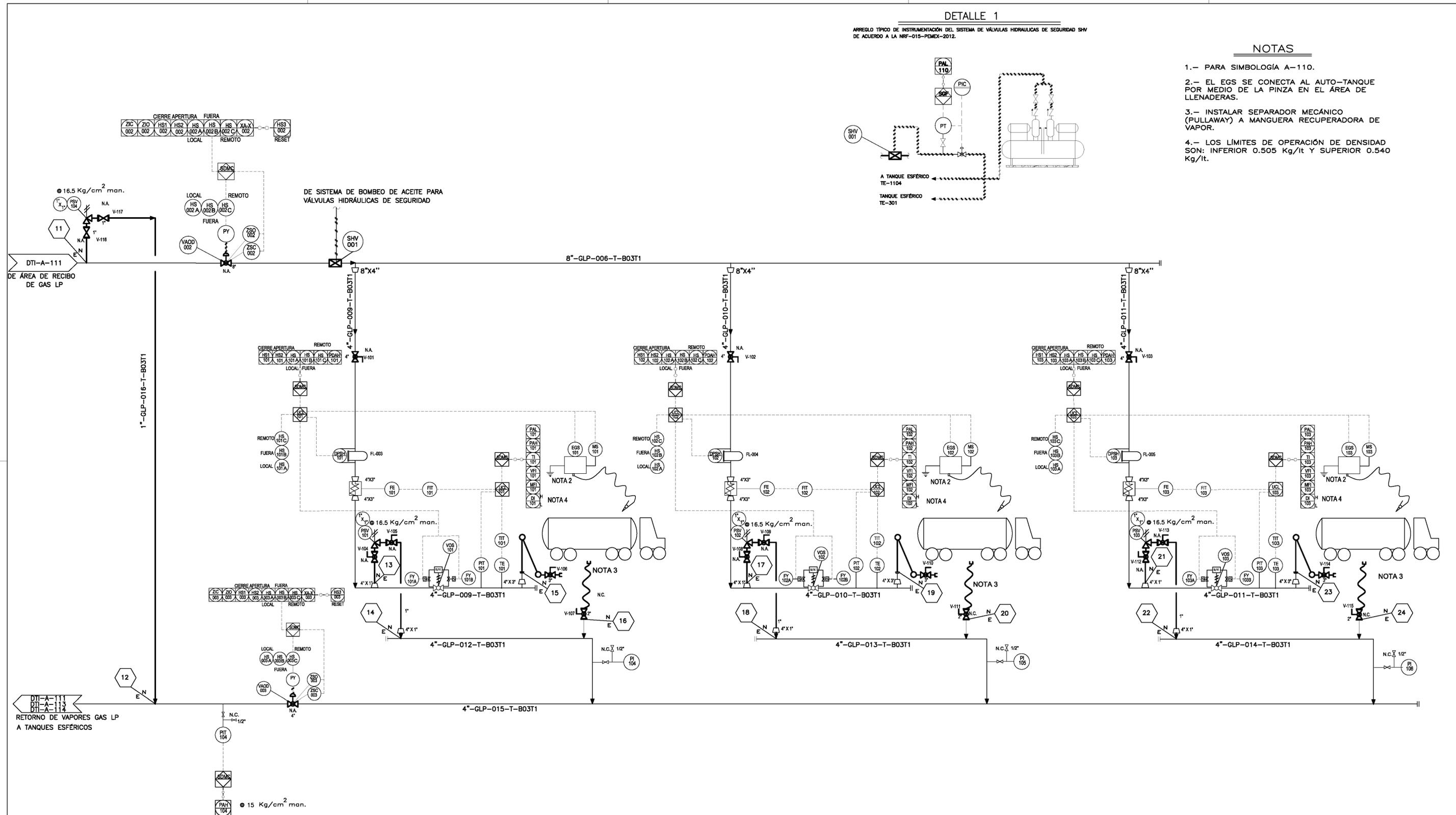
DETALLE 1

ARREGLO TÍPICO DE INSTRUMENTACIÓN DEL SISTEMA DE VÁLVULAS HIDRÁULICAS DE SEGURIDAD DE ACUERDO A LA NIF-015-PEMEX-2012.



NOTAS

- 1.- PARA SIMBOLOGÍA A-110.
- 2.- EL EGS SE CONECTA AL AUTO-TANQUE POR MEDIO DE LA PINZA EN EL ÁREA DE LLENADERAS.
- 3.- INSTALAR SEPARADOR MECÁNICO (PULLAWAY) A MANGUERA RECUPERADORA DE VAPOR.
- 4.- LOS LÍMITES DE OPERACIÓN DE DENSIDAD SON: INFERIOR 0.505 Kg/lt Y SUPERIOR 0.540 Kg/lt.



CP	FECHA	REVISIONES	NÚMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR:	DIB.	PROY.	REV.	COORD.	APROB.	ESC. SIN	ACOT. SIN	LOCALIZACIÓN:	A-112	REV.
		0			SUPERINTENDENTE										0
					JEFE DE S.I.P.A.										
					JEFE DE MANTENIMIENTO										
					JEFE DE OPERACIÓN										



DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO D.F.

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO"

DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN DE PROCESO LLENADERAS

TV-010/011

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA CI  
SERVICIO: SUMINISTRO DE  
AGUA CONTRA INCENDIO  
CAPACIDAD: 10000 BARRILES (1590 m<sup>3</sup>)

JOCKEY

BOMBA HORIZONTAL  
SERVICIO: SUMINISTRO DE  
AGUA CONTRA INCENDIO  
GASTO: 150 GPM (567.81 LPM)  
PRESIÓN DESC.: 153 psig (10.75 kg/cm<sup>2</sup> man.)  
ACCIONADOR: MOTOR ELÉCTRICO

BCC-CI-01

BOMBA HORIZONTAL PRINCIPAL  
SERVICIO: SUMINISTRO DE  
AGUA CONTRA INCENDIO  
GASTO: 3000 GPM (11356.24 LPM)  
PRESIÓN DESC.: 300 psig (21.09 kg/cm<sup>2</sup> man.)  
ACCIONADOR: MOTOR DE COMBUSTIÓN

BCC-CI-02

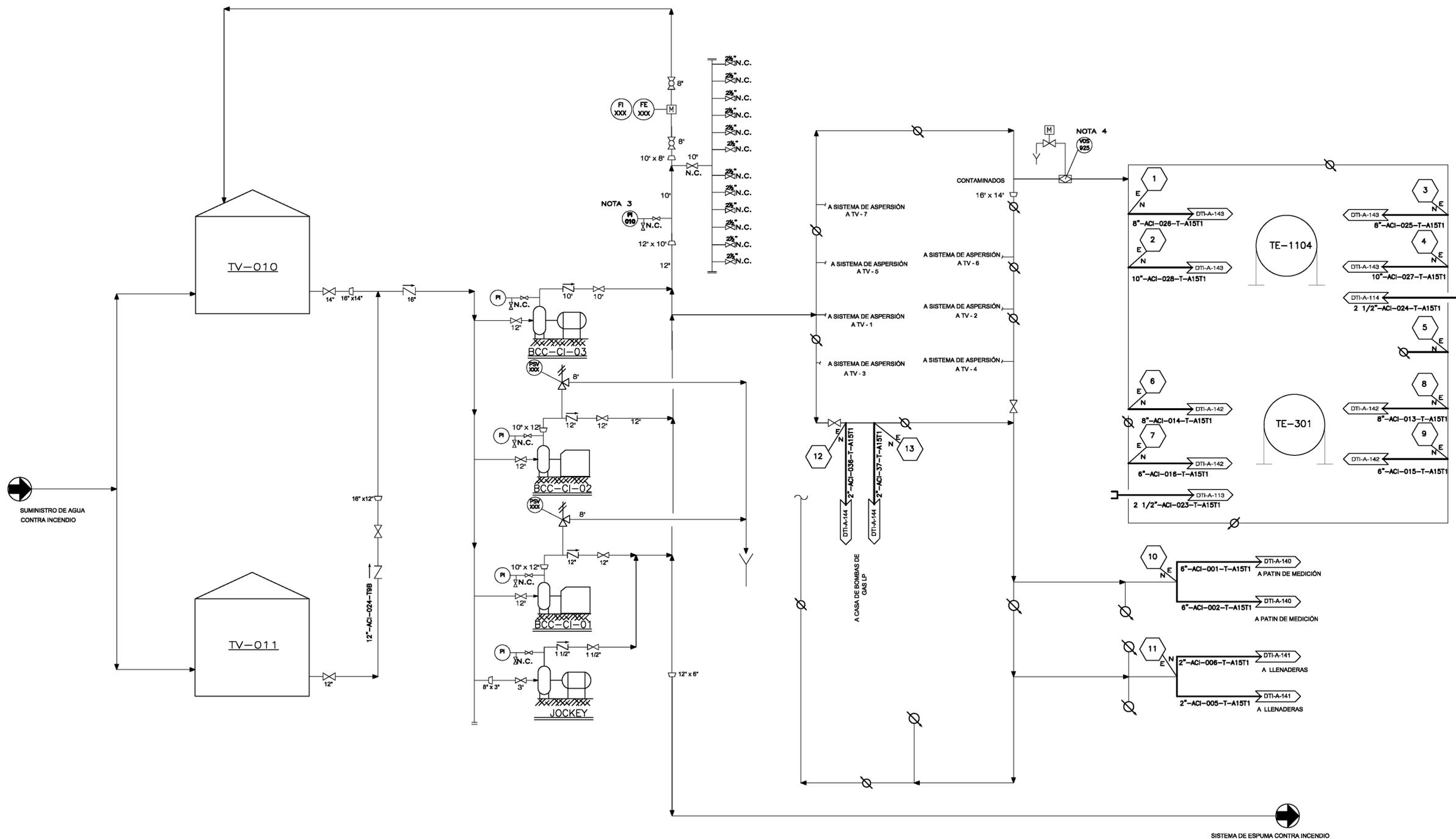
BOMBA HORIZONTAL DE RELEVO  
SERVICIO: SUMINISTRO DE  
AGUA CONTRA INCENDIO  
GASTO: 2500 GPM (9463.5 LPM)  
PRESIÓN DESC.: 300 psig (21.09 kg/cm<sup>2</sup> man.)  
ACCIONADOR: MOTOR DE COMBUSTIÓN

BCC-CI-03

BOMBA HORIZONTAL PRINCIPAL  
SERVICIO: SUMINISTRO DE  
AGUA CONTRA INCENDIO  
GASTO: 2800 GPM (10599.1 LPM)  
PRESIÓN DESC.: 300 psig (21.09 kg/cm<sup>2</sup> man.)  
ACCIONADOR: MOTOR ELÉCTRICO

NOTAS:

- 1.- PARA SIMBOLOGÍA VER DIAGRAMA A-110.
- 2.- LA ALIMENTACIÓN DE AGUA HACIA LOS ANILLOS DE ENFRIAMIENTO DEBE SER DE PUNTOS DIAMETRALMENTE OPUESTOS Y TOMADOS DE DIFERENTES SECCIONES DE CIRCUITOS DE LA RED GENERAL.
- 3.- EL DISEÑO DE CABEZAL DE PRUEBA DEBE INCLUIR UN MANÓMETRO CONFORME A LA NORMA NRF-016-PEMEX-2010.
- 4.- SE DEBERÁ ELIMINAR DADO QUE NO CUMPLE CON LA NORMATIVIDAD VIGENTE.



CP	FECHA	REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Va.Bo.	NÚMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR:		DIB.	PROY.	REV.	COORD.	APROB.	ESC. SIN	ACOT: SIN	LOCALIZACIÓN:	A-130	REV. 0
		0	APROBADO PARA CONSTRUCCIÓN						SUPERINTENDENTE	JEFE DE S.I.P.A.										
									JEFE DE MANTENIMIENTO	JEFE DE OPERACIÓN										



DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO D.F.

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO"

DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN  
RED CONTRA INCENDIO

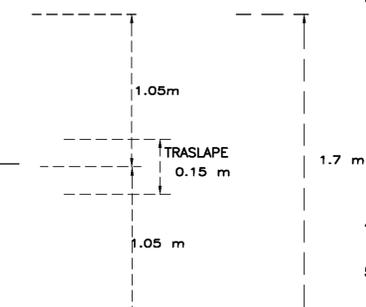
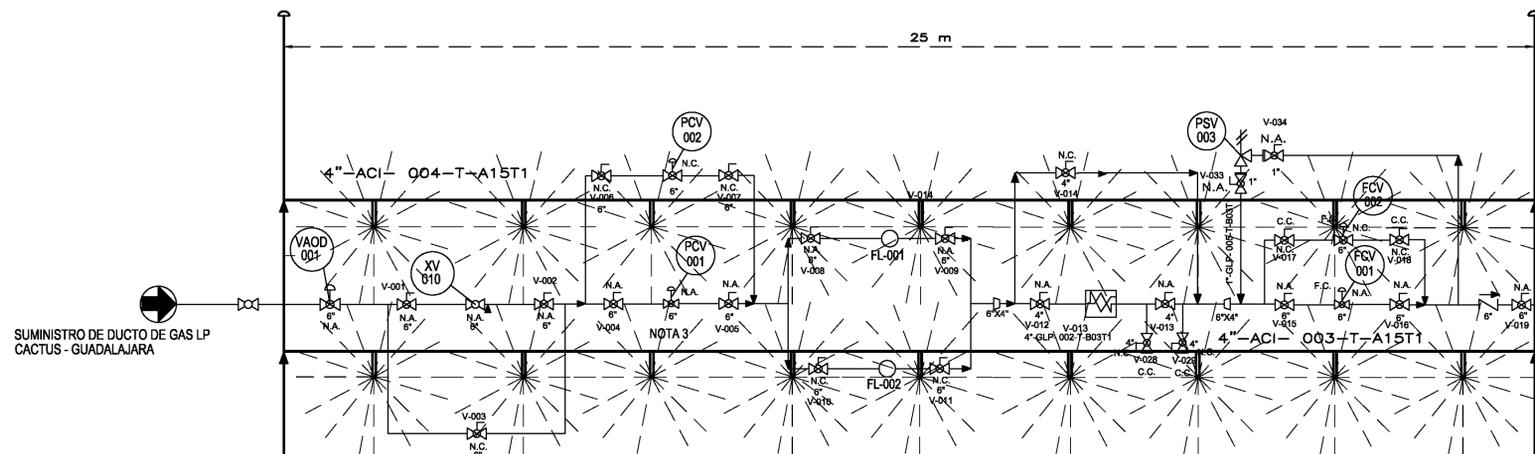
A-130

NOTAS:

- 1.- PARA SIMBOLOGÍA VER DIAGRAMA A-110.
- 2.- EN BASE A LA NORMA NRF-016-PEMEX-2010; LA VÁLVULA DE ALIMENTACIÓN MANUAL, DEBE LOCALIZARSE A POR LO MENOS 15 M DE DISTANCIA DE LAS INSTALACIONES QUE PROTEGE EL SISTEMA DE ASPERSIÓN Y LA VÁLVULA DE CONTROL AUTOMÁTICO SE DEBE LOCALIZAR COMO MÍNIMO A 10 M DE LAS INSTALACIONES QUE PUDIERAN AFECTARLA EN CASO DE INCENDIO O EXPLOSIÓN.
- 3.- LA CANTIDAD DE BOQUILLAS QUE SE MUESTRA EN EL DIAGRAMA SOLO ES REPRESENTATIVO. EN LA SIGUIENTE TABLA SE MUESTRA LOS DATOS OBTENIDOS DE LA MEMORIA DE CÁLCULO DEL EL SISTEMA DE ASPERSIÓN PARA EL PATÍN DE MEDICIÓN EN EL ÁREA DE RECIBO.

NÚMERO DE BOQUILLAS TOTALES	50
NÚMERO DE BOQUILLAS EN CADA RAMAL	25
DIÁMETRO DE TUBERÍA DE CABEZAL PRICIPAL RCI	6"
DIÁMETRO DE RAMAL DE TUBERÍA RCI	4"
DIÁMETRO DE TUBERÍA DE ALIMENTACIÓN POR BOQUILLA	1"
GASTO TOTAL DE CABEZAL PRINCIPAL RCI	1050 GPM
GASTO TOTAL POR RAMAL DE TUBERÍA RCI	525 GPM
GASTO POR BOQUILLA	21 GPM

- 4.- LAS BOQUILLAS DEBERÁN SER DE UN DIÁMETRO DE 1 PULG. CON UN ÁNGULO DE APERTURA MÍNIMO DE 46°, DATOS DE PROVEDOR ESTE ES DE 62°.
- 5.- LAS BOQUILLAS DEBERÁN ESTAR LOCALIZADAS A 1 m DE DISTANCIA DE LA SUPERFICIE DE LA TUBERÍA DEL PATÍN DE MEDICIÓN Y A UNA ALTURA MÍNIMA DE 2.3 m SOBRE EL NIVEL DE PISO TERMINADO Y CONTAR CON JUEGO DE BRIDAS QUE PERMITAN DESMONTARLOS PARA TRABAJOS DE MANTENIMIENTO DEL PATÍN.
- 6.- LA DENSIDAD MÍNIMA DE AGUA APLICADA DEBE SER DE 20.4 lpm/m.<sup>2</sup>
- 7.- EL ESPACIO MÁXIMO ENTRE BOQUILLAS NO DEBE EXCEDER DE 3.6 m.
- 8.- LA VÁLVULA DE CONTROL AUTOMÁTICO, SE DEBE LOCALIZAR COMO MÍN. A 10 m DE LAS INSTALACIONES QUE PUDIERAN AFECTARLA EN CASO DE INCENDIO O EXPLOSIÓN.
- 9.- LA VÁLVULA DE ALIMENTACIÓN MANUAL, DEBE LOCALIZARSE A POR LO MENOS 15 m DE DIATANCIA DE LAS INSTALACIONES QUE PROTEGE EL SISTEMA DE ASPERSIÓN.
- 10.- LA TUBERÍA DE LOS ANILLOS DE ASPERSIÓN DEBE TENER UNA PENDIENTE DE 0.5% HACIA TUBO DE ALIMENTACIÓN PARA ASEGURAR EL DRENADO DE LOS ANILLOS Y CABEZALES UNA VEZ QUE SE INCLUYA LA OPERACIÓN DEL SISTEMA.
- 11.- LAS BOQUILLAS DE ASPERSIÓN DEBEN SER DE MATERIAL DE BRONCE O ACERO INOXIDABLE DE CONO LLENO, NO MENORES DE 19 mm DN CON TAMAÑO DE ORIFICIO NO MENOR A 1/4 PULG. LISTADAS POR UL O PAROBADAS POR FM Ó EQUIVALENTE.

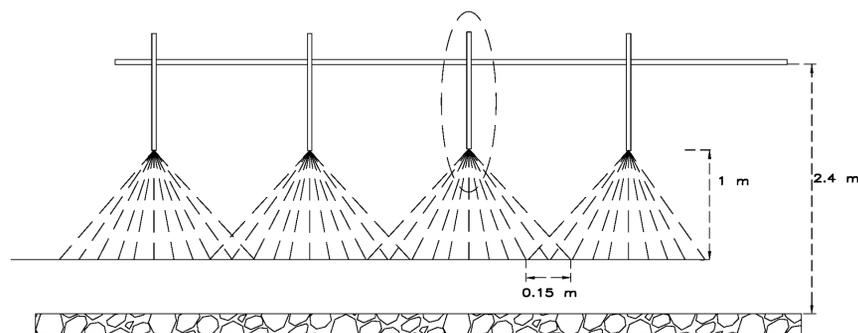


NOTA 3

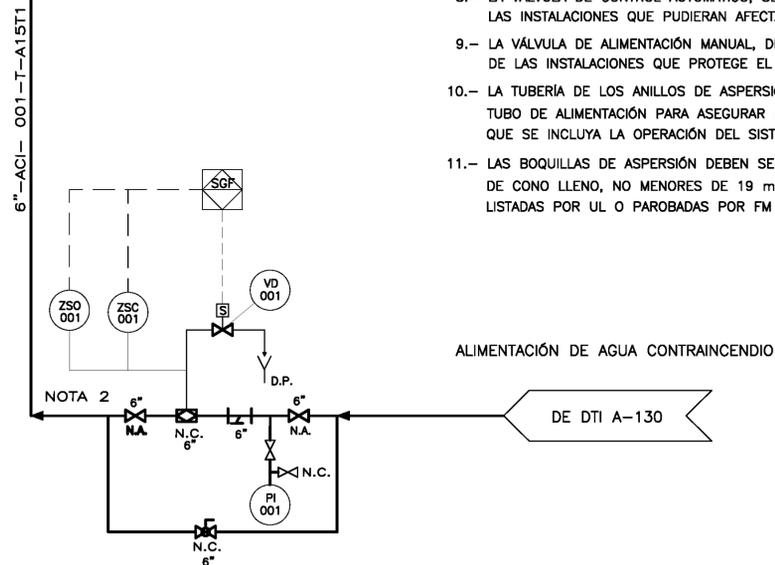
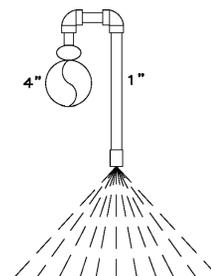
ALIMENTACIÓN DE AGUA CONTRAINCENDIO



ARREGLO TÍPICO DE ASPERSORES  
VER DETALLE "A"



DETALLE "A"  
ARREGLO TÍPICO DE ASPERSOR



CP	FECHA	REVISIONES	NÚMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR:	DIB.	PROY.	REV.	COORD.	APROB.	ESC. SIN	ACOT. SIN	LOCALIZACIÓN:	A-140	REV. 0
REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Vo.Bo.	SUPERINTENDENTE										
0	APROBADO PARA CONSTRUCCIÓN				JEFE DE MANTENIMIENTO	JEFE DE OPERACIÓN									



DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO D.F.

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO"

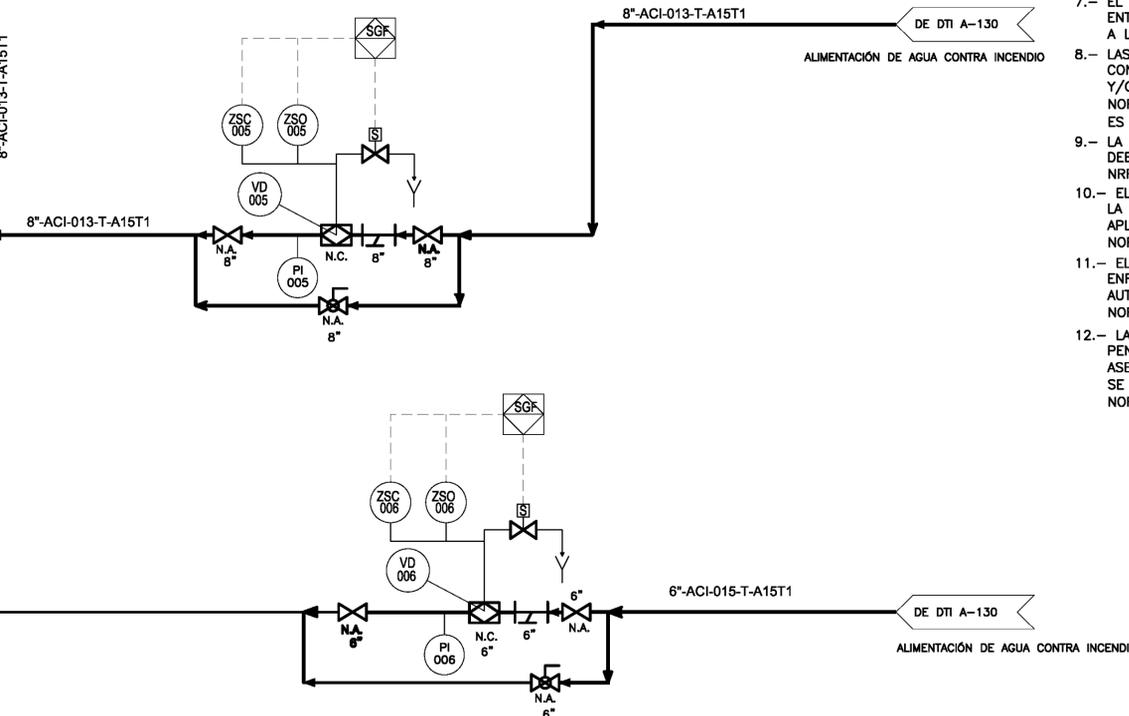
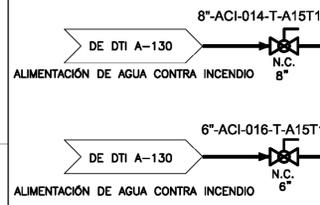
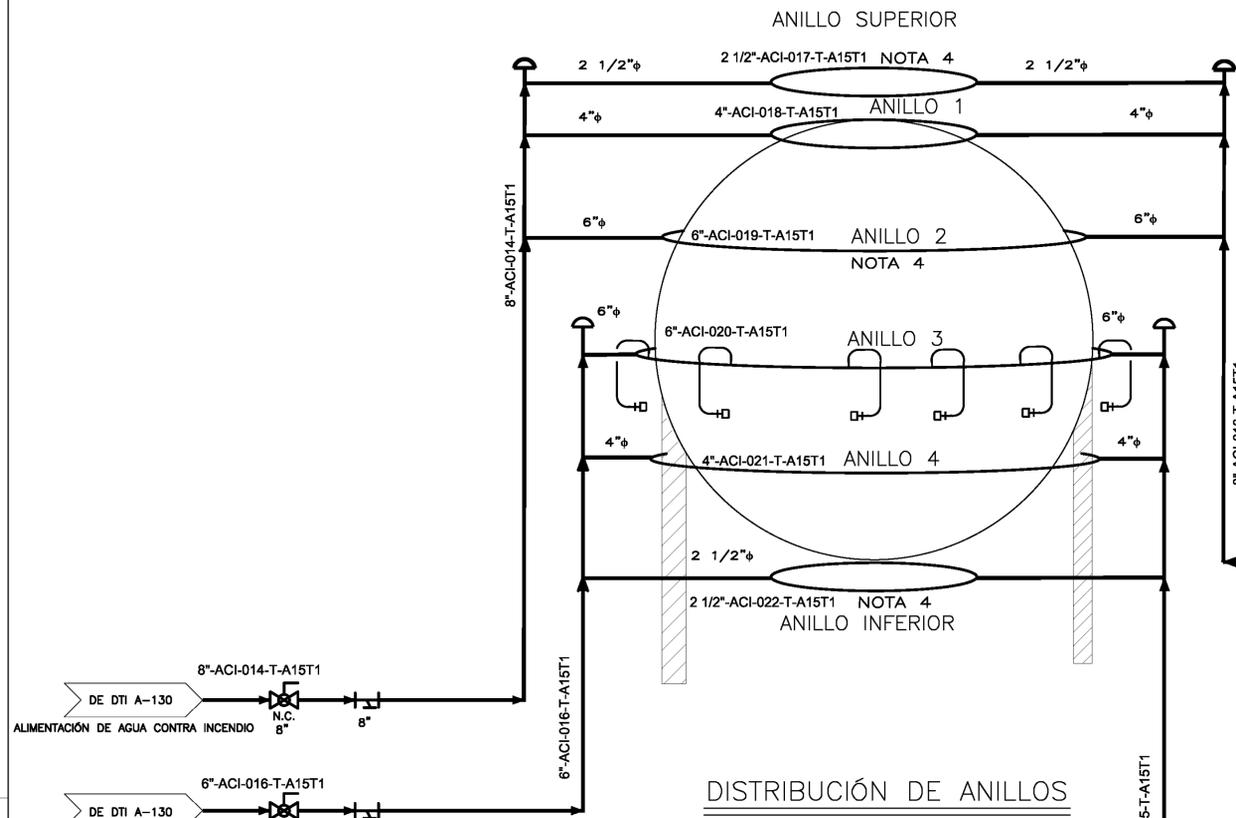
DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN SISTEMA DE ASPERSIÓN ÁREA DE RECIBO DE GAS LP

TE-301

TANQUE ESFÉRICO  
 CAPACIDAD: 1590 m<sup>3</sup> (10,000 bbl)  
 DIÁMETRO DEL TANQUE: 14.48m (570.07in)  
 PRESIÓN DE OPERACIÓN: 14.2 kg/cm<sup>2</sup> man (201.97 psig)  
 PRESIÓN DE DISEÑO: 15.82 kg/cm man (225.01 psig)

NOTAS

- 1.- PARA SIMBOLOGÍA VER EL DIAGRAMA A-110.
- 2.- LAS VÁLVULAS VD-05/06 Y LAS VÁLVULAS MANUALES DEL SISTEMA DE ASPERSIÓN SE LOCALIZAN FUERA DEL DIQUE.
- 3.- DETALLES DE ESPREAS EN LOS DIFERENTES ANILLOS DE ASPERSIÓN DE ACUERDO A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- 4.- CADA TANQUE ESFÉRICO SE DEBE DISEÑAR CON PROTECCIÓN INDIVIDUAL Y LAS TUBERÍAS DE LOS ANILLOS DE ENFRIAMIENTO, DEBEN SER DE O DE ACERO AL CARBONO CON RECUBRIMIENTO GALVANIZADO (ASTM A 53), DE ACUERDO A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- 5.- LA ALIMENTACIÓN DE AGUA HACIA LOS ANILLOS DE ENFRIAMIENTO DEBE SER DE PUNTOS DIAMETRALMENTE OPUESTOS Y TOMADOS DE DIFERENTES SECCIONES DEL CIRCUITO DE LA RED GENERAL. DE ACUERDO A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- 6.- EL SUMINISTRO DE AGUA HACIA LOS ANILLOS DE ENFRIAMIENTO DEBE SER POR ACCIONAMIENTO DE CONTROL AUTOMÁTICO Y MANUAL.
- 7.- EL DIMENSIONAMIENTO DE LAS BOQUILLAS DEBEN SER DE UN DIÁMETRO ENTRE 19 mm (3/4 in) Y 24.5 mm (1 in) DE DIÁMETRO CONFORME A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- 8.- LAS BOQUILLAS DEL SISTEMA DE ASPERSIÓN DEBE SER DE CONO LLENO, CON UN ÁNGULO DE COBERTURA MÁXIMO DE 130°, LISTADAS POR UL Y/O APROBADAS POR FM O EQUIVALENTE, DE ACUERDO A LA NORMA NORMA NRF-015-PEMEX-2012, DE ACUERDO A PROVEEDOR EL ÁNGULO ES DE 94°.
- 9.- LA SEPARACIÓN MÁXIMA ENTRE BOQUILLAS EN UN MISMO ANILLO NO DEBE EXCEDER DE 1.8 m (6 ft) CONFORME A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- 10.- EL REQUERIMIENTO DE AGUA DEBE SER EL NECESARIO PARA CUBRIR LA SUPERFICIE TOTAL DEL TANQUE CON UNA DENSIDAD MÍNIMA DE APLICACIÓN DE 10.2 Imp/m<sup>2</sup> (0.25 GPM/ft<sup>2</sup>), DE ACUERDO A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- 11.- EL SUMINISTRO POR CONTROL AUTOMÁTICO PARA LOS ANILLOS DE ENFRIAMIENTO, DEBE SER A TRAVÉS DE DOS VÁLVULAS DE CONTROL AUTOMÁTICO LISTADAS POR UL-260 O EQUIVALENTE, CONFORME A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- 12.- LAS TUBERÍAS DE LOS ANILLOS DE ASPERSIÓN DEBEN TENER UNA PENDIENTE DE 0.5 POR CIENTO HACIA EL TUBO DE ALIMENTACIÓN PARA ASEGURAR EL DRENADO DE LOS ANILLOS Y CABEZALES UNA VEZ QUE SE TIENE CONCLUYA LA OPERACIÓN DEL SISTEMA, DE ACUERDO A LA NORMA NRF-016-PEMEX-2010.

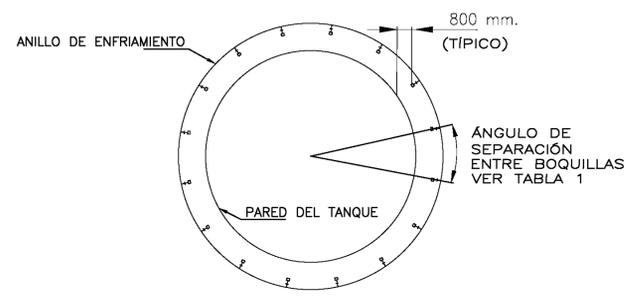


DISTRIBUCIÓN DE ANILLOS

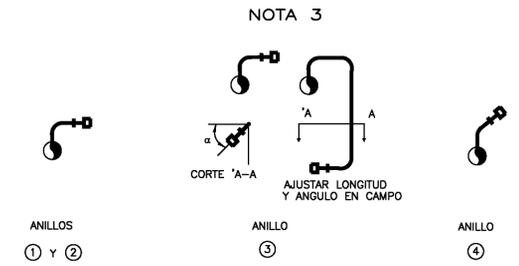
TE-301

TABLA 1

ESFERA	DIÁMETRO NOMINAL DE LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN (in)		No. DE ANILLO	DIÁMETRO DE LA TUBERÍA DEL ANILLO (in)	No. DE BOQUILLAS	ÁNGULO DE SEPARACIÓN ENTRE BOQUILLAS (GRADOS)	DISTANCIA DEL ANILLO RESPECTO AL ECUADOR DE TANQUE ESFÉRICO (m)
	MANUAL	AUTOMÁTICA					
TE-301	8	8	SUPERIOR	2.5	8	45.00	7.24
			1	4	24	15	4.12
	2	6	29	12.41	1.80		
	6	6	3	6	29	12.41	1.80
			4	4	24	15	4.12
	INFERIOR	2.5	4	90.00	7.24		



LOCALIZACIÓN DE BOQUILLA (TÍPICO)



DETALLE DE BOQUILLAS

CP	FECHA	REVISIONES	NÚMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR:	DIB.	PROY.	REV.	COORD.	APROB.	ESC. SIN	ACOT. SIN	LOCALIZACIÓN:	REV.
		0			SUPERINTENDENTE									
					JEFE DE MANTENIMIENTO									
					JEFE DE OPERACIÓN									



DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO D.F.

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO"

DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN SISTEMA ASPERSIÓN SISTEMA DE ASPERSIÓN DEL TANQUE TE-301

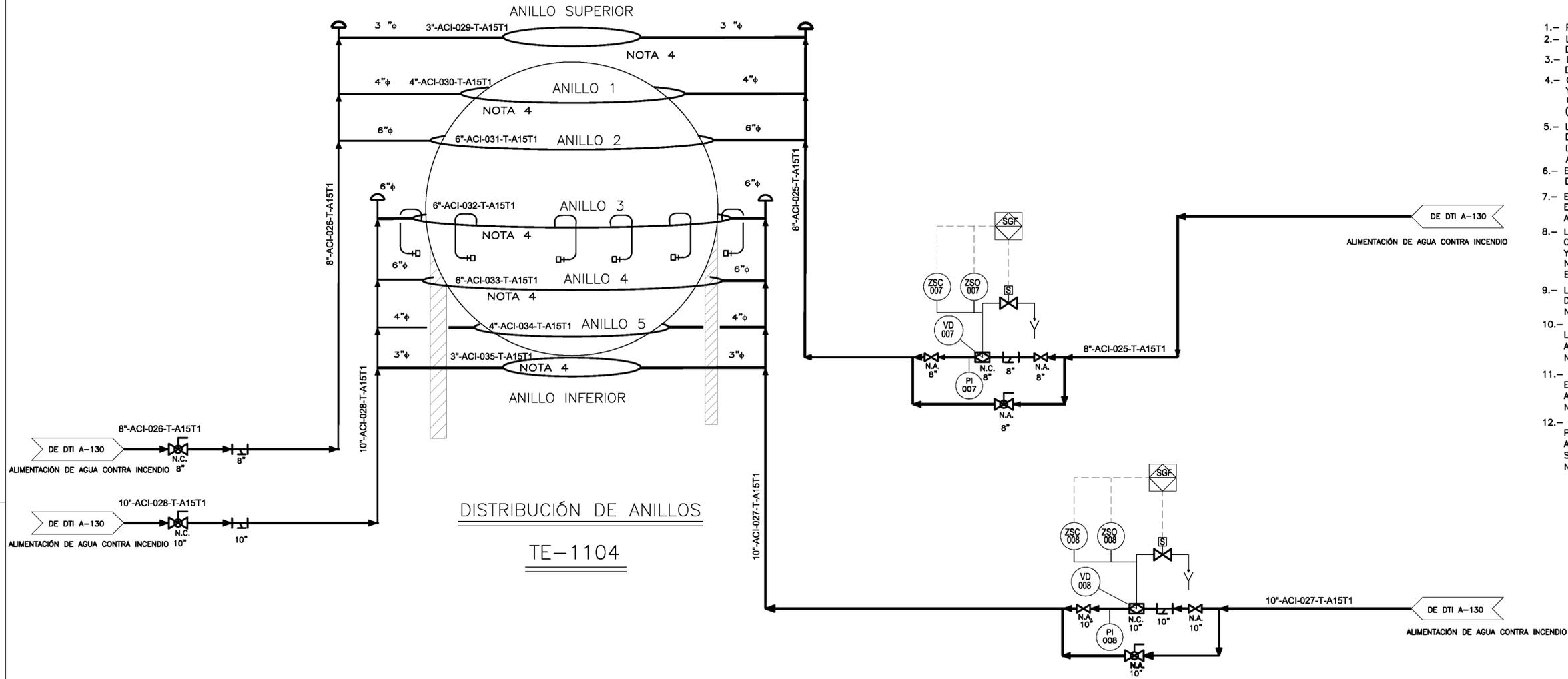
A-142

TE-1104

TANQUE ESFÉRICO  
 CAPACIDAD: 3180 m<sup>3</sup> (20 000 bl)  
 DIÁMETRO DEL TANQUE: 18.24 m (59.84 ft)  
 PRESIÓN DE OPERACIÓN: 9.00 kg/cm<sup>2</sup> man (128.01 psig)  
 PRESIÓN DE DISEÑO: 15.40 kg/cm<sup>2</sup> man (219.03 psig)

NOTAS

- PARA SIMBOLOGÍA VER EL DIAGRAMA DTI-A-110.
- LAS VÁLVULAS VD-05/06 Y LAS VÁLVULAS MANUALES DEL SISTEMA DE ASPERSIÓN SE LOCALIZAN FUERA DEL DIQUE.
- DETALLES DE ESPREAS EN LOS DIFERENTES ANILLOS DE ASPERSIÓN DE ACUERDO A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- CADA TANQUE ESFÉRICO SE DEBE DISEÑAR CON PROTECCIÓN INDIVIDUAL Y LAS TUBERÍAS DE LOS ANILLOS DE ENFRIAMIENTO, DEBEN SER DE O DE ACERO AL CARBONO CON RECUBRIMIENTO GALVANIZADO (ASTM A 53), DE ACUERDO A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- LA ALIMENTACIÓN DE AGUA HACIA LOS ANILLOS DE ENFRIAMIENTO DEBE SER DE PUNTOS DIAMETRALMENTE OPUESTOS Y TOMADOS DE DIFERENTES SECCIONES DEL CIRCUITO DE LA RED GENERAL DE ACUERDO A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- EL SUMINISTRO DE AGUA HACIA LOS ANILLOS DE ENFRIAMIENTO DEBE SER POR ACCIONAMIENTO DE CONTROL AUTOMÁTICO Y MANUAL.
- EL DIMENSIONAMIENTO DE LAS BOQUILLAS DEBEN SER DE UN DIÁMETRO ENTRE 19 mm (3/4 in) Y 24.5 mm (1 in) DE DIÁMETRO CONFORME A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- LAS BOQUILLAS DEL SISTEMA DE ASPERSIÓN DEBE SER DE CONO LLENO, CON UN ÁNGULO DE COBERTURA MÁXIMO DE 130°, LISTADAS POR UL Y/O APROBADAS POR FM O EQUIVALENTE, DE ACUERDO A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012, DE ACUERDO A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- LA SEPARACIÓN MÁXIMA ENTRE BOQUILLAS EN UN MISMO ANILLO NO DEBE EXCEDER DE 1.8 m (6 ft) CONFORME A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- EL REQUERIMIENTO DE AGUA DEBE SER EL NECESARIO PARA CUBRIR LA SUPERFICIE TOTAL DEL TANQUE CON UNA DENSIDAD MÍNIMA DE APLICACIÓN DE 10.2 Imp/m<sup>2</sup> (0.25 GPM/ft<sup>2</sup>), DE ACUERDO A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- EL SUMINISTRO POR CONTROL AUTOMÁTICO PARA LOS ANILLOS DE ENFRIAMIENTO, DEBE SER A TRAVÉS DE DOS VÁLVULAS DE CONTROL AUTOMÁTICO LISTADAS POR UL-260 O EQUIVALENTE, CONFORME A LA NORMA NRF-015-PEMEX-2012.
- LAS TUBERÍAS DE LOS ANILLOS DE ASPERSIÓN DEBEN TENER UNA PENDIENTE DE 0.5 POR CIENTO HACIA EL TUBO DE ALIMENTACIÓN PARA ASEGURAR EL DRENADO DE LOS ANILLOS Y CABEZALES UNA VEZ QUE SE TIENE CONCLUYA LA OPERACIÓN DEL SISTEMA, DE ACUERDO A LA NORMA NRF-016-PEMEX-2010.

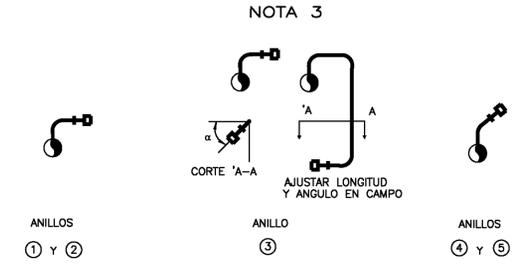
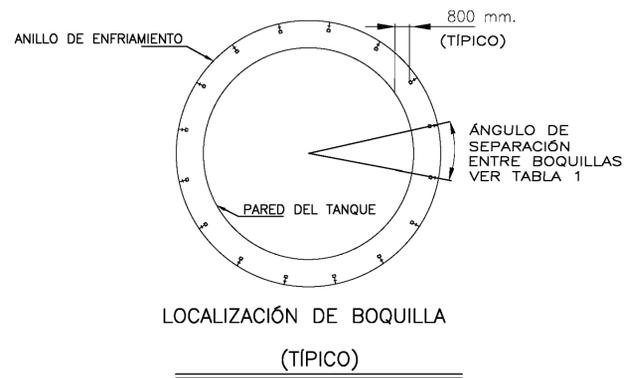


DISTRIBUCIÓN DE ANILLOS

TE-1104

TABLA 1

ESFERA	DIÁMETRO NOMINAL DE LA LÍNEA DE ALIMENTACIÓN (in)		No. DE ANILLO	DIÁMETRO DE LA TUBERÍA DEL ANILLO (in)	No. DE BOQUILLAS	ÁNGULO DE SEPARACIÓN ENTRE BOQUILLAS (GRADOS)	DISTANCIA DEL ANILLO RESPECTO AL ECUADOR DE TANQUE ESFÉRICO (m)
	MANUAL	AUTOMÁTICA					
TE-1104	8	8	SUPERIOR	3	14	25.71	9.92
			1	4	22	16.36	7.32
			2	6	34	10.58	3.66
	10	10	3	6	37	9.72	0.00
			4	6	34	10.58	3.66
			5	4	22	16.36	7.32
			INFERIOR	3	10	36	9.92



CP	FECHA	REVISIONES	NÚMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR:	DIB.	PROY.	REV.	COORD.	APROB.	ESC. SIN	ACOT. SIN	LOCALIZACIÓN:	REV.
		0			SUPERINTENDENTE									0
					JEFE DE MANTENIMIENTO									0



DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO D.F.

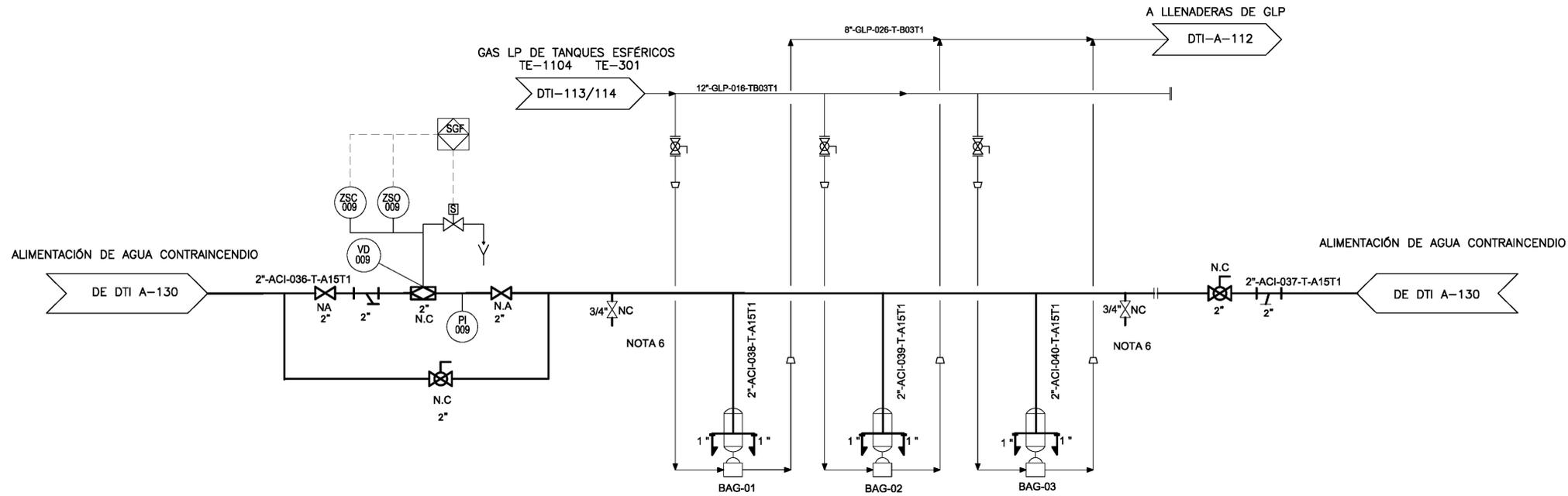
"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO"  
**DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN SISTEMA ASPERSIÓN**  
**SISTEMA DE ASPERSIÓN DEL TANQUE TE-1104**

BAG-01/02/03

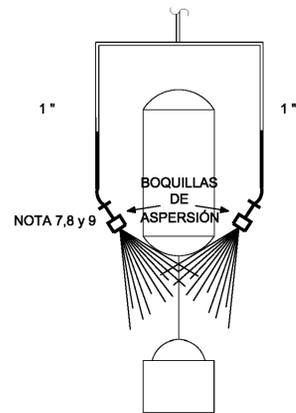
BOMBA VERTICAL DE GAS LP  
 SERVICIO: SUMINISTRO DE GAS LP  
 GASTO: 650 GPM ( 2,460.51 lpm)  
 PRESIÓN DESC.: 156.5 psig ( 11 kg/cm<sup>2</sup> man.)  
 ACCIONADOR: MOTOR ELÉCTRICO

NOTAS

1. PARA SIMBOLOGÍA VER DIAGRAMA A-110
2. SE REQUIERE LA INSTALACIÓN DE FILTROS TIPO "Y" PARA EVITAR EL PASO DE PARTICULAS MAYORES A 3 mm DE DIÁMETRO, INSTALADOS ANTES DE LA VÁLVULA DE CONTROL AUTOMÁTICO Y EN LA ALIMENTACIÓN MANUAL DESPUÉS DE LA VÁLVULA DE APERTURA Y CIERRE RÁPIDO
3. LA VÁLVULA DE CONTROL AUTOMÁTICO DEBE CONTAR CON BOTONERA PARA ACTUARLA DESDE SITIO Y OTRA DESDE EL CUARTO DE CONTROL CONTRAINCENDIO
4. LA VÁLVULA DE ALIMENTACIÓN MANUAL DEBE LOCALIZARSE A POR LO MENOS 15 M DE DISTANCIA DE LAS INSTALACIONES QUE PROTEGE EL SISTEMA DE ASPERSIÓN, LA VÁLVULA DE CONTROL AUTOMÁTICO, SE DEBE LOCALIZAR COMO MÍNIMO A 10 M DE LAS INSTALACIONES QUE PUDIERAN AFECTARLA EN CASO DE INCENDIO O EXPLOSIÓN
5. LA VÁLVULA MANUAL PARA ACCIONAR EL SISTEMA DE DILUVIO DEBE SER LOCALIZADA EN DIRECCIÓN CONTRARIA A LA DIRECCIÓN DE LOS VIENTOS REINANTES, EN CASO DE QUE NO SEA POSIBLE ESTE CRITERIO SE APLICAN MEDIDAS DE MITIGACIÓN ALTERNAS (DETECTORES, HIDRANTES)
6. EN LA ALIMENTACIÓN DE AGUA TANTO POR VÁLVULA DE CONTROL AUTOMÁTICO COMO POR LA VÁLVULA DE OPERACIÓN MANUAL, DEBE INSTALARSE EN EL PUNTO MÁS BAJO VÁLVULAS DE COMPUERTA CON DIÁMETRO MÍNIMO DE 3/4" PULG (UNA PURGA POR CADA ALIMENTACIÓN)
7. LAS BOQUILLAS ASPERSORAS DEBEN DIRIGIRSE AL SELLO MECÁNICO DE LA BOMBA POR LOS LADOS OPUESTOS, LOCALIZADAS ENTRE LOS 0.60 m Y 0.90 m DEL SELLO MECÁNICO Y NO AL MOTOR
8. LAS BOQUILLAS DE ASPERSIÓN DEBEN SER DE MATERIAL DE BRONCE, CONO LLENO, NO MENORES DE 19 mm DN (¾" NPS) CON TAMAÑO DE ORIFICIO NO MENOR A 6.37 mm (¼"), LISTADAS POR UL O APROBADAS POR FM O EQUIVALENTE



ALIMENTACIÓN DE AGUA CONTRAINCENDIO



DETALLE DE BOQUILLAS

SISTEMA DE ASPERSIÓN

CLAVE	UBICACIÓN	CONEXIÓN	TIPO DE ASPERSIÓN	ÁNGULO DE APERTURA (GRADOS)	CAPACIDAD (gpm)	PRESIÓN DE ASPERSIÓN (kg/cm <sup>2</sup> )	CANTIDAD DE BOQUILLAS
BAG-01	SELLO MECÁNICO	1"	CONO LLENO	62	21	6	2
BAG-02	SELLO MECÁNICO	1"	CONO LLENO	62	21	6	2
BAG-03	SELLO MECÁNICO	1"	CONO LLENO	62	21	6	2

PRESIÓN REQUERIDA 6 kg/cm<sup>2</sup> (85 lb/ft<sup>2</sup>)

FLUJO REQUERIDO POR EL SISTEMA 478 lpm (126 gpm)

CP	FECHA	REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Vo.Bo.	NÚMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR:		DIB.	PROY.	REV.	COORD.	APROB.	ESC. SIN	ACOT. SIN	LOCALIZACIÓN:	REV.
		0	APROBADO PARA CONSTRUCCIÓN						SUPERINTENDENTE	JEFE DE S.I.P.A.									
									JEFE DE MANTENIMIENTO	JEFE DE OPERACIÓN									



DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO D.F.

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO"

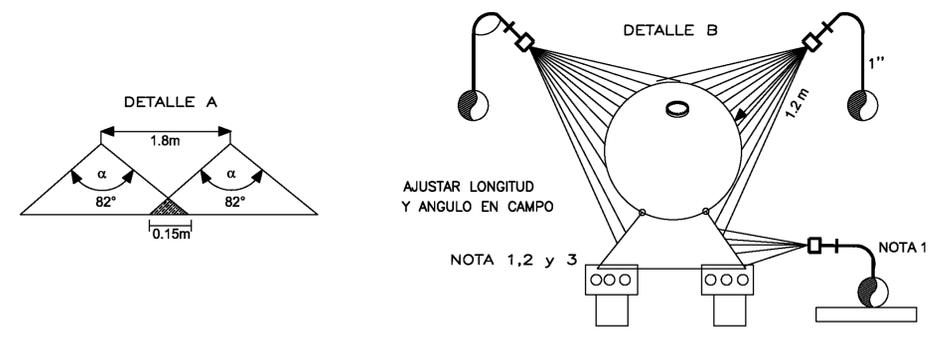
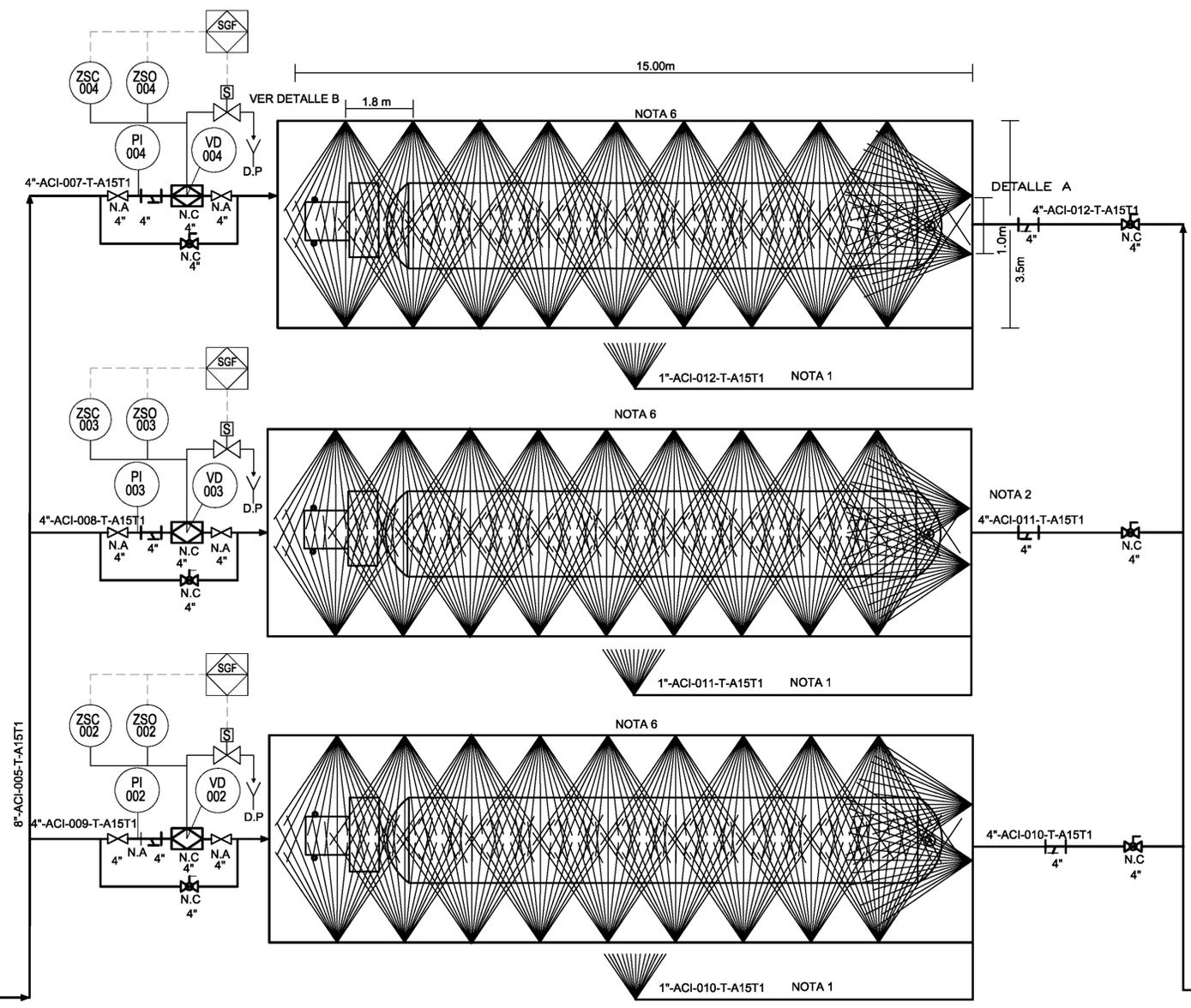
DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN SISTEMA DE ASPERSIÓN  
 SISTEMA DE ASPERSIÓN DE CASA DE BOMBAS

A-144

0

NOTAS

1. SE DEBEN PROTEGER LAS VALVULAS DE LLENADO/DESCARGA DEL AUTOTANQUE Y/O CARROTANQUE CUANDO MENOS CON UNA BOQUILLA, DE CONO LLENO DE 1 PULG, CON ÁNGULO DE COBERTURA DE 82° Y UN FLUJO DE 94.64 LPM (25 GPM) A UNA PRESIÓN DE DESCARGA MÍNIMA DE 5.62 kg/cm<sup>2</sup> (80 lb/pulg<sup>2</sup>), CON ORIFICIO MÍNIMO DE 8.3 mm (0.328 pulg), LAS BOQUILLAS DEBEN LOCALIZARSE DENTRO DE LA ISLA DE LLENADO DE ACUERDO A NRF-016-PEMEX-2010
2. LAS TAPAS DEL RECIPIENTE DEL AUTOTANQUE DEBEN SER MOJADAS CUANDO MENOS POR DOS BOQUILLAS
3. LA VÁLVULA DE ALIMENTACIÓN MANUAL, DEBE LOCALIZARSE A POR LO MENOS 15 m DE DISTANCIA DE LAS INSTALACIONES QUE PROTEGE EL SISTEMA DE ASPERSIÓN, LA VÁLVULA DE CONTROL AUTOMÁTICO, SE DEBE LOCALIZAR COMO MÍNIMO A 10 m DE LAS INSTALACIONES QUE PUDIERAN AFECTARLA EN CASO DE INCENDIO O EXPLOSIÓN.
4. LA SEPARACIÓN MÁXIMA ENTRE BOQUILLAS EN UN MISMO ANILLO NO DEBE EXCEDER DE 1.8 M (6 PIE).
5. LAS BOQUILLAS DEBEN MOJAR TODA LA SUPERFICIE DEL RECIPIENTE CON UNA DENSIDAD MÍNIMA DE 20.4 LPM/M2 (0.50GPM/FT2) A UNA PRESIÓN MÍNIMA DE DESCARGA DE 4.08 kg/cm<sup>2</sup> (60 lb/pulg<sup>2</sup>), DEBEN SER DE MATERIAL DE BRONCE, DE CONO LLENO, NO MENORES DE 19 MM DN (¾" PULG NPS) CON TAMAÑO DE ORIFICIO NO MENOR A 6,37mm (¼" PULG), LISTADAS POR UL O APROBADAS POR FM O EQUIVALENTE.
6. LA CANTIDAD DE BOQUILLAS QUE SE MUESTRA EN EL DIAGRAMA ES SOLO REPRESENTATIVO, EN LA TABLA 1 SE MUESTRA EL NUMERO Y CARACTERÍSTICAS DE LAS BOQUILLAS PARA CADA ISLA DE LLENADO.
7. EL ÁNGULO MÍNIMO DE APERTURA DE LAS ESPREAS ES DE 82°.



DETALLE DE BOQUILLAS

DE DTI A-130 8"-ACI-005-T-A15T1

ALIMENTACIÓN DE AGUA CONTRA INCENDIO

8"-ACI-006-T-A15T1 DE DTI A-130 ALIMENTACIÓN DE AGUA CONTRA INCENDIO

NOTA 7

SISTEMA DE ASPERSIÓN								
CLAVE	UBICACIÓN	CONEXIÓN	TIPO DE ASPERSIÓN	ÁNGULO (GRADOS)	CAPACIDAD (gpm)	PRESIÓN DE ASPERSIÓN (kg/cm <sup>2</sup> )	CANTIDAD DE BOQUILLAS POR ANILLO DE ASPERSIÓN	TOTAL DE BOQUILLAS POR ISLA
ISLA DE LLENADO 1	ANILLO	1"	CONO LLENO	82	25	5.62	20	21
ISLA DE LLENADO 2	ANILLO	1"	CONO LLENO	82	25	5.62	20	21
ISLA DE LLENADO 3	ANILLO	1"	CONO LLENO	82	25	5.62	20	21
PRESIÓN REQUERIDA 5.62 kg/cm <sup>2</sup> (80 lb/ft <sup>2</sup> )								
FLUJO REQUERIDO POR EL SISTEMA 5,969.25 lpm (1,575 gpm)								

CP	FECHA	REV.	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	Vo.Bo.	NÚMERO	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR PEMEX:	
		0	APROBADO PARA CONSTRUCCIÓN						SUPERINTENDENTE	JEFE DE S.I.P.A.
									JEFE DE MANTENIMIENTO	JEFE DE OPERACIÓN



DIBUJO ELABORADO EN: MÉXICO D.F.

DIB.	PROY.	REV.	COORD.	APROB.	ESC. SIN	ACOT. SIN	LOCALIZACIÓN:	TIERRA BLANCA, VERACRUZ

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE LAS INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO"  
**DIAGRAMA DE TUBERÍA DE INSTRUMENTACIÓN SISTEMA DE ASPERSIÓN EN LLENADERAS**

### 3.8 FILOSOFÍA DE OPERACIÓN Y CONTROL

En este documento se analiza el comportamiento de la planta, definiéndose los lineamientos generales para su adecuada operación en situaciones normales y especiales.

En este punto se proporciona un análisis global del proceso, mencionando su objetivo, alcance, rendimientos y problemas intrínsecos. Con el objeto de sentar las bases de un lenguaje común para el seguimiento, desarrollo y control de operaciones

#### 3.8.1 Gas LP

##### 3.8.1.1 Sistema de recibo

El gas licuado, proveniente del Ducto de GLP Cactus-Guadalajara de, se recibe en la TAR Tierra Blanca a través de una línea de llegada de 6"Ø a una presión de entrada al ducto que en condiciones normales se encuentra entre 28 kg/cm<sup>2</sup> y 34 kg/cm<sup>2</sup>,

Antes del patín de medición y regulación de gas se cuenta con las siguientes válvulas:

*Tabla 17 Válvula de bloqueo en recibo de gas LP*

TAG	TIPO	DESCRIPCIÓN
VGG-001	Válvula tipo globo	Corte de suministro de forma manual
VAOD-001	Válvula automática operada a distancia	Corte del suministro de gas a la TAR operada a distancia y en forma automática en caso de presentarse alguna emergencia.
XV-010	Válvula operada con actuador neumático	Corte del suministro de gas en forma automática.

Con el fin de revisar la presión de llegada a la TAR, en el sistema de recibo se cuenta con un manómetro PI-001 y el transmisor de presión PIT-001 que alarmará en forma audiovisual al operador en caso de que la presión de entrada del ducto sea menor a 12 a Kg/cm<sup>2</sup> y mayor a 45 Kg/cm<sup>2</sup>, ante dicha condición el operador podrá realizar mediante su consola de operación los movimientos de válvulas correspondientes en coordinación con el Centro de Control mediante el control automatizado del SDMC de acuerdo a las condiciones operativas del ducto.

En condiciones normales, la presión deberá regularse mediante un sistema automático de válvulas controladoras de presión PCV-001 (en operación) y PCV-002 (en Bypass) que operará en caso de falla de la PCV-001. Estas serán controladas por el SDMC y/o el operador BATOV de acuerdo a las condiciones establecidas con el Centro de Control, siendo su rango de salida normal entre 8 Kg/cm<sup>2</sup> y 12 Kg/cm<sup>2</sup>, el rango de operación podrá modificarse únicamente con contraseña. Para verificar las condiciones de

regulación de gas, el sistema cuenta con el manómetro PI-002 y el transmisor PIT-002 que emitirá alarma visual sitio por alta presión (16 kg/cm<sup>2</sup>) y audiovisual en el cuarto de control para las siguientes condiciones:

Tabla 18 Límites seguros de operación en válvulas reguladoras de presión

CONDICIÓN	VALOR DE PRESIÓN DE ALARMA KG/CM <sup>2</sup> MAN.
Bajo-Bajo	6
Bajo	6.5
Alto	15.5
Alto -Alto	16

Ante el escenario de alta presión después de la regulación, por falla de la PCV-001, por bloqueos de filtros o válvulas aguas abajo, o error operacional; se cuenta con la válvula de seguridad PSV-001 calibrada a 17.5 kg/cm<sup>2</sup> man. Para aliviar la presión en el área de recibo, enviando el gas al sistema de desfogue. Ante dicha situación se tienen las siguientes opciones:

- Cerrar la válvula de VAOD-001 o XV-010 previo aviso por el operador al centro de control SCADA.
- Alinear la válvula PCV-002 abriendo las válvulas manuales V-006/007 y cerrando V-004/005.
- Se deberá verificar el estado de válvulas y filtros aguas abajo

Se cuenta con dos filtros tipo canasta FL-001 en operación y FL-002 como respaldo, los cuales tienen un indicador por alta presión diferencial DPSH-001, que alarmará mediante DPAH-001 cuando se tenga una presión diferencial de 0.5 kg/cm<sup>2</sup>, lo que indicará el atascamiento o falla de filtros para realizar mantenimiento o remplazo de los mismos.

Para cuantificar y registrar la cantidad del gas alimentado por el ducto, se tiene un medidor de flujo másico FE-001, el cual mediante su transmisor asociado FIT-001 y los transmisores de presión PIT-003 y temperatura TIT-001, envían al SDMC las señales asociadas de presión PI-003, densidad DI-001, temperatura TI-001, flujo volumétrico VFI-001 y flujo másico MFI-001. Se cuenta con una alarma audiovisual indicando alto flujo de 1500 BPH y 300 BPH como bajo flujo.

La indicación de temperatura se envía de forma independiente al SDMC mediante el transmisor de temperatura TIT-001.

Las señales del transmisor de flujo másico FE-001 y del TIT-01 se envían punto a punto a un computador de flujo instalado en cuarto de control para obtener los siguientes parámetros:

- Flujo acumulado por turno en barriles y kilogramos a condiciones de operación y a 20 ° C.

- Flujo acumulado por día (0:00 a 24:00 hrs.) en barriles y kilogramos a condiciones de operación y a 20 ° C.
- Flujo acumulado por día (05:00 a 05:00 hrs.) en barriles y kilogramos a condiciones de operación y a 20 ° C.
- Acumulado mensual en barriles y kilogramos a condiciones de operación y a 20 ° C.

Las condiciones de operación actuales en el recibo son las siguientes:

Tabla 19 Condiciones de operación en área de recibo

VARIABLES	MÍNIMA	NORMAL	MÁXIMA
Flujo (BPH)	300	1,200	1,500
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	12	28-34	45
Temperatura (°C)	20	24-30	34
Densidad (kg/lt)	0.505	0.520	0.540

La regulación de flujo de entrada a la TAR, se puede realizar mediante las válvulas FCV-001 en operación y FCV-002 normalmente cerrada localizada en bypass protegida con las válvulas V-017 y V-018 cerradas con candado, a fin de evitar enviar altos flujos que puedan ocasionar aumento en la velocidad de llenado de los tanques esféricos de almacenamiento, incertidumbre en la medición de flujo y reducción de la vida útil de la tubería por altas velocidades. En este arreglo de válvulas se cuenta con un bypass como un sistema de alivio de presión por expansión térmica del gas que pudiese quedar atrapado dentro de la tubería en el área de recibo cuando no esté operando el patín de medición y control gas, con la apertura de la válvula de seguridad PSV-003 la cual está calibrada a una presión de 16.5 kg/cm<sup>2</sup> manométrica.

Una vez regulado el flujo y presión a las condiciones normales de operación, el gas LP se envía directo al área de llenaderas para carga de autotanques, o en su caso puede ser almacenado en los tanques esféricos TE-301 y TE-1104. El encargado de operación podrá seleccionar el desvío de flujo hacia llenaderas o esferas mediante comandos en la consola de operación abriendo o cerrando la válvula neumática FCV-003. El flujo puede ser controladas también en forma automática controlará por medio de FCV-003 de acuerdo a las siguientes condiciones:

Tabla 20 Calibración de válvula controladora de flujo a esferas

NO DE LLENADERAS OPERANDO	FLUJO A ESFERAS BPH
0	1200
1	800
2	400
3	0

Como sistemas de protección en el área de recibo, se cuenta con los siguientes dispositivos de seguridad:

- Alarmas por alta presión antes y después de la regulación de gas LP en el SDMC con los indicadores PI-001/002.
- Alarma por alta presión diferencial en filtros FL-001/002 de forma local y remota en el SDMC DPAH-001.
- PSV-001 calibrada a 17.5 kg/cm<sup>2</sup> para desfogar en caso de alta presión por falla de las válvulas PCV-001/002 o en caso de sobrepresión aguas abajo.
- PSV-003/004 para protección de la línea por expansión térmica debida al empaquetamiento de gas LP por cierre de válvulas, calibradas a 16.5 kg/cm<sup>2</sup>.
- Válvula “Check” (aguas arriba de V-019) para proteger el sistema de regulación y medición de gas LP por flujo inverso debido a la operación de bombas de gas LP.
- PSV-002 (17.5 kg/cm<sup>2</sup> man.) para desfogar en caso de alta presión por descarga de bombas a llenaderas
- PCV-003 (16 kg/cm<sup>2</sup> man.) para amortiguar el incremento de presión por cierre de válvulas en llenaderas

#### 3.8.1.1.1 Operación de válvulas VAOD y XV

Para las válvulas VAOD-XXX y XV-XXX, el sistema tendrá dos modos de operación Local y Remoto, también una posición Fuera (L/R/F), el operador puede seleccionar una de las tres posiciones a través de un selector local.

**Modo local:** Una vez seleccionada la posición local (selector junto a la válvula), el operador puede abrir o cerrar la válvula manualmente. Si la apertura de la válvula es a través de la estación local, el operador deberá asegurarse de que la válvula tenga el selector (HS-XXX). El contacto de sello (de apertura) se realizará en el equipo de control propio de la válvula, para este caso, en el SDMC se indicará que el selector está en posición local, a través de la señal (HS-XXXA) y se monitoreará el aviso de válvula abierta en el SDMC con la señal (ZIO-XXX) o cerrada (ZIC-XXX) cuando se alcance dicho estado.

**Modo Remoto:** El operador puede abrir y cerrar la válvula desde el Sistema Digital de Monitoreo y Control (SDMC) localizado en el cuarto de control. El SDMC enviará un comando de apertura, siempre y cuando el selector al pie de la válvula (HS1-XXX) se encuentre en posición remota (HS2-XXXC).

Se tienen las siguientes señales y los comandos al SDMC.

Tabla 21 Señales y comandos en el SDMC para las válvulas VAOD

ID	DESCRIPCIÓN
HS-XXXA	Indicación remota de válvula en modo local
HS-XXXB	Indicación remota de válvula en modo fuera

ID	DESCRIPCIÓN
HS-XXXX	Indicación remota de válvula en modo remoto
HS1-XXX	Comando remoto para cierre de válvula
HS2-XXX	Comando remoto para apertura de válvula
HS3-XXX	Comando para reset de válvula
ZIO-XXX	Indicación remota de válvula abierta
ZIC-XXX	Indicación remota de válvula cerrada
XA X-XXX	Indicación de reset

El actuador neumático de la válvula XV-XXX tendrá como suministro neumático cilindros de nitrógeno para poder ser operada mediante una válvula solenoide (SY-XXXX) remotamente con los comandos (HS1-XXX y HS2-XXX) en el cuarto de control para la apertura y cierre respectivamente de la válvula. El actuador neumático contará con indicadores remotos de posición de la válvula abierta (ZIO-XXX) o cerrada (ZIC-XXX) y con una varilla instalada en el vástago para indicar la posición de la válvula localmente. Se instalará un interruptor de baja presión (PSL-XXX) para indicar remotamente la carga del cilindro de nitrógeno mediante una alarma de baja presión (PAL-XXX) del mismo. De igual forma, contará con un selector local/fuera/remoto en campo (HS-XXXX, HS-XXXB y HS-XXXC). Se consideran las siguientes señales y los comandos remotos de cierre y apertura al SDMC.

### 3.8.1.2 Tanques de almacenamiento de gas LP

Los tanques esféricos de amortiguamiento TE-301 y TE-1104 tienen una capacidad nominal de 10 000 y 20 000 barriles respectivamente. Cuentan con la siguiente instrumentación:

Tabla 22 Instrumentación en tanques de almacenamiento de Gas LP

	TANQUE TE-301	TANQUE TE-1104
<b>Domo de la esfera</b>		
Transmisores de nivel	LT-201/202	LT-301/302
Interruptor por alto nivel	LSH-201	LSH-301
Alarma por alto-alto nivel (Independiente al SDMC)	LI/LAHH-201	LI/LAHH-301
Transmisor de presión	PT-201	PT-301
Transmisor de temperatura	TE/TT-201	TE/TT-301
Válvulas de seguridad	PSV-201/202	PSV-301/302
Válvula hidráulica de seguridad	SHV-004	SHV-007
<b>Base de la esfera</b>		
Transmisor indicador de presión	PIT-202	PIT-302
Transmisor indicador de	DIT-201	DIT-301

densidad		
Transmisor indicador de temperatura	TE/TIT-202	TE/TIT-302
Válvula hidráulica de seguridad	SHV-002/003	SHV-005/006

El gas licuado se envía, como condición operativa normal, directamente del Ducto de GLP a las llenaderas para la carga de autotanques en forma continua.

Cuando se deja de suministrar gas LP en alguna de las llenaderas, se presentará un exceso de flujo el cual será enviado mediante un porcentaje de apertura de la válvula FCV-003 a los tanques esféricos TE-301/1104, el flujo en dicha válvula será en función del número de llenaderas operando.

El sistema mantendrá en todo momento alineado uno de los tanques esféricos mediante las válvulas operadas por actuador neumático (válvula de entrada abierta XV-30 o XV-50 y válvula de salida XV-40, XV-60 cerrada), a fin de recibir las variaciones de flujo y presión de la línea en el caso de paro o disminución de llenado de autotanques.

El sistema seleccionará en forma automática el tanque esférico disponible, bajo las siguientes condiciones.

- Aquel que no registre señal de alto nivel en el SDMC LI-201/202/301/302.
- Que no se encuentre marcado como tanque en mantenimiento.
- Que no esté descargando gas a llenaderas FS-001/002.
- Y aquel que tenga el menor nivel de gas registrado en el SDMC LI-201/202/301/302.

Una vez hecha la selección por el sistema, se procede al llenado del tanque, el cual mediante sus transmisores de nivel y densidad contará con alarmas por alto nivel 75% (LI/LAH-201/202 o LI/LAH-301/302), alarmas por alto-alto nivel 80% (LI/LAHH-201/202 o LI/LAHH-301/302), alarmas por bajo nivel 25% (LI/LAL-201/202 o LI/LAL-301/302) y alarmas por bajo-bajo nivel 20% (LI/LALL-201/202 o LI/LALL-301/302).

Si al estar recibiendo el producto en un primer tanque se llegara a la máxima capacidad de almacenamiento prevista para éste (80%) aparecerá en el sistema la señal de alarma por alto-alto nivel (LI/LAHH-201/202 o LI/LAHH-301/302) que indique el evento al operador y al mismo tiempo el SDMC alineará automáticamente el segundo tanque disponible bajo la siguiente secuencia a fin de mantener el flujo constante en todo momento:

- Apertura de la válvula de entrada del tanque seleccionado (XV-030 ó XV-050)
- Cierre de la válvula de entrada del tanque que recibe (XV-040 ó XV-060)

Cuando el segundo tanque llegue a su nivel máximo (80%), el sistema nuevamente alarmará (LI/LAHH-201/202 o LI/LAHH-301/302) tal condición y automáticamente asignará el tanque disponible para que continúe con el recibo mediante la apertura/cierre de las válvulas correspondientes. Si al realizar está acción el tanque con nivel disponible se

encuentra descargando a llenaderas, el sistema cambiará automáticamente la posición de las válvulas de entrada y salida de los tanques a fin de continuar recibiendo producto en el tanque con menos nivel bajo la siguiente secuencia:

- Abrir válvula de entrada del tanque seleccionado se queda (XV-030 ó XV-050)
- Abrir válvula de salida del tanque que estaba recibiendo (XV-040 ó XV-060)
- Cerrar la válvula de entrada del tanque que recibía (XV-030 ó XV-050) y
- Cerrar la válvula de salida del tanque que despachaba (XV-040 ó XV-060)

Si durante el proceso de envío del gas LP a tanques esféricos se presentan nuevamente condiciones de llenado de autotanques, al iniciarse el llenado de estos, la válvula controladora de flujo FCV-003 regresará a su posición normal suspendiendo el envío del gas hacia tanques esféricos y se continuará con el llenado de autotanques desde el patín de medición.

Cuando por alguna razón se suspende el envío a tanques esféricos y el tanque que estaba recibiendo no llegó a su nivel máximo, al reanudarse el envío, el sistema seleccionará automáticamente el tanque que estaba recibiendo hasta que este llegue a su nivel máximo.

Al tener el envío de gas licuado hacia tanques de almacenamiento y al presentarse la condición de que no hay tanque disponible, al llegar al 33% de capacidad del último tanque de almacenamiento disponible, el SDMC alarmará la condición y avisará el tiempo máximo para recibir el producto.

Se tendrá una nueva alarma de llenado cuando el último tanque llegue al 66% y avisará el tiempo máximo para recibir el producto en previsión del cierre del ducto principal y el operador avisará al centro de control SCADA esta situación.

Al llegar al nivel máximo de llenado (80%) (LI/LAHH-201/202 o LI/LAHH-301/302), el sistema de control realizará automáticamente el cierre del ducto principal, alarmando la condición y ejecutando las acciones siguientes:

- Cierre de la válvula de control de flujo en el área de recibo
- Cierre de las válvulas de entrada de los tanques esféricos (XV-030/050).
- Cierre de la válvula neumática XV-010 de recibo.

El operador podrá, si así se requiere y se le ordena, cerrar el ducto en cualquier instante a través de comandos desde la estación de operación, así como seleccionar el estado de mantenimiento de los tanques de amortiguamiento.

En todo momento se pretende tener los tanques esféricos con un nivel mínimo gas LP, descargando en llenaderas, el SDMC contemplará dentro de la lógica de proceso el llenado desde tanques esféricos, (ver la operación de llenado desde tanques de amortiguamiento.)

**No es posible realizar al mismo tiempo, la operación de llenado de auto tanque desde el ducto y desde tanques esféricos.**

Cuando se tenga autotanques para carga, el llenado se inicia con el producto almacenado, una vez que se tenga el nivel disponible, el operador solicitará al centro de control SCADA el envío de producto.

El SDMC debe considerar que el operador pueda ejecutar a través de la estación de operación y en cualquier momento, las acciones siguientes para el llenado de autotanques desde tanques esféricos.

- Apertura de la válvula de salida del tanque de almacenamiento disponible para el llenado de autotanques (XV-040/060).
- Control de paro-arranque de las bombas de suministro a llenaderas (BAG-01/02/03).

En el caso de ser necesario suspender la extracción desde el Ducto de GLP, el personal de operación de la Terminal será responsable de comunicar oportunamente este evento al personal operativo de en el centro de control SCADA a fin de que se tomen las acciones correspondientes para minimizar riesgos.

La estación de operación mostrará la condición en que se encuentran los tanques esféricos indicando en su despliegue los siguientes parámetros:

- Número de tanque esférico.
- Capacidad nominal en BLS y TON.
- Nivel del producto en centímetros y % de llenado.
- Temperatura del producto en °C.
- Presión del tanque en Kg/cm<sup>2</sup>
- Hora y fecha de inicio y duración del recibo.
- Volumen almacenado en BLS naturales y a 20°C.
- Peso almacenado en TON.
- Volúmenes disponibles en BLS.
- Alarmas por nivel (alto, alto-alto, bajo, bajo-bajo).
- Alarmas por presión (alto y bajo).
- Condiciones en que se encuentra cada tanque: activo, recibo, despacho y mantenimiento.
- Estado y operación de válvulas operadas por actuador eléctrico de entrada/salida de los tanques.
- Densidad del producto en Kg/L.

En esta misma pantalla el gráfico del tanque esférico mostrará con unas flechas y con una dinamización el movimiento ascendente y/o descendente que marque el nivel del producto sobre la pared del tanque.

Para el tanque que se encuentra en mantenimiento el SDMC no reconocerá sus variables para la operación automática, dejando disponible las acciones de control de este tanque por operador.

La medición de densidad (DIT-201/301) en cada tanque esférico debe mandar a ejecutar el sistema automáticamente en rangos seleccionables de 1/2/4/8 hrs., actualizando el valor de esta medición en pantalla; así mismo cuando se está ejecutando la medición de la densidad a través de la pantalla le indicará (DI-201/301) al operador esta operación. El operador desde la estación de operación, en cualquier instante, podrá asignar a mantenimiento cualquier tanque esférico.

Se cuenta con válvulas de protección por expansión térmica PSV-203 en el cabezal principal de llegada de Gas LP desde área de recibo y PSV-204 en cabezal principal de envío de producto a bombas; estas válvulas relevan a presión de 16.5 kg/cm<sup>2</sup> man.

La válvula PSV-203 relevará la presión generada por la expansión de gas entrampado entre las válvulas FCV-003 y XV-030/050, el gas será enviado directamente al domo de las esferas.

La válvula PSV-204 relevará la presión generada por la expansión de gas entrampado después de las válvulas XV-040/060 cerradas, el gas será enviado directamente al domo de las esferas.

El domo de las esferas se encuentra interconectado mediante una línea igualadora de presión con válvulas de bloqueo de flujo a cada esfera y una válvula manual con candado cerrado conectado a la línea de desfogue.

Otro elemento de seguridad localizado en el domo de las esferas, son las válvulas de relevo de presión PSV-201 (13.5 Kg/ cm<sup>2</sup>) y PSV-202 (14 Kg/cm<sup>2</sup>) para tanque esférico TE-301 y las válvulas reguladoras de presión PSV-301 (14.5 Kg/ cm<sup>2</sup>) y PSV-302 (15 Kg/ cm<sup>2</sup>) para tanque esférico TE-1104, las descargas de estas válvulas serán hacia la atmosfera.

Los tanques esféricos TE-1104/301 que tienen almacenado gas LP que tiene una densidad de 0.505-0.540 kg/lt siendo menor a la del agua y que no reacciona químicamente con ella, tienen una toma para inyección de agua contraincendio en la línea de llenado de tanque, para que en caso de fuga de producto en las boquillas del fondo del tanque esférico, el nivel de agua desplace al hidrocarburo y la fuga sea de agua, representando un menor riesgo y permita tomar acciones para su control. La toma para inyección de agua contraincendio estará ubicada fuera del dique, tiene una toma hembra de 63 mm (2 ½ in) de diámetro. Realizando la acción de inyección de agua contraincendio al fondo de tanques esféricos, conectando a dicha línea a un camión cisterna y apertura de las válvulas V-226 ó V-311, con una presión mínima de 10.68 kg/cm<sup>2</sup> y un flujo máximo de 2 980.23 gpm.

### 3.8.1.2.1 Límites seguros de operación en esferas

Tabla 23 Límites de operación en esferas

Nivel	TE-301	TE-1104
Bajo-Bajo	1.8	1.8
Bajo	2.0	2.0
Mínimo	2.3	2.3
Máximo de operación	11.6	14.76
Alto	12.2	15.2
Alto-Alto	12.8	15.5
Máximo de llenado	13.91	17.54

Tabla 24 Límites de presión en tanques esféricos

Presiones (kg/cm <sup>2</sup> )	TE-301	TE-1104
Bajo-Bajo	6.5	6.5
Bajo	7.0	7.0
Mínimo	7.5	7.5
Máximo de operación	10	10
Alto	10.5	10.5
Alto-Alto	11	11

### 3.8.1.3 Sistema de bombas de gas LP.

El sistema de bombeo de gas LP está conformado por 3 bombas, (2 principales y una en espera) de tipo vertical de 650 gpm con una presión de descarga de 156.5 psig cada una y accionadas por motor eléctrico.

Las bombas succionan el producto de un cabezal de 12” de diámetro directamente desde uno de los tanques esféricos TE-301 ó TE-1104.

La instrumentación asociada a cada una de las bombas se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 25 Instrumentación en bombas de gas LP.

	BAG-001	BAG-002	BAG-003
<b>Línea de Succión</b>			
Interruptor de flujo	FS-401	FS-402	FS-402
Transmisor indicador de presión	PIT-401	PIT-403	PIT-405
Alarma por baja presión En SDMC	PAL-401	PAL-403	PAL-405
<b>Tablero Local</b>			
Interruptor manual para accionamiento en posición local	HS-401A	HS-402A	HS-403A

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES  
PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

	<b>BAG-001</b>	<b>BAG-002</b>	<b>BAG-003</b>
Interruptor manual para indicación en posición fuera	HS-401B	HS-402B	HS-403B
Interruptor manual para accionamiento en posición remota	HS-401C	HS-402C	HS-403C
<b>Línea de Descarga</b>			
Transmisor indicador de presión Local y en SDMC	PIT-402	PIT-404	PIT-406
Interruptor por baja y alta presión	PSL/H-411	PSL/H-412	PSL/H-413
Alarma por alta presión En SDMC	PAH-411	PAH-412	PAH-413
Alarma por baja presión En SDMC	PAL-411	PAL-412	PAL-413

En la succión de cada bomba, se cuenta con interruptores de flujo que enviarán señal al SDMC (FS-401/402/403) y evitaran que las bombas operen a bajo flujo (200GPM) o sin flujo de gas LP. Los transmisores indicadores de presión (PIT-401/403/405) instalados en la succión enviarán al SDMC señal de alarma por baja presión (2.5 kg/cm<sup>2</sup>) a fin de evitar el "engasamiento" y la cavitación de las bombas.

Así mismo en la descarga de cada bomba se tienen instalados transmisores indicadores e interruptores por alta y baja presión de descarga, con los cuales se puede monitorear y emitir alarmas a través del SDMC por valores de presión Alto-Alto, Alto, Bajo y Bajo-Bajo.

*Tabla 26 Presiones de descarga en bombas de gas LP*

<b>VALOR DE PRESIÓN A LA DESCARGA</b>	<b>PRESIÓN KG/CM<sup>2</sup></b>
Bajo-Bajo	7
Bajo	8
Normal	9-14
Alto	15
Alto-alto	16

Cuando por cuestiones de operación en llenaderas se cierran válvulas por falta o cambio de autotankes, el exceso de flujo bombeado es recirculado hacia los tanques esféricos por medio de las válvulas de reflujo tipo "Yar Way" instaladas en la descarga de cada una de las bombas.

Cuando no se utiliza el sistema de bombeo para enviar gas LP a llenaderas, en los cabezales de succión, descarga y recirculación de bombas se encuentran las válvulas PSV-401/402/403 para relevar el gas generado por expansión térmica a presión de 16.5 kg/cm<sup>2</sup> man. Enviando el flujo de gas hacia domo de los tanques esféricos.

En caso de que las bombas contengan gas LP en fase vapor, se tiene instalada una línea de purga que envía el gas hacia domo de esferas a fin evitar que las bombas operen con vapor, dicha situación se podrá verificar con los transmisores de presión (PIT-401/403/405) asociados a la succión de cada una de las bombas.

### 3.8.1.4 Llenaderas

En la TAR existen tres islas de llenado de autotanques, cada una de las llenaderas cuenta con la siguiente instrumentación:

Tabla 27 Instrumentación en llenaderas de gas LP

	Isla 1	Isla 2	Isla 3
Válvula de corte manual	V-101	V-102	V-103
Filtro de gas LP	FL-003	FL-004	FL-005
Indicador de alta presión diferencial en filtro	DPSH-101	DPSH-102	DPSH-103
Medidor de flujo másico	FE-101	FE-102	FE-103
Válvula de dos pasos	VOS-101	VOS-102	VOS-103
Transmisor indicador de presión	PIT-101	PIT-102	PIT-103
Transmisor indicador de temperatura	TIT-101	TIT-102	TIT-103
Sistema de tierra	EGS-101	EGS-102	EGS-103
Válvula de seguridad PSV por expansión térmica	PSV-101	PSV-102	PSV-103
Unidad de Control Local	UCL-101	UCL-102	UCL-103
Manómetro en línea de retorno de vapores	PI-104	PI-105	PI-106

Adicional a lo anterior, en el cabezal principal de suministro a llenaderas, se tiene una válvula automática operada a distancia VAOD-002, una válvula hidráulica de seguridad SHV-001 y la válvula de relevo por expansión térmica PSV-104 a una presión 16.5 kg/cm<sup>2</sup> man. como sistemas de protección al cabezal.

Cada llenadera cuenta con una línea de retorno de vapores en la cual se conecta el autotank para enviar el gas en fase vapor contenido en su depósito hacia el domo de esferas por medio un cabezal común de 4” de diámetro nominal. Como medio de protección de los autotanques, sobre este cabezal de retorno de vapores tiene un transmisor indicador de presión PIT-104 que enviará señal PAH-104 de alarma por alta presión de 15 kg/cm<sup>2</sup> man. y cerrará la válvula de seguridad VAOD-003.

#### 3.8.1.4.1 Proceso de llenado de Autotanques

##### Acceso de autotanques

Los autotanques cuentan con un dispositivo de identificación (transponder) el cual se ubica en la parte superior del tanque. En éste dispositivo se tiene configurado los datos de carga del auto tanque de tal modo que al llegar a la Terminal, los autotanques se dirigen a la caseta de entrada en donde se ubica una antena de identificación por radiofrecuencia. El transponder al pasar por dicha antena identifica al autotanque y el SDMC debe ejecutar las siguientes acciones:

Si está en programa lo ingresa a la lista de espera y a través de un semáforo con luz verde le indicará que pase al estacionamiento. Si no está en programa el SDMC le indicará a través del semáforo con luz roja que no está autorizado, sin embargo se tendrá la opción de darlo de alta en la lista de espera, sin considerarlo para asignarle llenaderas hasta que la Terminal lo integre en el programa correspondiente.

Para el caso de que el autotanque no cuente con el transponder, la identificación del equipo se efectuará en forma manual por el encargado de operación de la Terminal, esto es, se ingresa su número (PG-XXXX) y la secuencia de entrada se efectuará de igual manera que si se tuviese el transponder, ya que si está en programa, el SDMC lo ingresa a la lista de espera y a través de un semáforo con luz verde le indicará que pase al estacionamiento. Si no está en programa el SDMC le indicará a través del semáforo con luz roja que no está autorizado, sin embargo se tendrá la opción de darlo de alta en la lista de espera, sin considerarlo para asignarle llenadera hasta que la Terminal lo integre en el programa correspondiente.

Una vez que el autotanque se encuentra en el estacionamiento, en espera de turno de llenado, a través de un tablero luminoso (display) se le indicará mediante su número de identificación (PG-XXXX) el número de llenadera asignada a la cual se debe dirigir para proceder con la etapa de llenado

A través de una clave (password) el SDMC tendrá la opción para que la lista de espera pueda ser modificada, es decir, que se podrá cancelar, dar de alta una operación o modificar el orden de la lista de espera registrándose este evento en el SDMC y emitiéndose un reporte.

El SDMC indicará en la lista de espera la hora y fecha de entrada del autotanque, almacenando esta información en la base de datos del mismo sistema.

#### Llenado de autotanques.

El llenado de autotanques se realizará en forma normal directamente desde el LP-ducto, teniendo el encargado de operación la opción de seleccionar la carga del autotanque desde alguno de los tanques de amortiguamiento. La selección del tanque de amortiguamiento y la bomba se efectúa desde la estación de operación.

A continuación se describen los pasos a realizar para llenar un autotanque, primeramente desde el Ducto de GLP y posteriormente desde tanques de amortiguamiento.

#### Llenado directamente desde el Ducto de GLP y Tanques de amortiguamiento.

La unidad de control local (UCL) desplegará en su pantalla una serie de instrucciones que el operador del autotank debe realizar en orden consecutivo para el llenado del mismo. Cada vez que el operador del autotank ha realizado una de las acciones solicitada en la pantalla de la UCL, oprimirá una tecla de confirmación con lo que se solicitará la siguiente acción a ejecutar en el mensaje correspondiente.

El SDMC debe contar con una pantalla auxiliar a fin de que el encargado de operación pueda realizar manualmente desde la estación de operación la lista de espera, asignación de llenadera e introducir la clave de acceso para habilitar la UCL y realizar el proceso de llenado.

Los mensajes mostrados en la UCL, para cada uno de los pasos a seguir en la carga de un autotank sea por ducto o tanque son los siguientes:

- Colocar calzas en el tractor.
- Conectar detector de tierra.
- Conectar manguera de llenado.
- Abrir válvula de llenado.
- Oprimir tecla “start”.

Al iniciarse el llenado del autotank, la UCL abre el primer paso de la válvula de control de flujo y se inicia el llenado a bajo flujo. Al alcanzar el volumen predeterminado a flujo mínimo, se iniciará el llenado a flujo normal, en caso contrario la UCL cierra la válvula de control de flujo e indicará al SDMC de esta situación. Al alcanzar el 95% del volumen total a suministrar la UCL cambiará a flujo bajo, y cuando se alcanza el 99% del volumen predeterminado, la UCL cierra la válvula de control de flujo.

Si el llenado es desde tanques de amortiguamiento se realiza la selección del tanque de despacho automáticamente por el SDMC o manualmente por el encargado de operación desde la estación de operación. El SDMC seleccionará en forma automática el tanque de amortiguamiento disponible bajo las siguientes condiciones:

- Aquel que tenga el nivel más alto.
- Que no esté en recibo.
- Que no se encuentre marcado como tanque en mantenimiento.
- Que no esté alarmando por bajo nivel.

Si el encargado de operación ha seleccionado el llenado de autotank desde el tanque de amortiguamiento se tendrá la siguiente secuencia:

- Verificar el cierre de la válvula neumática de entrada XV-030/050
- Apertura de la válvula neumática de salida (XV-040/060).
- Arranque de la bomba seleccionada disponible para ello (BAG-01/02/03).

La selección de la bomba de descarga a utilizar es realizada automáticamente o manualmente por el encargado de operación desde la estación de operación.

Si durante el despacho y llenado desde tanques de amortiguamiento se llega a una condición de bajo nivel, 25%, el SDMC alarmará tal condición para que el encargado de operación esté alerta para cualquier contingencia. Al llegar a la condición de bajo-bajo nivel, 20%, el SDMC alarmará dicha condición y alineará automáticamente el siguiente tanque de amortiguamiento bajo las condiciones antes mencionadas sin parar la bomba o bombas de despacho. Esto último se realizará bajo la siguiente secuencia:

- Abrir válvula de salida del tanque con alto nivel.
- Cerrar la válvula salida del tanque con bajo nivel.

Si al estar en despacho se tiene la necesidad de recibir el gas licuado procedente del ducto y no se tenga tanque de amortiguamiento disponible, el SDMC cambiará automáticamente la posición de las válvulas de entrada y salida de los tanques de amortiguamiento a fin de continuar con el despacho desde el tanque con mayor nivel y dejar en recibo el tanque con menor nivel bajo la siguiente secuencia:

- Abrir la válvula de salida del tanque con mayor nivel.
- Abrir la válvula de entrada del tanque que estaba en despacho.
- Cerrar la válvula de salida del tanque que estaba en despacho.
- Cerrar la válvula de entrada del tanque con mayor nivel.

Las bombas paran automáticamente cuando el último tanque llega a la condición de muy bajo nivel.

Se considerará como primera y segunda bomba por el orden alfabético de la bomba que se tenga disponible, (no se considera como bomba disponible aquella que se encuentre en estado de mantenimiento o con el selector en forma local).

El sistema debe tener la capacidad de indicar al operador mediante mensajes y alarmas cuando una bomba ha cumplido con 350 hrs de trabajo, lo anterior con el objeto de tener un programa de mantenimiento de estos equipos.

Una vez terminada la operación de llenado sea por dusto o tanque, la UCL despliega los siguientes mensajes, indicándole al conductor las acciones a realizar para desconectar el autotanque de la llenadera, realizándose el cambio de mensaje después de que el operador oprime una tecla para confirmar que ha efectuado la operación correspondiente.

- Fin de llenado, cerrar válvula de llenado.
- Desconectar manguera de llenado.
- Desconectar detector de tierra.
- Quitar calzas del tractor.

Terminadas las acciones la UCL despliega "FIN DE LLENADO" y transmite los datos al SDMC dejando disponible la llenadera para ser asignada nuevamente.

A través de las pantallas correspondientes se indicará el estado operativo de las bombas de llenado BAG-01/02/03 (manual, automático, mantenimiento).

A través de las estaciones de operación el encargado de operación podrá asignar el estado operativo de las UCL de llenado (local, automático y mantenimiento) y de las bombas de llenado (automático, fuera, local).

### **3.8.2 Red contraincendio**

Para suministro y distribución del agua contraincendio se cuenta con un sistema de bombas contraincendio que es el encargado de suministrar el flujo y presión de agua requeridos en la red, desde su punto de reposo hasta los sistemas de apoyo como son hidrantes, hidrantes-monitores, boquillas de aspersion y sistemas de espuma mecánica. La capacidad nominal del sistema de bombeo de agua contraincendio es de 5,800 gpm (21,955.39Lpm).

El sistema contraincendio está constituido por los siguientes elementos:

- Dos tanques de almacenamiento de agua TV-010 y TV-011 de 10,000 Bls cada uno
- Un sistema de bombas para mantener presurizada la red y suministrar agua a las presiones y flujos requeridos en cada área en caso de presentarse altos niveles de concentración de mezclas explosivas o un incendio
- Una red general distribuida y ramificada por las diferentes áreas de la TAR
- Sistema de espuma y aspersion en los tanques de almacenamiento
- Detectores de mezclas explosivas y detectores de fuego
- Sistema de gas y fuego

#### **3.8.2.1 Sistema de Almacenamiento de Agua Contraincendio**

El suministro de agua para las bombas contraincendio proviene desde dos tanques verticales de almacenamiento de agua, con una capacidad nominal de 10,000 Bls cada uno. De acuerdo a la norma NRF-016-PEMEX-2010 esta agua, debe ser exclusiva para el servicio de referencia.

Tomando en cuenta que el suministro de agua contraincendio debe ser exclusivo para este servicio, el nivel superior en el tanque de almacenamiento se debe mantener constante a menos que se efectúe algún simulacro contraincendio, reponiendo el nivel de agua de manera inmediata.

El diseño de los tanques de almacenamiento de agua contraincendio debe incluir un sistema de tele medición de nivel, con alarmas por alto y bajo nivel con señales luminosas y audibles a la casa de bombas contraincendio y al centro de control de operaciones, como mínimo.

Un sistema de alarmas mecánico por alto nivel, independiente del sistema de telemedición de acuerdo a la NRF-016-PEMEX-2010.

### **3.8.2.2 Equipo de Bombeo de Agua Contra incendio**

Para el suministro y distribución del agua contra incendio se cuenta con un sistema de bombas que es el encargado de suministrar el flujo y presión de agua requeridos en la red; desde su punto de reposo hasta aquellos sistemas que requieran flujo.

**Las bombas que integran el sistema de agua contra incendio, se describen a continuación:**

- Una Bomba Principal (BCC-CI-01), de Suministro de Agua Contra incendio. Bomba horizontal con capacidad de 3,000 gpm (11,356.24 Lpm) y 300 psig (21.09 kg/cm<sup>2</sup>) de presión de descarga, accionada por motor de combustión interna.
- Una Bomba de Relevo (BCC-CI-02), de Suministro de Agua Contra incendio. Bomba horizontal con capacidad de 2,500 gpm (9,463.52 Lpm) y 300 psig (21.09 kg/cm<sup>2</sup>) de presión de descarga, accionada con motor de combustión interna.
- Una Bomba Principal (BCC-CI-03), de Suministro de Agua Contra incendio. Bomba horizontal con capacidad de 2,800 (10,599.15 Lpm) y 300 psig (21.09 kg/cm<sup>2</sup>) de presión de descarga, accionada por motor eléctrico.
- Una Bomba Jockey (BCC-CI-04). Capacidad de 150 gpm (567.81 Lpm) nominal y 153 psig (10.75 kg/cm<sup>2</sup>) de presión de descarga, accionada con motor eléctrico; exclusiva para mantener presurizada la red.

#### **3.8.2.2.1 Secuencia de operación y control de bombas de agua contra incendio**

Las bombas deberán detenerse de manera automática cuando el Tanque de Almacenamiento alcance su nivel mínimo de operación, momento en el cual el medidor de nivel mínimo del tanque deberá enviar una señal de paro total al sistema de bombeo.

La secuencia de operación del sistema de bombeo en el caso de una contingencia será la siguiente:

A condiciones normales (de no incendio) la red general del sistema contra incendio debe mantenerse a 135 psig (9.49 kg/cm<sup>2</sup> man).

- a) En el caso que se registre una caída de presión en la red general, la bomba jockey (BCC-CI-04) entrará en operación para restablecerla. La bomba jockey arrancará después de que la presión baje a 125 psi (8.78 kg/cm<sup>2</sup>), por medio de un interruptor de presión y un temporizador (retardador). El caudal de agua en ese momento será de 150 gpm (567.81 Lpm).

Cuando la presión se restablezca 135 psi (9.49 kg/cm<sup>2</sup>), un interruptor por alta presión dará la señal de paro a esta bomba, la cual deberá de detenerse después de haber recibido la señal.

- b) Si la disminución de la presión continúa hasta las 120 psi (8.43 kg/cm<sup>2</sup>) y aumenta la demanda del flujo, un interruptor por baja presión enviará una señal para el arranque automático de la bomba principal motor eléctrico (BCC-CI-03), la cual deberá arrancar después de recibida la señal. Por otra parte, dicho interruptor de presión, deberá enviar señal de paro a la bomba jockey (BCC-CI-04) la cual se apagará de manera automática después de haber recibido la señal. El caudal en operación en ese momento será de 2,800 gpm (10,599.15 Lpm).

En el caso de que la contingencia haya sido controlada, la primera bomba principal (BCC-CI-03) de motor eléctrico seguirá operando hasta que la presión en la red general llegue las 135 psi (9.49 kg/cm<sup>2</sup>), momento en el cual un interruptor por alta presión dará la señal de paro a la bomba, la cual deberá detenerse.

Si la presión a la descarga de la bomba alcanza las 140 psi (9.84 kg/cm<sup>2</sup>), una válvula automática de recirculación de ¾" enviará el agua de la descarga de la bomba al tanque de almacenamiento TV-10 de agua contraincendio.

- c) Siguiendo con la secuencia de los puntos a y b y en el caso donde la presión de la red general continúe disminuyendo hasta los 115 psi. (8.08 kg/cm<sup>2</sup>) un interruptor por baja presión dará la señal de arranque a la segunda bomba de motor de combustión interna (BCC-CI-01), misma que deberá arrancar después de haber recibido la señal de arranque. En este momento, el flujo acumulado será de 5,800 gpm.

Si se ha logrado controlar el incidente, las bombas continuarán en operación hasta que la presión de la red sea restablecida 135 psi (9.49 kg/cm<sup>2</sup>), momento en el los interruptores por alta presión (uno para cada bomba) darán la señal de paro a la bombas (BCC-CI-03 y BCC-CI-01), mismas que deberán detenerse después de haber recibido la señal de paro.

Si el siniestro aún no ha sido controlado y la presión continua descendiendo hasta llegar a 110 psi (7.73 kg/cm<sup>2</sup>), lo que supondría que la bomba accionada por motor eléctrico no arrancó o se paró por falla de corriente eléctrica, un interruptor por baja presión accionará la bomba con motor de combustión interna (BCC-IC-02) misma que deberá arrancar después de haber recibido la señal de arranque. El flujo total proporcionado a la red general por las dos bombas en operación será de 5,500 gpm.

Al igual que en los puntos anteriores, en caso de que el incendio sea controlado, la operación del sistema continuará hasta que la presión en la red se restablezca al valor normal de 135 psi (9.49 kg/cm<sup>2</sup>), momento en el cual los interruptores por alta presión

(uno para cada bomba) darán la señal de paro a las bombas, mismas que deberán detenerse después de haber recibido la señal de paro.

Si la presión aumenta por arriba de las 145 psi. (10.19 kg/cm<sup>2</sup>), se activará una alarma por alta presión a través de un interruptor de presión, la válvula de relevo de la bomba entrará en operación y un interruptor apagará automáticamente el sistema de bombeo.

#### **Notas.**

Es importante señalar que el sistema de control y arranque de cada bomba debe ser independiente una de la otra, de tal manera que si alguno de los equipos no entrará en operación no sería impedimento para que el resto de ellos se activen de manera automática.

Los puntos de ajuste de los interruptores de presión (por baja presión o por alta presión donde aplique) y de las válvulas de relevo deben verificarse con la curva de operación de cada bomba.

#### **3.8.2.2 Formas de activación del sistema**

**AUTOMÁTICO.** El sistema se activa al bajar la presión manométrica en la red de agua contraincendio a un valor igual o menor al punto de ajuste preestablecido en el interruptor de baja presión localizado en el tablero de control local de cada una de las bombas que conforman el sistema.

**MANUAL LOCAL.** El arranque manual del equipo de bombeo será por alguna de las siguientes causas:

- Cuando por alguna circunstancia fuera del alcance, los interruptores por baja presión del sistema de bombeo no logren activar las bombas
- Cuando se lleven a cabo las pruebas del sistema de bombeo y/o se realicen simulacros
- Cuando por alguna circunstancia fuera del alcance, fallan los sistemas de detección.

El responsable de la instalación debe arrancar el motor de cada una de las bombas en forma manual desde el tablero local correspondiente por medio de la respectiva botonera, cambiando los selectores (localizados en los tableros locales de cada bomba) de su posición automática a la posición manual.

El paro manual de cada una de las bombas puede ser por las siguientes razones:

- Que el incendio haya sido controlado.
- Que las pruebas o simulacros hayan sido concluidos.

- Que no hay agua y las alarmas visual y sonora se activan, por bajo nivel de agua en el tanques; por lo tanto se deberá(n) parar la(s) bomba(s) que esté(n) operando.

En caso de que esté operando más de una bomba, el paro debe ser escalonado y regresivo; es decir, primero parar la que fue arrancada al final y así sucesivamente.

Para parar manualmente las bombas, debe ser de la forma siguiente:

- Colocar el selector (localizado en el tablero de la bomba) en posición MANUAL cuando la bomba fue arrancada automáticamente.
- Parar el motor de la bomba con la botonera correspondiente localizada en el tablero de dicha bomba.
- Paro gradual de las bombas.

Para llevar a cabo las pruebas del sistema de bombeo, el personal técnico encargado de realizarlas debe proceder como primera instancia a cumplir con todos los procedimientos que PEMEX-REFINACIÓN establece para dicho requerimiento.

**LOCAL OFF (FUERA).** El responsable de la instalación debe desactivar los motores de las bombas del sistema colocando el selector en “OFF” o “FUERA”, el cual se encuentra colocado en el tablero local de cada una de las bombas que conforman el sistema de bombeo de agua contraincendio, únicamente para efectos de mantenimiento.

### **3.8.2.2.3 Señalización**

Los tableros locales de cada una de las bombas de suministro de agua contraincendio, deben tener comunicación con el sistema de gas y fuego para conocer el estado del sistema de bombas de agua contraincendio. Las señales que deben ser enviadas y mostradas en el SGF.

### **3.8.2.3 Sistemas de aspersión**

La válvula de control automático, se activará por medio de un sistema de detección de mezclas explosivas o fuego, de acuerdo a lo recomendado en la norma NRF-016-PEMEX-2010.

En caso de que se detecte alguna fuga de gas combustible o alguna flama por cualquiera de los detectores de atmosfera explosiva en alguna de las áreas, estos envían una señal al Sistema de gas y fuego (SGF), el cual retransmitirá una señal eléctrica activando la válvula de diluvio a través de una válvula solenoide encendiéndose una luz amarilla (para atmosfera explosiva) o una luz roja (en caso de fuego) localizadas en cada área, además se activaran alarmas audibles con tono de atmosferas explosiva o fuego respectivamente.

Normalmente la válvula de diluvio del sistema de aspersión se encuentra cerrada y el actuador esta presurizado hidráulicamente manteniendo así cerrada la entrada de agua al sistema.

La válvula de diluvio del sistema de aspersión es accionada automáticamente por medio de una señal eléctrica enviada desde el SGF hacia la válvula solenoide, una vez que los detectores han sido activados, las válvulas indicaran la posición (abierto / cerrado) en el tablero de control mediante:

Válvula solenoide abierta ZSC-XXX

Válvula solenoide cerrada ZSC-XXX

Una vez controlado el incendio , se deberá de cerrar la válvula manual localizada antes (corriente arriba) de la válvula de diluvio con el fin de restablecer la presión en la red contraincendio, se encenderá una luz verde indicando una condición normal y se desactivara la alarma audible.

#### **3.8.2.4 Sistema de Gas y Fuego**

El SGF de la TAR Tierra Blanca estará integrado por detectores de mezclas explosivas, detectores de fuego, detectores de humo, alarmas sonoras, alarmas luminosas, estaciones manuales, válvulas de diluvio y bombas de la red contraincendio.

La filosofía de operación del sistema de gas y fuego SGF, se detalla a continuación.

Las pantallas dinámicas presentaran esquemáticamente las líneas y accesorios de las diferentes áreas que protege el SGF y ante la activación de alguna alarma por Detección de Mezclas Explosivas (DME) y/o Detector de Fuego (DF), independientemente de la pantalla que se visualice en ese momento, se cambiará a la pantalla en que se ubica la alarma resaltando intermitentemente el o los elementos activados y emitiendo una alarma audible de la intensidad necesaria y suficiente para ser escuchada dentro del cuarto de control (puede asociarse a una alarma visual/sonora interior), su actuación debe ser independiente de la alarma visual/sonora de campo y simultánea.

a) Se contara con una alarma visual tipo semáforo de tres colores:

- Verde (condición normal).
- Amarillo (detección de mezclas explosivas).
- Rojo (detección de fuego).

b) Cada cambio de color del semáforo a excepción del color verde deberá ser acompañado de una alarma sonora tipo sirena de diferente tono en cada caso.

- c) Todas las alarmas una vez activadas se mantendrán así hasta que la condición que las origino regrese a la normalidad o el encargado de control reconozca las alarmas generadas.
- d) Las pantallas indicaran todas las señales de activación apertura/cierre de las válvulas de diluvio (VD).
- e) En su caso las pantallas situaran en mantenimiento las señales de los DME, DF, VD, bombas de la red contraincendio, alarmas luminosas, alarmas sonoras, y detectores de humo.
- f) Las pantallas indicaran el arranque o paro de bombas e indicaran la apertura de las válvulas de diluvio que se generen desde la estación de operación y deberán contar con confirmación de acción.
- g) Todas las señales deberán ser programadas para que por medio del sistema de control, puedan ser puestas en mantenimiento y evitar su activación en falso por falla de calibración.
- h) La operación de las bombas contraincendio solo se suspenderá por intervención del operador desde la estación de trabajo.
- i) Deberá existir una pantalla dinámica en la que visualice el valor numérico que recibe el SGF como información de los diferentes elementos primarios:
  - Una pantalla para los detectores de mezclas explosivas mostrando el % de detección de cada uno, indicando su clave y localización, así como su estado (mantenimiento/operación).
  - Una pantalla para los detectores de fuego mostrando su clave y localización, así como su estado (mantenimiento /operación).
- j) El sistema deberá ser capaz de mantener un historial de:
  - Operación de las bombas (tiempo de operación).
  - Registro de alarmas indicando fecha, hora, área, sensor activado.

La filosofía de operación del SGF considera las siguientes acciones en caso de presentarse detección de mezclas explosivas (gas combustible) y/o fuego.

### **3.8.2.5 Detección de Mezclas Explosivas**

Se emplearan detectores con tecnología de infrarrojo con un rango de medición de 0-100% de LEL del gas o vapor combustible y contar con un sensor tipo IR con equipo protector contra polvo y agua (saLPicaduras). El instrumento de detección de gas deberá tener la capacidad de detectar al menos dos niveles de concentración de gas y enviar señal a través del sistema de gas y fuego enviando una señal indicación del nivel detectado por cada uno de los medidores instalados en las diferentes áreas de la Terminal.

Cuando se habilite el nivel “alto-alto” de uno o varios de los detectores de mezclas explosivas, el SGF debe alarmar tal condición y en su caso efectuar la apertura en forma

automática de las válvulas de diluvio de la red de agua contraincendio y que correspondan a los puntos alarmados sin afectar las demás áreas de la Terminal.

En la tabla siguiente se muestran los detectores de mezclas explosivas con su distribución en las diferentes áreas operativas de la Terminal. Asimismo se indican los niveles de alarma de alta concentración (alto) y muy alta concentración (alto-alto).

Se muestra también, las válvulas de diluvio del sistema contraincendio asociadas con cada detector, así como las acciones tomadas por el SGF para cada caso.

Tabla 28 Criterios y tipos de detección de mezclas explosivas

ÁREA	NIVEL DE DETECCIÓN	TIPO DE DETECCIÓN	VALVULAS DE DILUVIO (VD)	ACCIONES TOMADAS
Patín de recibo	Al 25% Lel	Alto (A)	001	Altavoz con opciones de tonos y mensaje de voz, por mezcla explosiva, detección de fuego, evacuación de instalaciones y simulacro
	Al 50% Lel	Alto-Alto (A-A)		
Tanques de Amortiguamiento (TE-301/TE-1104)	Al 25% Lel	Alto (A)	007/008 (TE-1104) 005/006 (TE-301)	Altavoz con opciones de tonos y mensaje de voz, por mezcla explosiva, detección de fuego, evacuación de instalaciones y simulacro
	Al 50% Lel	Alto-Alto (A-A)		
Casa de bombas de GLP	Al 25% Lel	Alto (A)	009	Altavoz con opciones de tonos y mensaje de voz, por mezcla explosiva, detección de fuego, evacuación de instalaciones y simulacro
	Al 50% Lel	Alto-Alto (A-A)		
Llenaderas	Al 35% Lel	Alto (A)	002/003/004	Altavoz con opciones de tonos y mensaje de voz, por mezcla explosiva, detección de fuego, evacuación de instalaciones y simulacro
	Al 50% Lel	Alto-Alto (A-A)		

### **3.8.2.6 Detección de flama**

Se colocaran detectores de flama con tecnología UV/IR, detectando la radiación ultravioleta e infrarroja producida por un fuego en el ambiente, por medio de foto sensores independientes para cada una de las dos bandas requeridas.

Cuando se actúe alguno de los detectores de flama, el SGF deberá efectuar la apertura en forma automática de las válvulas de diluvio del sistema contraincendio de los puntos alarmados y al mismo tiempo automáticamente cerrar la válvula de la entrada del LPG-ducto (VAOD-01), considerar estas acciones cuando se esté operando el despacho directo a llenaderas desde el GLP-Ducto. Cuando el despacho a llenaderas sé este realizando desde tanques de amortiguamiento y se presenten las acciones de detección de flama descrita anteriormente, el sistema deberá parar las bombas de llenado BAG-01, BAG-02 y BAG-03 y cerrará las válvulas motorizadas de entrada/salida de los tanques de amortiguamiento.

El restablecimiento de los equipos del área afectada será manual desde el cuarto de control, una vez que se han restablecido las condiciones normales de operación.

#### **Recibo del GLP-ducto**

Los DF se ubican en el patín de recibo del GLP-ducto, ante una detección de fuego, enviaran la señal al SGF donde la secuencia automática será la siguiente:

- Se activará una indicación de alarma (destello o blink) en las pantallas del SGF en el cuarto de control, indicando él o los detectores activados en el área correspondiente.
- Apertura de la VD-001 área afectada.
- Cierre de la válvula VAOD-001 primer paso.
- Activación de la alarma sonora YA-010.
- Se activa la alarma visible XA-010 cambiando de color verde a rojo.

#### **Tanques de amortiguamiento**

Los DF se ubican en los tanques de amortiguamiento TE-301 Y TE-1104, ante una detección de fuego, enviaran la señal al SGF donde la secuencia automática será la siguiente:

- Se activará una indicación de alarma (destello o blink) en las pantallas del SGF en el cuarto de control, indicando él o los detectores activados en el área correspondiente.
- Apertura de la VD-005/006/007/008
- Cierre de la válvula VAOD-004/006 primer paso.
- Si se tiene el despacho desde tanques de amortiguamiento, paro de las bombas BAG-01, BAG-02 y BAG-03 y cierre de las VAOD-004/006 de entrada y VAOD-005/007 salida de los tanques.

- Activación de la alarma sonora YA-210/310
- Se activa la alarma visible XA-210/310 cambiando de color verde a rojo.

### **Casa de bombas de gas licuado**

Los DF que se ubican en el cobertizo de las bombas de despacho de gas licuado, ante una detección de fuego, enviarán la señal al SGF donde la secuencia automática será la siguiente:

- Se activará una indicación de alarma (destello o blink) en las pantallas del SGF en el cuarto de control, indicando él o los detectores activados en el área correspondiente.
- Apertura de la VD-009 del área afectada.
- Cierre de la válvula VAOD-005/007 primer paso.
- Si se tiene el despacho desde tanques de amortiguamiento, paro de las bombas BAG-01, BAG-02 y BAG-03 y cierre de las VAOD-004/006 de entrada y VAOD-005/007 salida de los tanques
- Activación de la alarma sonora YA-110
- Se activa la alarma visible XA-110 cambiando de color verde a rojo.

### **Llenaderas**

Los DF que se ubican en las llenaderas de autotanques, ante una detección de fuego, enviarán la señal al SGF donde la secuencia automática será la siguiente:

- Se activará una indicación de alarma (destello o blink) en las pantallas del SGF en el cuarto de control, indicando él o los detectores activados en el área correspondiente.
- Apertura de la VAOD-002/003/004OE asociada al DF que se ha activado.
- Cierre de la válvula VAOD-002 primer paso.
- Cierre de las válvulas de dos pasos de la llenadera afectada.
- Si la detección es en una segunda isla de llenado se abrirán todas las VD-002/003/004 de llenaderas.
- Cierre de todas las válvulas de dos pasos.
- Si se tiene el despacho desde tanques de amortiguamiento, paro de las bombas BAG-01, BAG-02 y BAG-03 y cierre de las VAOD-005/006/007/008 de entrada y salida de los tanques.
- Activación de la alarma sonora YA-110
- Se activa la alarma visible XA-110 cambiando de color verde a rojo.

El arranque de actividades del área afectada se efectuará en forma manual desde el cuarto de control una vez que se hayan restablecido las condiciones normales de operación.

### 3.9 HOJA DE DATOS DE VÁLVULAS DE DILUVIO Y BOQUILLAS DE ASPERSIÓN

En términos generales, estas hojas contienen los datos necesarios (flujos, propiedades a manejar, boquillas, condiciones de diseño y operación, materiales, esquema, internos, etc.), para el diseño mecánico o especificación de los equipos involucrados en el proceso. Esta información consiste fundamentalmente en datos de flujos, condiciones de entrada y salida, propiedades del fluido manejado, recomendaciones de los materiales de construcción, capacidad, condiciones de diseño, dibujos esquemáticos con las dimensiones principales, etc.

#### 3.9.1 Área de recibo y medición

<b>CLIENTE :</b> PEMEX REFINACIÓN	<b>UNIDAD:</b> TAR TIERRA BLANCA	<b>LOCALIZACIÓN:</b> TIERRA BLANCA VERACRUZ
<b>TIPO DE SUMINISTRO:</b> VÁLVULA DE DILUVIO	<b>TAG:</b> VD-001	<b>DTI:</b> A-140
<b>CANTIDAD:</b> 1	<b>SERVICIO:</b> CONTRAINCENDIO	

#### CONDICIONES DE OPERACIÓN

TIPO DE OPERACIÓN:	<input checked="" type="checkbox"/> INT	<input type="checkbox"/> CONT
FLUIDO A MANEJAR:	AGUA DE SERVICIO CONTRAINCENDIO	
PRESIÓN DE OPERACIÓN, Psig (Kg/cm <sup>2</sup> , man):	382.7 (26.90)	
GASTO A MANEJAR, GPM (LPM):	1050 (3 974)	
POSICIÓN:	<input type="checkbox"/> VERTICAL	<input checked="" type="checkbox"/> HORIZONTAL
		<input type="checkbox"/> OTRO

#### MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE LA VÁLVULA (VER NOTA 1 HOJA 3/3)

CUERPO DE LA VÁLVULA:	Ac. INÓX 316 (NOTA 3)
DIAFRAGMA:	BUNA N (NOTA 3)
EMPAQUES Y SELLOS:	BUNA N (NOTA 3)
ACCESORIOS DEL TRIM	(NOTA 1)
(VÁLVULAS, CODOS, NIPLES, ETC.):	(NOTA 2)
RECUBRIMIENTOS:	METALICA O EPÓXICA (NOTA 3)
TAPA DE LA VÁLVULA:	(NOTA 2)
MATERIAL DEL PLATO:	Ac. INÓX. ASTM A-316L (NOTA 2)
MATERIAL DE ASIENTO:	Ac. INÓX. ASTM A-316L (NOTA 2)
TIPO DE OPERACIÓN:	ELECTRICA
CERTIFICADO DE APROBACIÓN:	UL y FM, PARA SERVICIO CONTRAINCENDIO (NOTA 4)

#### TIPO DE CONEXIONES

ENTRADA/ SALIDA:	BRIDADA
------------------	---------

#### DIÁMETRO DE CONEXIONES

ENTRADA in (mm) / SALIDA in (mm) :	6 (154.04)
RANGO ENTRADA/ SALIDA:	150 # R.F.

#### OTROS ACCESORIOS REQUERIDOS

MANÓMETRO, DIÁMETRO in (mm):	4 1/2" (114.3 mm), EN FONDO BLANCO
	CON CARACTERES EN NEGRO

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

	PARA SERVICIO CONTRA INCENDIO
RANGO DE MEDICIÓN Psig (Kg/cm <sup>2</sup> , mán):	20 – 241.79 ( 1.4 – 17.00)
VÁLVULA SOLENOIDE.	2 VÍAS, NORMALMENTE CERRADA, DESENERGIZADA, en Ac. INÓX.
CLASIFICACIÓN NEMA:	NEMA 7 (NOTA 3)
ALIMENTACIÓN ELÉCTRICA:	24 VCD, CON CAJA DE PROTECCIÓN A PRUEBA DE EXPLOSIÓN.

**TIPO DE ACCIONAMIENTO DE LA VÁLVULA TIPO DILUVIO**

LAS VÁLVULAS DEBERAN CONTAR CON LAS SIGUIENTES ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN	
OPERADA AUTOMÁTICAMENTE POR LA ACTIVACIÓN DEL SISTEMA DE DETECCIÓN.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE TABLERO LOCAL.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE EL ACCIONADOR DE EMERGENCIA DE LA MISMA VÁLVULA.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO

**TIPO DE ACCIONAMIENTO DE LA VÁLVULA TIPO DILUVIO**

LAS VÁLVULAS DEBERAN CONTAR CON LAS SIGUIENTES ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN	
OPERADA AUTOMÁTICAMENTE POR LA ACTIVACIÓN DEL SISTEMA DE DETECCIÓN.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE TABLERO LOCAL.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE EL ACCIONADOR DE EMERGENCIA DE LA MISMA VÁLVULA.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO

**NOTAS:**

- EL FABRICANTE Y/O PROVEEDOR DE LA VÁLVULA DEBERÁ SUMINISTRAR EL CONJUNTO "VÁLVULA-TRIM", COMO UN EQUIPO APROBADO POR UL y FM
- DETALLES DEL EQUIPO E INSTRUMENTACION SERA INFORMACIÓN QUE DEBERÁ SER SUMINISTRADA POR EL FABRICANTE Y/O PROVEEDOR DEL EQUIPO.
- LOS MATERIALES SON LOS MENCIONADOS EN EL APARTADO 8.2 DE LA NRF-245-PEMEX-2010
- DE ACUERDO AL APARTADO 8.3 DE LA NRF-245-PEMEX-2010

<b>CLIENTE :</b> PEMEX REFINACIÓN	<b>UNIDAD:</b> TAR TIERRA BLANCA	<b>LOCALIZACIÓN:</b> TIERRA BLANCA VERACRUZ
<b>TIPO DE SUMINISTRO :</b> BOQUILLAS DE ASPERSIÓN	<b>TAG:</b> N/A	<b>DTI:</b> A-140
<b>CANTIDAD:</b> 50	<b>SERVICIO:</b> CONTRA INCENDIO	

<b>BOQUILLA DE ASPERSION</b>	
CONEXIÓN DE ENTRADA (In)	1
DIAMETRO NOMINAL (mm)	25.40
CAPACIDAD (GPM)	21
PESO NETO (KG)	0.37

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

MATERIAL	BRONCE NOTA 1
ANGULO	62°
DIAMETRO DEL ORIFICIO NOMINAL (mm)	MAYOR A ¼ (IN) NOTA 1

**NOTAS:**

- 1- EN BASE A LA NORMA NRF-016-PEMEX-2010. LAS BOQUILLAS DE ASPERSION DEBEN SER DE BRONCE O ACERO INOXIDABLE, DE CONO LLENO, NO MENORES DE 19 mm DN (3/4 " PULG NPS) CON TAMAÑO DE ORIFICIO NO MENOR A 6.37 mm (1/4" PULG), LISTADAS POR UL O APROBADAS POR FM O EQUIVALENTE.

### 3.9.2 Tanque esférico TE-301

<b>CLIENTE :</b> PEMEX REFINACIÓN	<b>UNIDAD:</b> TAR TIERRA BLANCA	<b>LOCALIZACIÓN:</b> TIERRA BLANCA VERACRUZ
<b>TIPO DE SUMINISTRO:</b> VÁLVULA DE DILUVIO	<b>TAG:</b> VD-005/006	<b>DTI:</b> A-142
<b>CANTIDAD:</b> 2	<b>SERVICIO:</b> CONTRAINCENDIO	

**CONDICIONES DE OPERACIÓN**

TIPO DE OPERACIÓN:	<input checked="" type="checkbox"/> INT <input type="checkbox"/> CONT
FLUIDO A MANEJAR:	AGUA DE SERVICIO CONTRAINCENDIO
PRESIÓN DE OPERACIÓN, Psig (Kg/cm <sup>2</sup> , man):	134.91 (9.45)
GASTO A MANEJAR, GPM (LPM):	Ver tabla 1
POSICIÓN:	VERICAL <input checked="" type="checkbox"/> HORIZONTAL <input type="checkbox"/> OTRO

**MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE LA VÁLVULA (VER NOTA 1 HOJA 3/3)**

CUERPO DE LA VÁLVULA:	Ac. INÓX 316 (NOTA 3)
DIAFRAGMA:	BUNA N (NOTA 3)
EMPAQUES Y SELLOS:	BUNA N (NOTA 3)
ACCESORIOS DEL TRIM	(NOTA 1)
(VÁLVULAS, CODOS, NIPLES, ETC.):	(NOTA 2)
RECUBRIMIENTOS:	METALICA O EPÓXICA (NOTA 3)
TAPA DE LA VÁLVULA:	(NOTA 2)
MATERIAL DEL PLATO:	Ac. INÓX. ASTM A-316L (NOTA 2)
MATERIAL DE ASIENTO:	Ac. INÓX. ASTM A-316L (NOTA 2)
TIPO DE OPERACIÓN:	ELÉCTRICA
CERTIFICADO DE APROBACIÓN:	UL y FM, PARA SERVICIO CONTRAINCENDIO (NOTA 4)

**TIPO DE CONEXIONES**

ENTRADA/ SALIDA:	BRIDADA
------------------	---------

**DIÁMETRO DE CONEXIONES**

ENTRADA in (mm) / SALIDA in (mm) :	8 ( 202.72)
RANGO ENTRADA/ SALIDA:	150 # R.F.

**OTROS ACCESORIOS REQUERIDOS**

MANÓMETRO, DIÁMETRO in (mm):	41/2" (114.3 mm), EN FONDO BLANCO
	CON CARACTERES EN NEGRO PARA SERVICIO CONTRAINCENDIO
RANGO DE MEDICIÓN Psig (Kg/cm <sup>2</sup> , mán):	20 – 241.79 ( 1.4 – 17.00)
VÁLVULA SOLENOIDE.	2 VÍAS, NORMALMENTE CERRADA, DESENERGIZADA, en Ac. INÓX.

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

CLASIFICACIÓN NEMA:	NEMA 7 (NOTA 3)
ALIMENTACIÓN ELÉCTRICA:	24 VCD, CON CAJA DE PROTECCIÓN A PRUEBA DE EXPLOSIÓN.

**TIPO DE ACCIONAMIENTO DE LA VÁLVULA TIPO DILUVIO**

LAS VÁLVULAS DEBERAN CONTAR CON LAS SIGUIENTES ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN	
OPERADA AUTOMÁTICAMENTE POR LA ACTIVACIÓN DEL SISTEMA DE DETECCIÓN.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE TABLERO LOCAL.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE EL ACCIONADOR DE EMERGENCIA DE LA MISMA VÁLVULA.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO

**TIPO DE ACCIONAMIENTO DE LA VÁLVULA TIPO DILUVIO**

LAS VÁLVULAS DEBERAN CONTAR CON LAS SIGUIENTES ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN	
OPERADA AUTOMÁTICAMENTE POR LA ACTIVACIÓN DEL SISTEMA DE DETECCIÓN.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE TABLERO LOCAL.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE EL ACCIONADOR DE EMERGENCIA DE LA MISMA VÁLVULA.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO

**NOTAS:**

- 1- EL FABRICANTE Y/O PROVEEDOR DE LA VÁLVULA DEBERÁ SUMINISTRAR EL CONJUNTO "VÁLVULA-TRIM", COMO UN EQUIPO APROBADO POR UL y FM
- 2- DETALLES DEL EQUIPO E INSTRUMENTACION SERA INFORMACIÓN QUE DEBERÁ SER SUMINISTRADA POR EL FABRICANTE Y/O PROVEEDOR DEL EQUIPO.
- 3.-LOS MATERIALES SON LOS MENCIONADOS EN EL APARTADO 8.2 DE LA NRF-245-PEMEX-2010
- 4.-DE ACUERDO AL APARTADO 8.3 DE LA NRF-245-PEMEX-2010

<b>CLIENTE :</b> PEMEX REFINACIÓN	<b>UNIDAD:</b> TAR TIERRA BLANCA	<b>LOCALIZACIÓN:</b> TIERRA BLANCA VERACRUZ
<b>TIPO DE SUMINISTRO :</b> BOQUILLAS DE ASPERSIÓN	<b>TAG:</b> N/A	<b>DTI:</b> A-142
<b>CANTIDAD:</b> 118	<b>SERVICIO:</b> CONTRAINCENDIO	

<b>BOQUILLA DE ASPERSION</b>	
CONEXIÓN DE ENTRADA (In)	1
DIAMETRO NOMINAL (mm)	25.40
CAPACIDAD (GPM)	31
PESO NETO (KG)	0.37
MATERIAL	BRONCE
ANGULO	94°
DIAMETRO DEL ORIFICIO NOMINAL (mm)	MAYOR A ¼ (IN) NOTA 1

TABLA 1.

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

**DTI-A-142**

TAG EQUIPO	TAG VÁLVULAS	DIÁMETRO in [mm]	GASTO gpm [Lpm]
TE-301	VD-005	8 [202.72]	1 891 [7 166.89]
	VD-006	6 [154.04]	1 767 [6 696.93]

**NOTAS:\*\*\*\*\***

- EN BASE A LA NORMA NRF-016-PEMEX-2010. LAS BOQUILLAS DE ASPERSION DEBEN SER DE BRONCE O ACERO INOXIDABLE, DE CONO LLENO, NO MENORES DE 19 mm DN (3/4 " PULG NPS) CON TAMAÑO DE ORIFICIO NO MENOR A 6.37 mm (1/4 " PULG), LISTADAS POR UL O APROBADAS POR FM O EQUIVALENTE.

**3.9.3 Tanque esférico TE-1104**

<b>CLIENTE :</b> PEMEX REFINACIÓN	<b>UNIDAD:</b> TAR TIERRA BLANCA	<b>LOCALIZACIÓN:</b> TIERRA BLANCA VERACRUZ
<b>TIPO DE SUMINISTRO:</b> VÁLVULA DE DILUVIO	<b>TAG:</b> VD-007/008	<b>DTI:</b> A-143
<b>CANTIDAD:</b> 2	<b>SERVICIO:</b> CONTRAINCENDIO	

**CONDICIONES DE OPERACIÓN**

TIPO DE OPERACIÓN:	<input checked="" type="checkbox"/> INT	<input type="checkbox"/> CONT
FLUIDO A MANEJAR:	AGUA DE SERVICIO CONTRAINCENDIO	
PRESIÓN DE OPERACIÓN, Psig (Kg/cm <sup>2</sup> , man):	135.14 (9.50)	
GASTO A MANEJAR, GPM (LPM):	Ver tabla 1	
POSICIÓN:	VERICAL	<input checked="" type="checkbox"/> HORIZONTAL
		<input type="checkbox"/> OTRO

**MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE LA VÁLVULA (VER NOTA 1 HOJA 3/3)**

CUERPO DE LA VÁLVULA:	Ac. INÓX 316 (NOTA 3)
DIAFRAGMA:	BUNA N (NOTA 3)
EMPAQUES Y SELLOS:	BUNA N (NOTA 3)
ACCESORIOS DEL TRIM	(NOTA 1)
(VÁLVULAS, CODOS, NIPLES, ETC.):	(NOTA 2)
RECUBRIMIENTOS:	METALICA O EPÓXICA (NOTA 3)
TAPA DE LA VÁLVULA:	(NOTA 2)
MATERIAL DEL PLATO:	Ac. INÓX. ASTM A-316L (NOTA 2)
MATERIAL DE ASIENTO:	Ac. INÓX. ASTM A-316L (NOTA 2)
TIPO DE OPERACIÓN:	ELÉCTRICA
CERTIFICADO DE APROBACIÓN:	UL y FM, PARA SERVICIO CONTRAINCENDIO (NOTA 4)

**TIPO DE CONEXIONES**

ENTRADA/ SALIDA:	BRIDADA
------------------	---------

**DIÁMETRO DE CONEXIONES**

ENTRADA in (mm) / SALIDA in (mm) :	Ver tabla 1
RANGO ENTRADA/ SALIDA:	150 # R.F.

**OTROS ACCESORIOS REQUERIDOS**

MANÓMETRO, DIÁMETRO in (mm):	41/2" (114.3 mm), EN FONDO BLANCO
	CON CARACTERES EN NEGRO
	PARA SERVICIO CONTRAINCENDIO
RANGO DE MEDICIÓN Psig (Kg/cm <sup>2</sup> , mán):	20 – 241.79 ( 1.4 – 17.00)
VÁLVULA SOLENOIDE.	2 VÍAS, NORMALMENTE CERRADA, DESENERGIZADA, en Ac. INÓX.

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

CLASIFICACIÓN NEMA:	NEMA 7 (NOTA 3)
ALIMENTACIÓN ELÉCTRICA:	24 VCD, CON CAJA DE PROTECCIÓN A PRUEBA DE EXPLOSIÓN.

**TIPO DE ACCIONAMIENTO DE LA VÁLVULA TIPO DILUVIO**

LAS VÁLVULAS DEBERAN CONTAR CON LAS SIGUIENTES ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN	
OPERADA AUTOMÁTICAMENTE POR LA ACTIVACIÓN DEL SISTEMA DE DETECCIÓN.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE TABLERO LOCAL.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE EL ACCIONADOR DE EMERGENCIA DE LA MISMA VÁLVULA.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO

**TIPO DE ACCIONAMIENTO DE LA VÁLVULA TIPO DILUVIO**

LAS VÁLVULAS DEBERAN CONTAR CON LAS SIGUIENTES ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN	
OPERADA AUTOMÁTICAMENTE POR LA ACTIVACIÓN DEL SISTEMA DE DETECCIÓN.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE TABLERO LOCAL.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE EL ACCIONADOR DE EMERGENCIA DE LA MISMA VÁLVULA.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO

**NOTAS:**

- 1- EL FABRICANTE Y/O PROVEEDOR DE LA VÁLVULA DEBERÁ SUMINISTRAR EL CONJUNTO "VÁLVULA-TRIM", COMO UN EQUIPO APROBADO POR UL y FM
- 2- DETALLES DEL EQUIPO E INSTRUMENTACION SERA INFORMACIÓN QUE DEBERÁ SER SUMINISTRADA POR EL FABRICANTE Y/O PROVEEDOR DEL EQUIPO.
- 3.-LOS MATERIALES SON LOS MENCIONADOS EN EL APARTADO 8.2 DE LA NRF-245-PEMEX-2010
- 4.-DE ACUERDO AL APARTADO 8.3 DE LA NRF-245-PEMEX-2010

<b>CLIENTE :</b> PEMEX REFINACIÓN	<b>UNIDAD:</b> TAR TIERRA BLANCA	<b>LOCALIZACIÓN:</b> TIERRA BLANCA VERACRUZ
<b>TIPO DE SUMINISTRO :</b> BOQUILLAS DE ASPERSIÓN	<b>TAG:</b> _____	<b>DTI:</b> A-143
<b>CANTIDAD:</b> 173	<b>SERVICIO:</b> CONTRAINCENDIO	

BOQUILLA DE ASPERSION	
CONEXIÓN DE ENTRADA (In)	1
DIAMETRO NOMINAL (mm)	25.40
CAPACIDAD (GPM)	31
PESO NETO (KG)	0.37
MATERIAL	BRONCE
ANGULO	94°
DIAMETRO DEL ORIFICIO NOMINAL (mm)	MAYOR A ¼ (IN) NOTA 1

**TABLA 1.**

DTI-A-143

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

TAG EQUIPO	TAG VÁLVULAS	DIÁMETRO in [mm]	GASTO gpm [Lpm]
TE-1104	VD-007	8 [202.72]	2 170 [8 224.31]
	VD-008	10[254.50]	3 193 [12 101.5]

**NOTAS:**

- 1- EN BASE A LA NORMA NRF-016-PEMEX-2010. LAS BOQUILLAS DE ASPERSION DEBEN SER DE BRONCE O ACERO INOXIDABLE, DE CONO LLENO, NO MENORES DE 19 mm DN (3/4 " PULG NPS) CON TAMAÑO DE ORIFICIO NO MENOR A 6.37 mm (1/4" PULG), LISTADAS POR UL O APROBADAS POR FM O EQUIVALENTE.

### 3.9.4 Área de bombas

<b>CLIENTE :</b> PEMEX REFINACIÓN	<b>UNIDAD:</b> TAR TIERRA BLANCA	<b>LOCALIZACIÓN:</b> TIERRA BLANCA VERACRUZ
<b>TIPO DE SUMINISTRO:</b> VÁLVULA DE DILUVIO	<b>TAG:</b> VD-009	<b>DTI:</b> A-144
<b>CANTIDAD:</b> 1	<b>SERVICIO:</b> CONTRAINCENDIO	

**CONDICIONES DE OPERACIÓN**

TIPO DE OPERACIÓN:	<input checked="" type="checkbox"/> INT <input type="checkbox"/> CONT
FLUIDO A MANEJAR:	AGUA DE SERVICIO CONTRAINCENDIO
PRESIÓN DE OPERACIÓN, Psig (Kg/cm <sup>2</sup> , man):	464.06 (30.51)
GASTO A MANEJAR, GPM (LPM):	126 (476.96)
POSICIÓN:	VERICAL <input checked="" type="checkbox"/> HORIZONTAL <input type="checkbox"/> OTRO

**MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE LA VÁLVULA (VER NOTA 1 HOJA 3/3)**

CUERPO DE LA VÁLVULA:	Ac. INÓX 316 (NOTA 3)
DIAFRAGMA:	BUNA N (NOTA 3)
EMPAQUES Y SELLOS:	BUNA N (NOTA 3)
ACCESORIOS DEL TRIM	(NOTA 1)
(VÁLVULAS, CODOS, NIPLES, ETC.):	(NOTA 2)
RECUBRIMIENTOS:	METALICA O EPÓXICA (NOTA 3)
TAPA DE LA VÁLVULA:	Ac. CARBÓN, ASTM A-216-WCB
MATERIAL DEL PLATO:	Ac. INÓX. ASTM A-316L (NOTA 2)
MATERIAL DE ASIENTO:	Ac. INÓX. ASTM A-316L (NOTA 2)
TIPO DE OPERACIÓN:	ELÉCTRICA
CERTIFICADO DE APROBACIÓN:	UL y FM, PARA SERVICIO CONTRAINCENDIO (NOTA 4)

**TIPO DE CONEXIONES**

ENTRADA/ SALIDA:	BRIDADA
------------------	---------

**DIÁMETRO DE CONEXIONES**

ENTRADA in (mm) / SALIDA in (mm) :	2 (50.80)
RANGO ENTRADA/ SALIDA:	150 # R.F.

**OTROS ACCESORIOS REQUERIDOS**

MANÓMETRO, DIÁMETRO in (mm):	41/2" (114.3 mm), EN FONDO BLANCO CON CARACTERES EN NEGRO PARA SERVICIO CONTRAINCENDIO
RANGO DE MEDICIÓN Psig (Kg/cm <sup>2</sup> , mán):	20 – 241.79 ( 1.4 – 17.00)
VÁLVULA SOLENOIDE.	2 VÍAS, NORMALMENTE CERRADA, DESENERGIZADA, en Ac. INÓX.

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

CLASIFICACIÓN NEMA:	NEMA 7 (NOTA 3)
ALIMENTACIÓN ELÉCTRICA:	24 VCD, CON CAJA DE PROTECCIÓN A PRUEBA DE EXPLOSIÓN.

**TIPO DE ACCIONAMIENTO DE LA VÁLVULA TIPO DILUVIO**

LAS VÁLVULAS DEBERAN CONTAR CON LAS SIGUIENTES ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN	
OPERADA AUTOMÁTICAMENTE POR LA ACTIVACIÓN DEL SISTEMA DE DETECCIÓN.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE TABLERO LOCAL.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE EL ACCIONADOR DE EMERGENCIA DE LA MISMA VÁLVULA.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO

**TIPO DE ACCIONAMIENTO DE LA VÁLVULA TIPO DILUVIO**

LAS VÁLVULAS DEBERAN CONTAR CON LAS SIGUIENTES ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN	
OPERADA AUTOMÁTICAMENTE POR LA ACTIVACIÓN DEL SISTEMA DE DETECCIÓN.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE TABLERO LOCAL.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE EL ACCIONADOR DE EMERGENCIA DE LA MISMA VÁLVULA.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO

**NOTAS:**

- EL FABRICANTE Y/O PROVEEDOR DE LA VÁLVULA DEBERÁ SUMINISTRAR EL CONJUNTO "VÁLVULA-TRIM", COMO UN EQUIPO APROBADO POR UL y FM
- DETALLES DEL EQUIPO E INSTRUMENTACION SERA INFORMACIÓN QUE DEBERÁ SER SUMINISTRADA POR EL FABRICANTE Y/O PROVEEDOR DEL EQUIPO.
- LOS MATERIALES SON LOS MENCIONADOS EN EL APARTADO 8.2 DE LA NRF-245-PEMEX-2010
- DE ACUERDO AL APARTADO 8.3 DE LA NRF-245-PEMEX-2010

<b>CLIENTE :</b> PEMEX REFINACIÓN	<b>UNIDAD:</b> TAR TIERRA BLANCA	<b>LOCALIZACIÓN:</b> TIERRA BLANCA VERACRUZ
<b>TIPO DE SUMINISTRO :</b> BOQUILLAS DE ASPERSIÓN	<b>TAG:</b> N/A	<b>DTI:</b> A-144
<b>CANTIDAD:</b> 6	<b>SERVICIO:</b> CONTRAINCENDIO	

<b>BOQUILLA DE ASPERSION</b>	
CONEXIÓN DE ENTRADA (In)	1
DIAMETRO NOMINAL (mm)	25.40
CAPACIDAD (GPM)	21
PESO NETO (KG)	0.37
MATERIAL	BRONCE
ANGULO	62°

**NOTAS:**

- EN BASE A LA NORMA NRF-016-PEMEX-2010. LAS BOQUILLAS DE ASPERSION DEBEN SER DE BRONCE O ACERO INOXIDABLE, DE CONO LLENO, NO MENORES DE 19 mm DN (3/4 " PULG NPS) CON TAMAÑO DE ORIFICIO NO MENOR A 6.37 mm (1/4" PULG), LISTADAS POR UL O APROBADAS POR FM O EQUIVALENTE.

### 3.9.5 Área de llenaderas

CLIENTE : PEMEX REFINACIÓN	UNIDAD: TAR TIERRA BLANCA	LOCALIZACIÓN: TIERRA BLANCA VERACRUZ
TIPO DE SUMINISTRO: VÁLVULA DE DILUVIO	TAG: VD-002/003/004	DTI: A-141
CANTIDAD: 3	SERVICIO: CONTRAINCENDIO	

#### CONDICIONES DE OPERACIÓN

TIPO DE OPERACIÓN:	<input checked="" type="checkbox"/> INT	<input type="checkbox"/> CONT
FLUIDO A MANEJAR:	AGUA DE SERVICIO CONTRAINCENDIO	
PRESIÓN DE OPERACIÓN, Psig (Kg/cm <sup>2</sup> , man):	401.42 (28.22)	
GASTO A MANEJAR, GPM (LPM):	1,575 ( 5 969.25)	
POSICIÓN:	VERICAL	<input checked="" type="checkbox"/> HORIZONTAL <input type="checkbox"/> OTRO

#### MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE LA VÁLVULA (VER NOTA 1 HOJA 3/3)

CUERPO DE LA VÁLVULA:	Ac. INÓX 316 NOTA 3
DIAFRAGMA:	BUNA N (NOTA 3)
EMPAQUES Y SELLOS:	BUNA N (NOTA 3)
ACCESORIOS DEL TRIM	( NOTA 1)
(VÁLVULAS, CODOS, NIPLES, ETC.):	(NOTA 2)
RECUBRIMIENTOS:	METALICA O EPÓXICA (NOTA 3)
TAPA DE LA VÁLVULA:	(NOTA 2)
MATERIAL DEL PLATO:	Ac. INÓX. ASTM A-316L (NOTA 2)
MATERIAL DE ASIENTO:	Ac. INÓX. ASTM A-316L (NOTA 2)
TIPO DE OPERACIÓN:	ELÉCTRICA
CERTIFICADO DE APROBACIÓN:	UL y FM, PARA SERVICIO CONTRAINCENDIO (NOTA 4)

#### TIPO DE CONEXIONES

ENTRADA/ SALIDA:	BRIDADA
------------------	---------

#### DIÁMETRO DE CONEXIONES

ENTRADA in (mm) / SALIDA in (mm) :	4 (102.26)
RANGO ENTRADA/ SALIDA:	150 # R.F.

#### OTROS ACCESORIOS REQUERIDOS

MANÓMETRO, DIÁMETRO in (mm):	4 1/2" (114.3 mm), EN FONDO BLANCO
	CON CARACTERES EN NEGRO PARA SERVICIO CONTRAINCENDIO
RANGO DE MEDICIÓN Psig (Kg/cm <sup>2</sup> , mán):	20 – 241.79 ( 1.4 – 17.00)
VÁLVULA SOLENOIDE.	2 VÍAS, NORMALMENTE CERRADA, DESENERGIZADA, en Ac. INÓX.
CLASIFICACIÓN NEMA:	NEMA 7 (NOTA 3)
ALIMENTACIÓN ELÉCTRICA:	24 VCD, CON CAJA DE PROTECCIÓN A PRUEBA DE EXPLOSIÓN.

#### TIPO DE ACCIONAMIENTO DE LA VÁLVULA TIPO DILUVIO

LAS VÁLVULAS DEBERAN CONTAR CON LAS SIGUIENTES ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN	
OPERADA AUTOMÁTICAMENTE POR LA	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

ACTIVACIÓN DEL SISTEMA DE DETECCIÓN.	
OPERADA MANUALMENTE DESDE TABLERO LOCAL.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE EL ACCIONADOR DE EMERGENCIA DE LA MISMA VÁLVULA.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
<b>TIPO DE ACCIONAMIENTO DE LA VÁLVULA TIPO DILUVIO</b>	
LAS VÁLVULAS DEBERAN CONTAR CON LAS SIGUIENTES ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN	
OPERADA AUTOMÁTICAMENTE POR LA ACTIVACIÓN DEL SISTEMA DE DETECCIÓN.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE TABLERO LOCAL.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO
OPERADA MANUALMENTE DESDE EL ACCIONADOR DE EMERGENCIA DE LA MISMA VÁLVULA.	<input checked="" type="checkbox"/> REQUERIDO

**NOTAS:**

- 1- EL FABRICANTE Y/O PROVEEDOR DE LA VÁLVULA DEBERÁ SUMINISTRAR EL CONJUNTO "VÁLVULA-TRIM", COMO UN EQUIPO APROBADO POR UL y FM
- 2- DETALLES DEL EQUIPO E INSTRUMENTACION SERA INFORMACIÓN QUE DEBERÁ SER SUMINISTRADA POR EL FABRICANTE Y/O PROVEEDOR DEL EQUIPO.
- 3.-LOS MATERIALES SON LOS MENCIONADOS EN EL APARTADO 8.2 DE LA NRF-245-PEMEX-2010
- 4.-DE ACUERDO AL APARTADO 8.3 DE LA NRF-245-PEMEX-2010

<b>CLIENTE :</b> PEMEX REFINACIÓN	<b>UNIDAD:</b> TAR TIERRA BLANCA	<b>LOCALIZACIÓN:</b> TIERRA BLANCA VERACRUZ
<b>TIPO DE SUMINISTRO :</b> BOQUILLAS DE ASPERSIÓN	<b>TAG:</b> N/A	<b>DTI:</b> A-141
<b>CANTIDAD:</b> 63	<b>SERVICIO:</b> CONTRAINCENDIO	

<b>BOQUILLA DE ASPERSION</b>	
CONEXIÓN DE ENTRADA (In)	1
DIAMETRO NOMINAL (mm)	25.40
CAPACIDAD (GPM)	25
PESO NETO (KG)	0.37
MATERIAL	BRONCE
ANGULO	82°
DIAMETRO DEL ORIFICIO NOMINAL (mm)	MAYOR A ¼ (IN) NOTA 1

**NOTAS:**

EN BASE A LA NORMA NRF-016-PEMEX-2010. LAS BOQUILLAS DE ASPERSION DEBEN SER DE BRONCE O ACERO INOXIDABLE, DE CONO LLENO, NO MENORES DE 19 mm DN (3/4 " PULG NPS) CON TAMAÑO DE ORIFICIO NO MENOR A 6.37 mm (1/4" PULG), LISTADAS

### **3.10 LISTA DE LÍNEAS**

Este documento se especifican datos como: condiciones de operación de proceso e información que requieran otras especialidades de ingeniería. A partir de este documento se podrá conocer las interconexiones entre tuberías y equipos, conocer condiciones de operación a las que se sujetara la tubería, requerimiento de análisis de esfuerzos, establecer condiciones de prueba a las que se someterá la tubería.

Esta lista es un sumario de todas las líneas de proceso de gas LP y sistema contraincendio, cuyos objetivos son:

- Saber de inmediato la relación que existe entre dos o más tuberías.
- Permitir la adecuada y pronta localización de las tuberías.
- Conocer las condiciones de operación a las que se sujetará una tubería.
- Visualizar la relación entre equipos.
- Señalar cuales líneas son críticas.
- Sirve como base para llevar a cabo los estudios de esfuerzos en tuberías causadas por temperatura de operación, presión y/o peso propio, y así determinar el número y el tipo de soportes y juntas de expansión y los cambios de dirección en tuberías (Loops) para absorber esfuerzos.
- Sirve para completar los diseños de las tuberías.
- Establecer las condiciones de prueba a las que se sometería una tubería.
- Sirve como documento requerido para cuantificar la cantidad de aislamiento.

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO"

**3.10.1 Proceso**

LÍNEA				FLUIDO	DE	A	TEMP. °C		PRESIÓN Kg/cm <sup>2</sup> man.		DÍAGRAMA
SERV.	NÚM.	DIAM in	ESPEC.				DIS.	OPE.	DIS.	OPE.	
GLP	001	6	T-D01T1	LÍQUIDO	DE VALVULA VGG 001	DESPUES DE VÁLVULA ALIVIO DE PRESIÓN PSV-001	34	30	45	30	DTI-A-111
GLP	002	6	T-B03T1	LÍQUIDO	VÁLVULA ALIVIO DE PRESIÓN PSV-001	LA VÁLVULA FCV-001	34	30	15	11	DTI-A-111
GLP	003	4	T-D01T1	LÍQUIDO	6"-GLP-001-T-D01T1	PSV-001	34	30	17.5	11	DTI-A-111
GLP	004	6	T-B03T1	LÍQUIDO	VÁLVULA FCV-001	TANQUES ESFÉRICOS TE-301, TE-1104 Y 8"-GLP-006-T-B03T1	34	30	15	11	DTI-A-111 DTI-A-113 DTI-A-114
GLP	005	1	T-B03T1	LÍQUIDO	4"-GLP-002-T-B03T1	6"-GLP-004-T-B03T1	34	30	16.5	11	DTI-A-111
GLP	006	6	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE- IN 5	TIE- IN 8	34	30	15	11	DTI-A-111
GLP	006	8	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE- IN 8	8"-GLP-006-T-B03T1 (CABEZAL DE SUCCION DE LLENADERAS)	34	30	15	11	DTI-A-111, DTI-A-112
GLP	007	4	T-B03T1	LÍQUIDO	PSV-002 8"-GLP-006-T-B03T1 (TIE- IN 09)	4"-GLP-015-T-B03T1 (TIE-IN 10)	34	30	17.5	11	DTI-A-111
GLP	008	1	T-B03T1	LÍQUIDO	6"-GLP-004-T-B03T1 (PSV-004) TIE-IN 6	6"-GLP-004-T-B03T1 (PSV-004) TIE-IN7	37	30	16.5	11.00	DTI-A-111
GLP	009	4	T-B03T1	LÍQUIDO	8"-GLP-006-T-B03T1 (CABEZAL DE SUCCIÓN DE LLENADERAS)	TIE- IN 15	34	30	15	11	DTI-A-112
GLP	010	4	T-B03T1	LÍQUIDO	8"-GLP-006-T-B03T1 (CABEZAL DE SUCCIÓN	TIE- IN 19	34	30	15	11	DTI-A-112

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

LÍNEA				FLUIDO	DE	A	TEMP. °C		PRESIÓN Kg/cm <sup>2</sup> man.		DÍAGRAMA
SERV.	NÚM.	DIAM in	ESPEC.				DIS.	OPE.	DIS.	OPE.	
					DE LLENADERAS)						
GLP	011	4	T-B03T1	LÍQUIDO	8"-GLP-006-T-B03T1	TIE- IN 23	34	30	15	11	DTI-A-112
GLP	012	4	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE- IN 14	4" GLP-015-T-B03T1	34	30	20	16.5	DTI-A-112
GLP	013	4	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE- IN 18	4" GLP-015-T-B03T1	34	30	20	16.5	DTI-A-112
GLP	014	4	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE- IN 22	4" GLP-015-T-B03T1	34	30	20	16.5	DTI-A-112
GLP	015	4	T-B03T1	LÍQUIDO	4" GLP-015-T-B03T1 (CABEZAL DE RETORNO DE VAPORES GLP A TANQUES ESFÉRICOS)	TE-1104 Y TE-301	34	30	20	16.5	DTI-A-112 DTI-A-113 DTI-A-114
GLP	016	1	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE-IN 11	TIE-IN 12	34	30	20	16.5	DTI-A-112
GLP	017	6	T-B03T1	LÍQUIDO	"6- GLP-004-T-B03T1	TE-301	34	28	15	11	DTI-A-113
GLP	018	10	T-B03T1	LÍQUIDO	TE-301	12"-GLP-023-T-B03T1 TIE-IN 31	34	27.80	15	10.4	DTI-A-113
GLP	019	1	T-B03T1	LÍQUIDO	"6- GLP-004-T-B03T1 TIE-IN 34	4"- GLP-015-T-B03T1 TIE-IN 35	34	30	20	16.5	DTI-A-113
GLP	020	1	T-B03T1	LÍQUIDO	12"GLP-023-T-B03T1	4"- GLP-015-T-B03T1	34	30	20	16.5	DTI-A-113
GLP	021	6	T-B03T1	LÍQUIDO	6"- GLP-004-T-B03T1	TE-1104	34	30	15	11	DTI-A-114

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

LÍNEA				FLUIDO	DE	A	TEMP. °C		PRESIÓN Kg/cm <sup>2</sup> man.		DÍAGRAMA
SERV.	NÚM.	DIAM in	ESPEC.				DIS.	OPE.	DIS.	OPE.	
GLP	022	10	T-B03T1	LÍQUIDO	TE-1104	12"-GLP-023-T-B03T1	34	28	15	10.7	DTI-A-114
GLP	023	12	T-B03T1	LÍQUIDO	CABEZAL DE DESCARGA DE TANQUES ESFÉRICOS	SUCCIÒN DE BOMBAS	34	28	15	10.7	DTI-A-113 DTI-A-114 DTI-A-115
GLP	024	8	T-B03T1	LÍQUIDO	12"-GLP-023-T-B03T1	SUCCIÒN DE BOMBA BAG-01 (TIE-IN 44)	34	27	15	10.46	DTI-A-115
GLP	024	6	T-B03T1	LÍQUIDO	12"-GLP-023-T-B03T1	SUCCIÒN DE BOMBA BAG-01 (TIE-IN 44)	34	27	15	10.46	DTI-A-115
GLP	025	2	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE-IN 45	4"-GLP-034-TB03T1	34	27	15	11	DTI-A-115
GLP	026	8	T-B03T1	LÍQUIDO	DESCARGA DE BOMBA BAG-01	8"-GLP-033-TB03T1	34	27	15	11	DTI-A-115
GLP	027	8	TB03T1	LÍQUIDO	12"-GLP-023-T-B03T1	SUCCIÒN DE BOMBA BAG-02 TIE-IN 46	34	27	15	10.46	DTI-A-115
GLP	027	6	TB03T1	LÍQUIDO	12"-GLP-023-T-B03T1	SUCCIÒN DE BOMBA BAG-02 TIE-IN 46	34	27	15	10.46	DTI-A-115
GLP	028	2	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE-IN 47	4"-GLP-034-T-B03T1	34	27	15	11	DTI-A-115
GLP	029	8	T-B03T1	LÍQUIDO	DESCARGA DE BOMBA BAG-02	8"-GLP-033- TB03T1	34	27	15	11	DTI-A-115
GLP	030	8	T-B03T1	LÍQUIDO	SUCCIÒN DE BOMBA BAG-03	TIE-IN 48	34	27	15	10.46	DTI-A-115
GLP	030	6	T-B03T1	LÍQUIDO	SUCCIÒN DE BOMBA BAG-03	TIE-IN 48	34	27	15	10.46	DTI-A-115
GLP	031	2	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE-IN 49	4"-GLP-034-T-B03T1	34	27	15	11	DTI-A-115

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

LÍNEA				FLUIDO	DE	A	TEMP. °C		PRESIÓN Kg/cm <sup>2</sup> man.		DÍAGRAMA
SERV.	NÚM.	DIAM in	ESPEC.				DIS.	OPE.	DIS.	OPE.	
GLP	032	8	T-B03T1	LÍQUIDO	DESCARGA DE BOMBA BAG-03	8"-GLP-033-T-B30T1	34	27	15	11	DTI-A-115
GLP	033	8	T-B03T1	LÍQUIDO	CABEZAL DESCARGA DE BOMBAS	TIE-IN 8	34	27	15	11	DTI-A-115 DTI-A-111
GLP	034	4	T-B03T1	LÍQUIDO	DESCARGA DE BOMBA (RECIRCULACIÓN GLP)	TIE-IN 33	34	27	15	11	DTI-A-115 DTI-A-113
GLP	035	1	TB03T1	LÍQUIDO	TIE-IN 44	1"-GLP-038-TB03T1	34	(1)	20	(1)	DTI-A-115
GLP	036	1	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE-IN 46	1"-GLP-038-TB03T1	34	(1)	20	(1)	DTI-A-115
GLP	037	1	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE-IN 48	1"-GLP-038-TB03T1	34	(1)	20	(1)	DTI-A-115
GLP	038	1	T-B03T1	LÍQUIDO	RETORNO DE VAPORES	RETORNO DE VAPORES A TE-301 Y TE-1104	34	(1)	20	(1)	DTI-A-113 DTI- A-114 DTI-A-115
GLP	039	1	T-B03T1	LÍQUIDO	4"-GLP-034-TB03T1	1"-GLP-038-TB03T1	34	27	20	16.5	DTI-A-115 DTI-A-111
GLP	040	1	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE-IN 51	1"-GLP-038-TB03T1	34	27	20	16.5	DTI-A-115 DTI-A-113
GLP	041	1	TB03T1	LÍQUIDO	TIE-IN 50	1"-GLP-038-TB03T1	34	27	20	16.5	DTI-A-115

### 3.10.2 Red Contraincendio

LÍNEA				FLUIDO	DE	A	TEMP. °C		PRESIÓN Kg/cm <sup>2</sup> man.		DÍAGRAMA
SERV	NÚM	DIAM in	ESPEC.				DIS	OPE	DIS	OPE	
DGLP	001	6	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE-IN 3	12"-DGLP-001-TB03T1	34	27	20	17.5	DTI-A-111
DGLP	002	2	T-B03T1	LÍQUIDO	FONDO DE TE-301	4"-DGLP-003-TB03T1	34	27	20	10.4	DTI-A-113
DGLP	003	6	TB03T1	LÍQUIDO	DOMO DE TE-301 (PSV-201/202)	TE-1104	34	27	20	14.5	DTI-A-113
DGLP	004	2	T-B03T1	LÍQUIDO	DOMO DE TE-301	IGUALADORA DE PRESIÓN	34	27	20	9	DTI-A-113
DGLP	005	2	T-B03T1	LÍQUIDO	FONDO DE TE-1104	4"-DGLP-007-TB03T1	34	27	20	10.7	DTI-A-114
DGLP	006	2	T-B03T1	LÍQUIDO	DOMO DE TE-1104	GUALADORA DE PRESIÓN Y TIE-IN 42	34	27	20	9.0	DTI-A-114
DGLP	007	6	T-B03T1	LÍQUIDO	DOMO DE TE-1104	SISTEMA DE DESFOGUE	34	27	20	14.5	DTI-A-114
DGLP	008	2	T-B03T1	LÍQUIDO	TIE-IN 42	4"-DGLP-007-TB03T1 TIE-IN 43	34	27	20	15	DTI-A-114
ACI	001	6	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE LA RED DE AGUA CI	4"-ACI-003-T-A15T1 4"-ACI-004-T-A15T1	30	30	20	11.2	DTI-A-140
ACI	002	6	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE LA RED DE AGUA CONTRAINCENDIO	4"-ACI-003-T-A15T1 4"-ACI-004-T-A15T1	30	30	20	11.2	DTI-A-140
ACI	003	4	T-A15T1	LÍQUIDO	4"-ACI-001-T-A15T1	4"-ACI-002-T-A15T1	30	30	20	11.2	DTI-A-140

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN  
UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

LÍNEA				FLUIDO	DE	A	TEMP. °C		PRESIÓN Kg/cm <sup>2</sup> man.		DÍAGRAMA
SERV	NÚM	DIAM in	ESPEC.				DIS	OPE	DIS	OPE	
ACI	004	4	T-A15T1	LÍQUIDO	4"-ACI-001-T-A15T1	4"-ACI-002-T-A15T1	30	30	20	11.2	DTI-A-140
ACI	005	8	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE LA RED DE AGUA CONTRAINCENDIO	4"-ACI-007-T-A15T1 4"-ACI-008-T-A15T1 4"-ACI-009-T-A15T1	30	30	21	11.2	DTI-A-141
ACI	006	8	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE LA RED DE AGUA CONTRAINCENDIO	4"-ACI-010-T-A15T1 2 4"-ACI-011-T-A15T1 4"-ACI-012-T-A15T1	30	30	20	11.2	DTI-A-141
ACI	007	4	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-005-T-A15T1	LLENADERAS	30	30	20	11.2	DTI-A-141
ACI	008	4	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-005-T-A15T1	LLENADERAS	30	30	20	11.2	DTI-A-141
ACI	009	4	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-005-T-A15T1	LLENADERAS	30	30	20	11.2	DTI-A-141
ACI	010	4	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-006-T-A15T1	LLENADERAS	30	30	20	11.2	DTI-A-141
ACI	011	4	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-006-T-A15T1	LLENADERAS	30	30	20	11.2	DTI-A-141
ACI	012	4	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-006-T-A15T1	LLENADERAS	30	30	20	11.2	DTI-A-141
ACI	013	8	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE LA RED DE AGUA CONTRAINCENDIO	2 1/2"-ACI-017-T- A15T1 4"-ACI-018-T- A15T1 6"-ACI-019-T- A15T1	30	30	20	8.12	DTI-A-142
ACI	014	8	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE LA RED DE AGUA CONTRAINCENDIO	2 1/2"-ACI-017-T- A15T1 4"-ACI-018-T- A15T1 6"-ACI-019-T- A15T1	30	30	20	8.12	DTI-A-142
ACI	015	6	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE LA RED DE AGUA	6"-ACI-020-T- A15T1 4"-ACI-021-T- A15T1	30	30	20	8.12	DTI-A-142

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN  
UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

LÍNEA				FLUIDO	DE	A	TEMP. °C		PRESIÓN Kg/cm <sup>2</sup> man.		DÍAGRAMA
SERV	NÚM	DIAM in	ESPEC.				DIS	OPE	DIS	OPE	
					CONTRAINCENDIO	2 ½"-ACI-022-T- A15T1					
ACI	016	6	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE AGUA CONTRAINCENDIO	6"-ACI-020-T- A15T1 4"-ACI-021-T- A15T1 2 ½"-ACI-022-T- A15T1	30	30	20	8.12	DTI-A-142
ACI	017	2 ½	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-013-T-A15T1	8"-ACI-014-T- A15T1	30	30	20	8.12	DTI-A-142
ACI	018	4	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-013-T- A15T1	8"-ACI-014-T- A15T1	30	30	20	8.12	DTI-A-142
ACI	019	6	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-013-T- A15T1	8"-ACI-014-T- A15T1	30	30	20	8.12	DTI-A-142
ACI	020	6	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-015-T-A15T1	8"-ACI-016-T- A15T1	30	30	20	8.12	DTI-A-142
ACI	021	4	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-015-T-A15T1	8"-ACI-016-T- A15T1	30	30	20	8.12	DTI-A-142
ACI	022	2 ½	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-015-T-A15T1	8"-ACI-016-T- A15T1	30	30	20	8.12	DTI-A-142
ACI	023	2 ½	T-A15T1	LÍQUIDO	CAMION CISTERNA	TE-301	30	30	20	10	DTI-A-113
ACI	024	2 ½	T-A15T1	LÍQUIDO	CAMION CISTERNA	TE-1104	30	30	20	10.7	DTI-A-113
ACI	025	8	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE LA RED DE AGUA CONTRAINCENDIO	3"-ACI-029-T-A15T1 4"-ACI-030-T-A15T1 6"-ACI-031-T-A15T1	30	30	30	8.10	DTI-A-143
ACI	026	8	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE LA RED DE AGUA	3"-ACI-029-T-A15T1 4"-ACI-030-T-A15T1 6"-ACI-031-T-A15T1	30	30	20	8.10	DTI-A-143

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN  
UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

LÍNEA				FLUIDO	DE	A	TEMP. °C		PRESIÓN Kg/cm <sup>2</sup> man.		DÍAGRAMA
SERV	NÚM	DIAM in	ESPEC.				DIS	OPE	DIS	OPE	
					CONTRAINCENDIO						
ACI	027	10	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE LA RED DE AGUA CONTRAINCENDIO	6"-ACI-032-T-A15T1 6"-ACI-033-T-A15T1 4"-ACI-034-T-A15T1 3"-ACI-035-T-A15T1	30	30	20	8.14	DTI-A-143
ACI	028	10	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE LA RED DE AGUA CONTRAINCENDIO	6"-ACI-032-T-A15T1 6"-ACI-033-T-A15T1 4"-ACI-034-T-A15T1 3"-ACI-035-T-A15T1	30	30	20	8.14	DTI-A-143
ACI	029	3	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-025-T-A15T1	8"-ACI-026-T-A15T1	30	30	20	8.10	DTI-A-143
ACI	030	4	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-025-T-A15T1	8"-ACI-026-T-A15T1	30	30	20	8.10	DTI-A-143
ACI	031	6	T-A15T1	LÍQUIDO	8"-ACI-025-T-A15T1	8"-ACI-026-T-A15T1	30	30	20	8.10	DTI-A-143
ACI	032	6	T-A15T1	LÍQUIDO	10"-ACI-027-T-A15T1	10"-ACI-028-T-A15T1	30	30	20	8.14	DTI-A-143
ACI	033	6	T-A15T1	LÍQUIDO	10"-ACI-027-T-A15T1	10"-ACI-028-T-A15T1	30	30	20	8.14	DTI-A-143
ACI	034	4	T-A15T1	LÍQUIDO	10"-ACI-027-T-A15T1	10"-ACI-028-T-A15T1	30	30	20	8.14	DTI-A-143
ACI	035	3	T-A15T1	LÍQUIDO	10"-ACI-027-T-A15T1	10"-ACI-028-T-A15T1	30	30	20	8.14	DTI-A-143
ACI	036	2	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE LA RED DE AGUA CONTRAINCENDIO	A CASA DE BOMBAS DE GAS LP	30	30	20	10.9	DTI-A-144

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

---

LÍNEA				FLUIDO	DE	A	TEMP. °C		PRESIÓN Kg/cm <sup>2</sup> man.		DÍAGRAMA
SERV	NÚM	DIAM in	ESPEC.				DIS	OPE	DIS	OPE	
ACI	037	2	T-A15T1	LÍQUIDO	ALIMENTACIÓN DE LA RED DE AGUA CONTRA INCENDIO	A CASA DE BOMBAS DE GAS LP	30	30	20	10.9	DTI-A-144
ACI	038	2	T-A15T1	LÍQUIDO	2"-ACI-036-T-A15T1 2"-ACI-037-T-A15T1	BOMBA BAG-01	30	30	20	10.9	DTI-A-144
ACI	039	2	T-A15T1	LÍQUIDO	2"-ACI-036-T-A15T1 2"-ACI-037-T-A15T1	BOMBA BAG-02	30	30	20	10.9	DTI-A-144
ACI	040	2	T-A15T1	LÍQUIDO	2"-ACI-036-T-A15T1 2"-ACI-037-T-A15T1	BOMBA BAG-03	30	30	20	10.9	DTI-A-144

### **3.11 PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL (PLG)**

Este documento muestra todo el equipo, instalaciones y edificios visto en planta de la instalación completa de un proceso en el cual se localizan perfectamente a escala los equipos, mayores estructuras y edificios que ala que componen. Lo anterior a través de círculos, rectángulos con un número de identificación para cada equipo junto con sus coordenadas respectivas. Cabe aclarar que estos documentos fueron realizados con información proporcionada base a que los equipos ya existen y se encuentran ubicados dentro de la Terminal de Almacenamiento y Reparto.

## ANÁLISIS DE RESULTADOS

### 1- Inyección Agua CI a Fondo de Esferas

En la siguiente tabla se muestra los resultados de presión y flujo requeridos en la toma de 2 ½” D.N de inyección de agua contraincendio a fondo de cada tanque esférico.

Las presiones requeridas deben ser mayor a 10.13 kg/cm<sup>2</sup> para la inyección de agua contraincendio en el fondo de los tanques esféricos.

*Tabla 29 Presión mínima requerida para la inyección de agua CI en el fondo de los tanques esféricos TE-301/1104*

TANQUE	PRESIÓN FASE GASEOSA Kg/cm <sup>2</sup>	ALTURA DE LA FASE LIQUIDA DEL GAS LP M	ALTURA DEL AGUA CI m	PRESIÓN HIDROSTÁTICA DE LA FASE LÍQUIDA DEL GAS LP Kg/cm <sup>2</sup>	PRESIÓN HIDROSTÁTICA DEL AGUA CI Kg/cm <sup>2</sup>	PRESIÓN MÍNIMA REQUERIDA PARA INYECCIÓN DE AGUA CI lb/in <sup>2</sup> (Kg/cm <sup>2</sup> )
TE-1104	9.17	13.01	2.61	0.70	0.261	144.08 (10.13)
TE-301	9.17	10.32	2.08	0.557	0.208	141.21 (9.93)

*Tabla 30 Flujo máximo en la toma de inyección de agua CI a fondo de los tanques TE-1104/301*

TANQUE	CAPACIDAD DEL TANQUE b (m <sup>3</sup> )	FLUJO MÁXIMO EN LA TOMA DE INYECCIÓN AGUA CI ft <sup>3</sup> /seg(GPM)
TE-1104	20 000 (3 180)	6.63 (2 980.23)
TE-301	10 000 (1 590)	6.63 (2 980.23)

### 2- Sistema de aspersion

Para el sistema de aspersion de las áreas de recibo, tanques esféricos TE-301 Y TE-1104, casa de bombas y llenaderas se obtuvieron los siguientes resultados

Área de recibo

Se requiere con 2 ramales de tubería con 25 boquillas de cono lleno cada uno. Las boquillas deberán de ser de un diámetro de 1 pulg. y un ángulo de apertura no menor a 46° a fin de cubrir cumplir con lo establecido en la norma NRF-016-PEMEX-2010.

Tabla 31 Gasto de agua en tuberías cedula 40.

DESCRIPCIÓN	UNIDADES	RESULTADO
Longitud de apertura de boquilla	m (ft)	1.05 (3.44)
Número de boquillas	---	50
Número de boquillas en cada ramal	---	25
Gasto por boquilla según fabricante	GPM (Lpm)	21 (79.59)
Gasto total por anillo de aspersión	GPM (Lpm)	525 (1989.75)
Gasto total de cabezal principal	GPM (Lpm)	1050 (3979.5)

LÍNEAS PARA SISTEMA DE ASPERSIÓN DE ÁREA DE RECIBO		
LÍNEA	VELOCIDAD ft/s (m/s)	DIÁMETRO in (DN)
Tubería de alimentación por boquilla	2.58 (8.47)	1"
Ramal de tubería	4.03 (13.24)	4"
Tubería en cabezal principal	11.76 (3.59)	6"

Tanques esféricos TE-301 Y TE-1104

El sistema aspersión para el tanque TE-1104 está conformado por 5 anillos con 173 boquillas de aspersión tipo Fulljet o Cono lleno con ángulo de apertura de 94° manejando un gasto por boquilla 31 GPM (117.35 Lpm), requiriendo un gasto de agua de enfriamiento de 5 363 GPM para el enfriamiento del tanque esférico.

El sistema aspersión para el tanque TE-301 está conformado por 4 anillos con 118 boquillas de aspersión tipo Fulljet o Cono lleno con ángulo de apertura de 94° manejando un gasto por boquilla 31 GPM (117.35 Lpm), requiriendo un gasto de agua de enfriamiento de 3 658 GPM para el enfriamiento del tanque esférico.

Utilizando la siguiente ecuación obtendremos los diámetros que cumplen con la velocidad máxima para cada anillo.

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES  
PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

*Tabla 32 Resultados del número de boquillas y flujo por anillo del tanque TE-1104*

ANILLO	ALTURA CON RESPECTO AL ECUADOR ft (m)	RADIO ft (m)	PERÍMETRO ft (m)	NÚMERO DE BOQUILLAS	NUMERO DE BOQUILLAS (ENTERO)	FLUJO POR ANILLO GPM (Lpm)
1	24.01 (7.32)	17.84 (5.44)	112.11 (34.18)	21.83	22	682 (2584.78)
2	12.00 (3.66)	27.39 (8.35)	172.06 (52.46)	33.52	34	1054(3994.66)
3	0 (0)	29.92 (9.12)	187.94 (57.30)	36.60	37	1147 (4347.13)
4	12.00 (3.66)	27.39 (8.35)	172.06 (52.46)	33.52	34	1054 (3994.66)
5	24.01 (7.32)	17.84 (5.44)	112.11 (34.18)	21.83	22	682 (2584.78)
ANILLO SUPERIOR					14	434 (1644.86)
ANILLO INFERIOR					10	310 (1174.90)
TOTAL					173	5363(20325.77)

*Tabla 33 Resultados del número de boquillas y flujo por anillo del tanque TE-301*

ANILLO	ALTURA CON RESPECTO AL ECUADOR ft (m)	RADIO ft (m)	PERÍMETRO ft (m)	NÚMERO DE BOQUILLAS	NUMERO DE BOQUILLAS (ENTERO)	FLUJO POR ANILLO GPM (Lpm)
1	13.51 (4.12)	19.52 (5.95)	122.60 (37.38)	23.89	24	744 (2819.76)
2	5.90 (1.80)	22.99 (7.01)	144.45 (44.04)	28.14	29	899 (3407.21)
3	5.90 (1.80)	22.99 (7.01)	144.45 (44.04)	28.14	29	899 (3407.21)
4	13.51 (4.12)	19.52 (5.95)	122.60 (37.38)	23.89	24	744 (2819.76)
ANILLO SUPERIOR					8	248 (939.92)
ANILLO INFERIOR					4	124 (469.96)
TOTAL					118	3658 (13863.82)

Para la selección de los diámetros de las tomas principales, se considera flujo independiente de agua CI para el enfriamiento del hemisferio superior e inferior de cada

tanque, teniendo como limitante una velocidad máxima del agua en la tubería de 6.09 m/s (20 ft/s).

Tabla 34 Resultados de la velocidad en el anillo y diámetro del TE-1104

ANILLO	VELOCIDAD EN LA TUBERÍA ft/s (m/s)	DIÁMETRO DE LA TUBERÍA in (DN)
1	17.19 (5.24)	4
2	11.81 (3.60)	6
3	12.85 (3.92)	6
4	12.99 (3.96)	6
5	17.19 (5.24)	4
SUPERIOR	19.45 (5.93)	3
INFERIOR	13.89 (4.23)	3

Tabla 35 Resultados de la velocidad en el anillo y diámetro del TE-301

ANILLO	VELOCIDAD EN LA TUBERÍA ft/s (m/s)	DIÁMETRO DE LA TUBERÍA in (DN)
1	18.76 (5.72)	4
2	10.07 (3.07)	6
3	10.07 (3.07)	6
4	18.76 (5.72)	4
SUPERIOR	16.01 (4.88)	2.5
INFERIOR	8 (2.44)	2.5

De acuerdo a la norma NRF-015-PEMEX-2012 el suministro de agua contraincendio para los anillos de enfriamiento, debe ser por dos tomas una para el hemisferio superior y otra para el hemisferio inferior, de manera que permita independizar selectivamente el enfriamiento de los hemisferios.

Tabla 36 Resultados de los diámetros de alimentación al sistema de aspersión a los tanques TE-301 y TE-1104

TANQUE	HEMISFERIO	FLUJO GPM (Lpm)	VELOCIDAD EN LA TUBERÍA ft/s (m/s)	DIÁMETRO DE LA TUBERÍA in (DN)
TE-1104	SUPERIOR	2170 (8224.3)	13.68 (4.2)	8
	INFERIOR	3193 (12101.5)	12.88 (3.9)	10
TE-301	SUPERIOR	1891 (7166.89)	11.92 (3.6)	8
	INFERIOR	1767 (6696.93)	19.80 (6)	6

Área de casa de bombas

Se requiere con 6 de boquillas de cono lleno cada uno. Las boquillas deberán de ser de un diámetro de 1 pulg. y un ángulo de apertura no menor a 62° con un flujo de 21 GPM a fin de cubrir la protección de los sellos mecánicos de las bombas en lo establecido en la norma NRF-016-PEMEX-2010.

Tabla 37 Resumen de resultados bombas de gas LP

BOMBAS	BAG-01	BAG-02	BAG-03
No. de Boquillas de aspersión por sello mecánico	2	2	2
Diámetro de cabezal de distribución de Agua. contraincendio a sistema de aspersión para bombas de GLP	2 pulg	2 pulg	2 pulg
Diámetro de línea de alimentación a espreas	1 pulg	1 pulg	1 pulg
Gasto total de agua por un sello mecánico	159 Lpm (42 gpm)	159 Lpm (42 gpm)	159 Lpm (42 gpm)
Gasto total de agua	<b>478 Lpm (126 gpm)</b>		

Tabla 38 Diámetros de las tuberías de casa de bombas

<b>LÍNEAS PARA SISTEMA DE ASPERSIÓN DE CASA DE BOMBAS</b>		
<b>LÍNEA</b>	<b>VELOCIDAD ft/s (m/s)</b>	<b>DIÁMETRO in (DN)</b>
Tubería de alimentación por boquilla	8.47 (2.58)	1”
Ramal de tubería	4.24 (1.29)	2”
Tubería en cabezal principal	12.71 (3.87)	2”

Llenaderas

El sistema aspersión para las tres llenaderas de Gas LP estará conformado por 69 boquillas de cono lleno de 1” con un flujo de 25 GPM (94.64 LPM), cada llenadera tendrá 23 boquillas con ángulo de apertura no menor de 70° a fin de cubrir cumplir con lo establecido en la norma NRF-016-PEMEX-2010.

Tabla 39 Gasto de agua de llenaderas

<b>GASTO DE AGUA DE ASPERSIÓN DE LLENADERAS</b>	
Número de boquillas por cada costado de la isla	10
Número de boquillas en tapas como mínimo	2
Número de boquillas por anillo	22
Número de boquillas para proteger las válvulas de llenado/descarga del autotanque.	1
Número total de boquillas por isla	23
Número de islas	3
Gasto por boquilla gpm (Lpm)	25 (94.64)
Gasto de agua por isla gpm (Lpm)	575 (2,176.72)
Gasto de agua en las tres islas gpm (Lpm)	<b>1,575 (5,969.25.16)</b>

Tabla 40 Sistema de aspersión a llenaderas

<b>SISTEMA DE ASPERSIÓN PARA UNA LLENADERA</b>	
Área del tanque (m <sup>2</sup> )	90
Ángulo mínimo de apertura por esprea	70
Traslape mínimo (m)	0.15
Longitud de cobertura (m)	1.53

<b>SISTEMA DE ASPERSIÓN PARA UNA LLENADERA</b>	
Distancia entre boquillas a lo largo (m)	1.5
Distancia máxima entre boquillas a lo ancho (m)	1.8
Distancia de las boquillas a la pared del tanque (m)	1.2
Presión mínima de operación para las espreas kg/cm <sup>2</sup> (lb/pulg <sup>2</sup> )	4.08 (60)

<b>LÍNEAS PARA SISTEMA DE ASPERSIÓN DE LLENADERAS</b>		
<b>LÍNEA</b>	<b>VELOCIDAD ft/s (m/s)</b>	<b>DIÁMETRO in (DN)</b>
Cabezal al sistema de aspersion	17.65 (5.64)	6
Diámetro de tubería del anillo	13.24 (4.03)	4
Línea de alimentación a boquillas	10.08 (3.07)	1

### 3- Análisis de disponibilidad de agua contraincendio

Requerimientos de agua contraincendio en las diferentes áreas de gas LP de la TAR Tierra Blanca

La demanda de agua en los tanques de amortiguamiento de gas LP, en el patín de medición, en la casa de bombas y en llenaderas, se tomó de las **MEMORIAS DE CÁLCULO** correspondientes a cada área.

Tabla 41 Resumen de agua contraincendio en áreas de proceso

<b>AGUA CONTRAINCENDIO gpm (Lpm)</b>	<b>ESFERAS TE-301 y TE-1104 (bls)</b>		<b>PATIN DE REGULACIÓN</b>	<b>LLENADERAS (3 islas)</b>	<b>BOMBAS DE GAS LP BAG 01/02/03</b>
	<b>10,000</b>	<b>20,000</b>			
AGUA DE ASPERSIÓN	-	-	1,050 (3,979.5)	1,575 (5,969.25)	126 (478)
AGUA DE ESPUMA	-	-	-	-	-
HEMISFERIO SUPERIOR	1891 (7, 166.89)	2170 (8,224.3)	-	-	-

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

HEMISFERIO INFERIOR	1767 (6, 696.93)	3193 (12,101.5)	-	-	-
HIDRANTES/MONITOR	1000 (3785.41)	1000 (3785.4)	-	-	-
FLUJO DE AGUA TOTAL	4, 658 (17,653.82)	6,363 (24,115.7)	1,050 (3,979.5))	1,725 (6,537.75)	126 (478)

Análisis del riesgo mayor en caso de incendio

Como resultado del análisis de mayor riesgo se muestran a continuación:

- Para el Tanque esférico de gas LP TE-1104

*Tabla 42 Gasto de agua contraincendio en tanque TE-1104*

ESFERA	CAPACIDAD	HEMISFERIO SUPERIOR gpm (Lpm)	HEMISFERIO INFERIOR gpm (Lpm)	HIDRANTES gpm (Lpm)	FLUJO TOTAL DE AGUA gpm (Lpm)
TE-1104	20,000	2 170 (8 224.3)	3193 (12 101.5)	1000 (3 790)	<b>8,254 (31,282.7)</b>
TE-301	10,000	1 891 (7 166.89)	No aplica	No aplica	

La disponibilidad de agua para servicio contraincendio, debe ser suficiente para combatir ininterrumpidamente el incendio del riesgo mayor de la instalación, 4 horas mínimo sin considerar el reabastecimiento siempre y cuando se tenga un sistema que reponga el volumen total de almacenamiento de agua en un tiempo máximo de 8 horas. En caso de no cumplir lo anterior, la capacidad de almacenamiento se debe incrementar a 6 horas.

Con lo anterior se tiene la siguiente tabla:

*Tabla 43 Tiempo estimado para incendio en tanque TE-1104*

ESFERA	FLUJO TOTAL DE AGUA gpm (Lpm)	FLUJO DE 2 TANQUES ALMACENAMIENTO CONTRAINCENDIO DE 10,000 b(1,590 m <sup>3</sup> ) galones	TIEMPO DE ASPERSION REQUERIDO min (hrs)	TIEMPO DE ASPERSION ESTIMADO min (hrs)
<b>TE-1104 (20,000 bls)</b>	<b>8, 254 (31,282.7)</b>	<b>840,067.2</b>	<b>360 (6)</b>	<b>101.8 (1.7)</b>

Nota: el tiempo de aspersión mínimo requerido por la norma NRF-016-PEMEX-2012 es de 6 horas

La capacidad actual de almacenamiento de agua contraincendio de la TAR Tierra Blanca de dos tanques de 10,000 bls (1 590 m<sup>3</sup>) es insuficiente para combatir el incendio para un requerimiento mínimo de tiempo de 6 horas de acuerdo a lo establecido en la norma NRF-016-PEMEX-2010 para la extinción del incendio en la esfera TE-1104 considerado como

riesgo mayor.

Por lo anterior se requiere además de los dos tanques de 10,000 (1 ,590 m<sup>2</sup>), aumentar tanques de agua contraincendio, para abastecer el incendio ininterrumpidamente por 6 horas cumpliendo así con los requerimientos mínimos de la norma antes mencionada.

#### 4- Análisis hidráulico

Para el análisis hidráulico se utilizó el software PIPE FLOW EXPERT v.6.38.

El análisis hidráulico se tomó en cuenta el **Análisis Disponibilidad de Agua Contraincendio**, que se analizó los posibles eventos de incendio en la Terminal de Almacenamiento y Reparto Tierra Blanca, determinando la demanda máxima de agua contraincendio. El evento crítico resultante fue en caso de incendio en el tanque esférico TV-1104.

Considerando el evento de incendio en el tanque esférico TE-1104 se obtuvo las condiciones máximas de flujo en la red de agua contraincendio, la velocidad máxima de 23.06 ft/seg ( 7.02 m/seg) se presenta en las tuberías de 12 “ D.N. con un flujo de 8 254 gpm ( 31,282.7 Lpm), tales líneas son: la alimentación del cabezal de descarga de bombas de agua contraincendio al anillo principal del área de tanques atmosféricos y la interconexión de los anillos principales de las áreas de tanques atmosféricos y tanques esféricos, por lo que resulto que algunas líneas deberán ser cambiadas por un diámetro de tubería mayor para cumplir con las velocidades máximas reportadas en la norma NRF-015-PEMEX-2012 de 6.09 m/s (20 ft/s).

El resumen de resultados de la simulación se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 44 Requerimiento de agua contraincendio en caso incendio TE-1104

SISTEMA	NODO	DEMANDA EN EL NODO gpm (Lpm)	PRESIÓN MÍNIMA REQUERIDA psig (kg/cm <sup>2</sup> ) NRF-016-PEMEX-2010	PRESIÓN RESULTANTE psig (kg/cm <sup>2</sup> )	CUMPLE CON LA PRESIÓN REQUERIDA
Aspersión 1	28	2 170 (8 214.31)	60 (4.22)	193.58 (13.61)	SI
Aspersión 2	27	3 193 (12 086.7822)	60 (4.22)	193.91 (13.63)	SI
Aspersión 3	25	1 891.02 (7 158.26)	60 (4.22)	194.63 (13.68)	SI
Monitor e hidrante	26	1003.16 (3 798.00)	99.56 (7.00)	194.09 (13.64)	SI

Considerando la presión máxima de operación en la descarga del cabezal de 11.75 kg/cm<sup>2</sup> man. Se determinó la presión a la que se alimenta a los sistemas de aspersión en las áreas de recibo, bombas y llenaderas, resultando las siguientes presiones:

*Tabla 45 Presión en la alimentación a los sistemas de aspersión en las áreas de gas LP*

Área	DEMANDA DE AGUA Cl gpm (Lpm)	PRESIÓN MÍNIMA REQUERIDA psig (kg/cm <sup>2</sup> ) NRF-016-PEMEX-2010	PRESIÓN RESULTANTE psig (kg/cm <sup>2</sup> )	CUMPLE CON LA PRESIÓN REQUERIDA
Llenaderas	1 575 (5 962)	60 (4.22)	159.29 (11.19)	SI
Recibo	1 050 (3 974)	60 (4.22)	158.89 (11.17)	SI
Bombas	126 (476.96)	60 (4.22)	156.45 (10.99)	SI

## CONCLUSIONES

El presente trabajo, en su simulación del proceso de gas LP y el sistema de redes contraincendio y la elaboración del paquete de ingeniería básica ha permitido realizar bases de diseño, balance de materia, DFP's, descripción del proceso DTÍ's, especificación de tuberías, y filosofías de operación.

El desarrollo del paquete de ingeniería básica se llevó a cabo a partir de los datos obtenidos de la simulación del proceso de gas LP con HYSYS y del sistema contraincendio con PIPE FLOW EXPERT v.6.38.

Del diseño efectuado se determina los siguientes resultados tomando en cuenta que el sistema contraincendio es el más crítico por el fluido que se maneja. A partir de los resultados del análisis de disponibilidad de agua contraincendio se determinó que la demanda de agua para la extinción del incendio en la esfera TE-1104 considerado como riesgo mayor, es de 8,254 gpm (31,282.7 Lpm) por lo que la capacidad actual es insuficiente para combatir el incendio para un requerimiento mínimo de tiempo de 6 horas de acuerdo a lo establecido en la norma NRF-016-PEMEX-2010. Por lo anterior se requiere además de los dos tanques de 10,000 (1,590 m<sup>2</sup>), aumentar tanques de agua contraincendio, para abastecer el incendio ininterrumpidamente por 6 horas cumpliendo así con los requerimientos mínimos de la norma antes mencionada.

Del análisis de la simulación de la red contraincendio con el simulador PIPE FLOW EXPERT v.6.38 se obtuvieron como resultados se sugiere que algunas tuberías tienen que ser cambiadas por un diámetro mayor, para cumplir con la velocidad recomendada de 20 ft/s (6.09 m/s) de acuerdo a la norma NRF-015-PEMEX-2012 y norma NRF-016-PEMEX-2010.

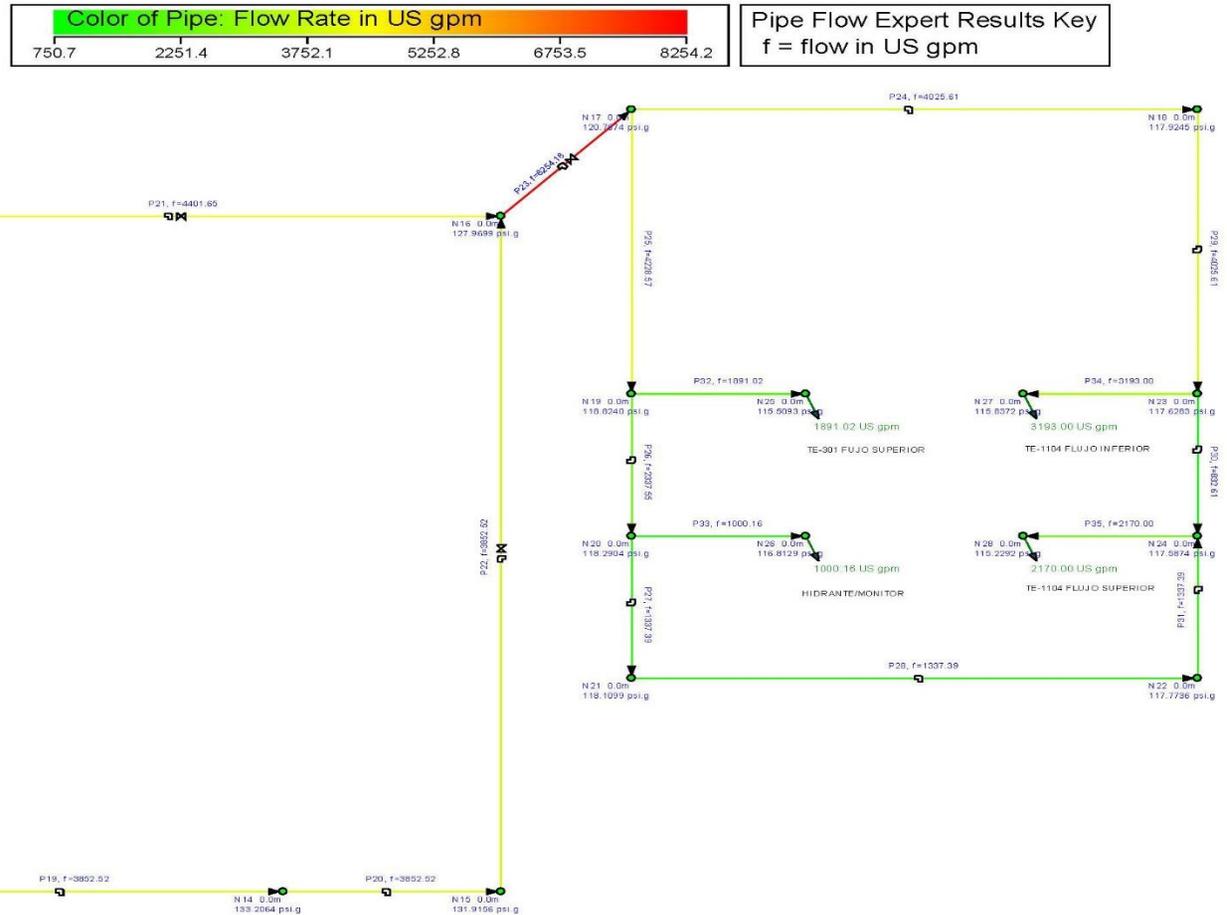
Se cumplió el objetivo principal que fue integrar un documento que contenga información básica del funcionamiento del proceso y la secuencia lógica así mismo del sistema de seguridad para la construcción de redes contraincendio en la área de recibo, tanques esféricos, casa de bombas y llenaderas de gas LP en la Terminal de Almacenamiento y Reparto.

## ANEXO A SIMULACIONES

### PIPE FLOW EXPERT

#### Análisis de mayor riesgo TE-1104

Resultados de la simulación de la red contraincendio en el caso de riesgo mayor del tanque TE-1104.



"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

## Fluid Data

Zone	Fluid Name	Chemical Formula	Temperature °C	Pressure psi.g	Density kg/m <sup>3</sup>	Centistokes	Centipoise	Vapour Pressure psi.a	State
1	Water	H2 O	25.000	0.0000	997.000	0.893	0.890	0.459770	Liquid

## Pump Data

Pipe Id	Pipe Name	Pump Name	Speed rpm	Pref. Op From US gpm	Pref. Op To US gpm	Flow In/Out US gpm	Velocity ft/sec	Suction Pressure psi.g	Discharge Pressure psi.g	Pump Head (+) m.hd Fluid	Pump NPSHr m.hd (absolute)	Pump NPSHa m.hd (absolute)	Pump Efficiency Percentage	Pump Power Kilowatts
12	P12	CI-03	1790	0.00	0.00	3431.19	9.589	9.7180	145.1491	95.504	0.000	16.892	Not known	Not Known
15	P15	CI-01	1790	0.00	0.00	4822.99	13.479	4.3540	145.1258	99.270	0.000	13.109	Not known	Not Known

## Pipe Data

Pipe Id	Pipe Name and Notes	Material	Inner Diameter Inch	Roughness mm	Length m	Total K	Mass Flow kg/sec	Flow US gpm	Velocity ft/sec	Entry Pressure psi.g	Exit Pressure psi.g
1	P1	12" Steel (ANSI) Sch. 40	11.938	0.045999	24.500	0.7800	256.1502	4072.28	11.673	17.0168	15.2713
2	P2	16" Steel (ANSI) Sch. 40	15.000	0.045999	2.750	0.7800	47.2203	750.71	1.363	15.2826	15.2713
3	P3	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.045999	24.500	0.7800	263.0450	4181.89	11.687	17.0168	15.2826
12	P12	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.045999	10.000	8.7800	215.8247	3431.19	9.589	15.2826	145.0074
13	P13	16" Steel (ANSI) Sch. 40	15.000	0.045999	2.750	0.0000	303.3706	4822.99	8.756	15.2713	15.2208
14	P14	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.046000	5.500	0.0000	215.8247	3431.19	9.589	145.0074	144.8515
15	P15	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.045999	10.000	8.6800	303.3706	4822.99	13.479	15.2208	144.8515
16	P16	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.045999	24.500	1.8300	519.1953	8254.18	*23.068 (Flow Velocity is high)	144.8515	134.4678
17	P17	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.046000	2.000	0.0000	519.1953	8254.18	*23.068 (Flow Velocity is high)	134.4678	134.1541
18	P18	16" Steel (ANSI) Sch. 30	15.250	0.045999	103.000	3.0300	276.8680	4401.65	7.732	134.1541	131.4775
19	P19	16" Steel (ANSI) Sch. 30	15.250	0.045999	60.000	0.9400	242.3273	3852.52	6.767	134.1541	133.2064
20	P20	14" Steel (ANSI) Sch. 30	13.250	0.045999	24.000	1.4000	242.3273	3852.52	8.964	133.2064	131.9156
21	P21	16" Steel (ANSI) Sch. 30	15.250	0.045999	84.000	5.7700	276.8680	4401.65	7.732	131.4775	127.9699

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

22	P22	14" Steel (ANSI) Sch. 30	13.250	0.045999	122.000	2.2700	242.3273	3852.52	8.964	131.9156	127.9699
23	P23	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.045999	24.500	0.9400	519.1953	8254.18	*23.068 (Flow Velocity is high)	127.9699	120.7674
24	P24	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.046000	69.000	0.2100	253.2145	4025.61	11.250	120.7674	117.9245
25	P25	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.046000	45.750	0.0000	265.9808	4228.57	11.818	120.7674	118.8240
26	P26	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.046000	22.875	0.7800	147.0342	2337.55	6.533	118.8240	118.2904
27	P27	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.046000	22.875	0.7800	84.1232	1337.39	3.738	118.2904	118.1099
28	P28	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.046000	67.500	0.2100	84.1232	1337.39	3.738	118.1099	117.7736
29	P29	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.046000	3.048	0.2100	253.2145	4025.61	11.250	117.9245	117.6283
30	P30	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.046000	6.500	0.7800	52.3718	832.61	2.327	117.6283	117.5874
31	P31	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.046000	35.500	0.2100	84.1232	1337.39	3.738	117.7736	117.5874
32	P32	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.980	0.045999	45.000	0.0000	118.9466	1891.02	12.131	118.8240	115.5093
33	P33	6" Steel (ANSI) Sch. 40	6.060	0.045999	17.000	0.0000	62.9110	1000.16	11.125	118.2904	116.8129
34	P34	10" Steel (ANSI) Sch. 40	10.020	0.045999	28.000	0.0000	200.8427	3193.00	12.991	117.6283	115.8372
35	P35	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.980	0.045999	24.500	0.0000	136.4950	2170.00	13.920	117.5874	115.2292
4	Closed. P4	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.045999	24.500						
5	Closed. P5	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.981	0.045999	5.500						
6	Closed. P6	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.981	0.045999	24.500						
7	Closed. P7	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.981	0.046000	5.500						
8	Closed. P8	4" Steel Sch. 40	4.026	0.045999	24.500						
9	Closed. P9	4" Steel Sch. 40	4.026	0.045999	5.500						
10	Closed. P10	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.045999	5.500						
11	Closed. P11	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.045999	10.000						

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

## Node Data

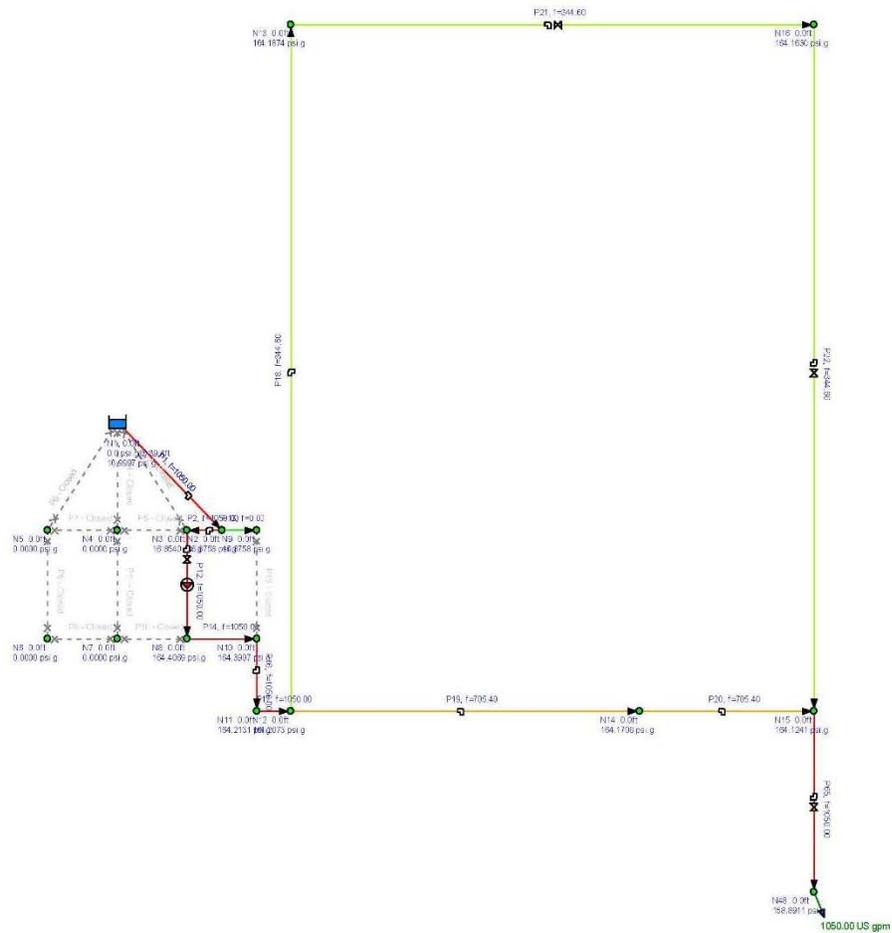
Node Id	Node Type	Node	Elevation m	Liquid Level m	Surface Press. psi.g	Press. at Node psi.g	HGL at Node m. hd Fluid	Demand In US gpm	Demand Out US gpm	Total Flow In US gpm	Total Flow Out US gpm
1	Tank	N1	0.000	12.000	0.0000	17.0168	12.000	N/A	N/A	0.00	8254.18
2	Join Point	N2	0.000	N/A	N/A	15.2713	10.769	0.00	0.00	4822.99	4822.99
3	Join Point	N3	0.000	N/A	N/A	15.2826	10.777	0.00	0.00	4181.89	4181.89
4	Join Point	N4	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00
5	Join Point	N5	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00
6	Join Point	N6	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00
7	Join Point	N7	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00
8	Join Point	N8	0.000	N/A	N/A	145.0074	102.257	0.00	0.00	3431.19	3431.19
9	Join Point	N9	0.000	N/A	N/A	15.2208	10.733	0.00	0.00	4822.99	4822.99
10	Join Point	N10	0.000	N/A	N/A	144.8515	102.147	0.00	0.00	8254.18	8254.18
11	Join Point	N11	0.000	N/A	N/A	134.4678	94.825	0.00	0.00	8254.18	8254.18
12	Join Point	N12	0.000	N/A	N/A	134.1541	94.604	0.00	0.00	8254.18	8254.18
13	Join Point	N13	0.000	N/A	N/A	131.4775	92.716	0.00	0.00	4401.65	4401.65
14	Join Point	N14	0.000	N/A	N/A	133.2064	93.935	0.00	0.00	3852.52	3852.52
15	Join Point	N15	0.000	N/A	N/A	131.9156	93.025	0.00	0.00	3852.52	3852.52
16	Join Point	N16	0.000	N/A	N/A	127.9699	90.243	0.00	0.00	8254.18	8254.18
17	Join Point	N17	0.000	N/A	N/A	120.7674	85.163	0.00	0.00	8254.18	8254.18
18	Join Point	N18	0.000	N/A	N/A	117.9245	83.159	0.00	0.00	4025.61	4025.61
19	Join Point	N19	0.000	N/A	N/A	118.8240	83.793	0.00	0.00	4228.57	4228.57
20	Join Point	N20	0.000	N/A	N/A	118.2904	83.417	0.00	0.00	2337.55	2337.55
21	Join Point	N21	0.000	N/A	N/A	118.1099	83.289	0.00	0.00	1337.39	1337.39
22	Join Point	N22	0.000	N/A	N/A	117.7736	83.052	0.00	0.00	1337.39	1337.39
23	Join Point	N23	0.000	N/A	N/A	117.6283	82.950	0.00	0.00	4025.61	4025.61
24	Join Point	N24	0.000	N/A	N/A	117.5874	82.921	0.00	0.00	2170.00	2170.00
25	Join Point	N25	0.000	N/A	N/A	115.5093	81.455	0.00	1891.02	1891.02	1891.02
26	Join Point	N26	0.000	N/A	N/A	116.8129	82.375	0.00	1000.16	1000.16	1000.16
27	Join Point	N27	0.000	N/A	N/A	115.8372	81.687	0.00	3193.00	3193.00	3193.00
28	Join Point	N28	0.000	N/A	N/A	115.2292	81.258	0.00	2170.00	2170.00	2170.00

# “INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO”

## Simulaciones independientes

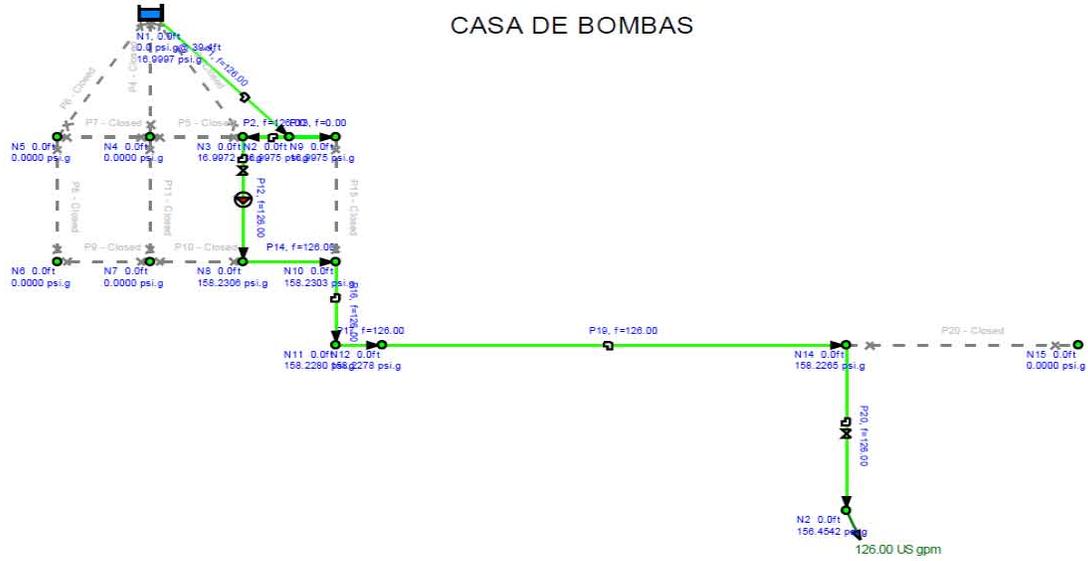
Simulaciones de la red contraincendio de las diferentes áreas: Recibo, cas de bombas y llenaderas de gas LP.

### RECIBO ( PATIN DE REGULACIÓN)

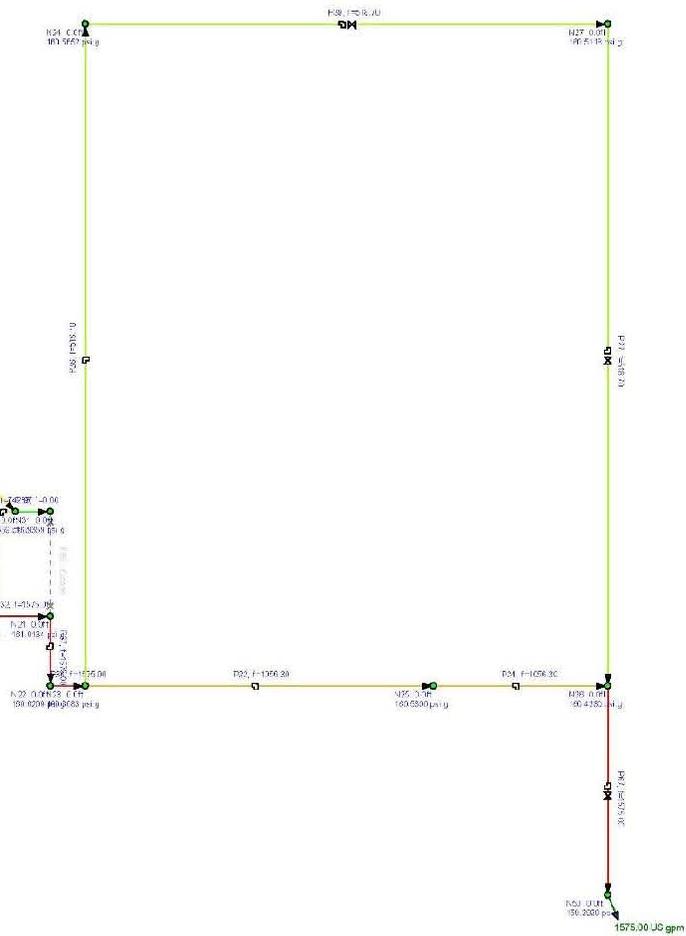


“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”

CASA DE BOMBAS



LLENADERAS DE GAS LP



**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LICUADO EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO”**

### Fluid Data

Zone	Fluid Name	Chemical Formula	Temperature °C	Pressure psi.g	Density lb/ft <sup>3</sup>	Centistokes	Centipoise	Vapour Pressure psi.a	State
1	Water	H2 O	30.000	0.0000	62.178	0.800	0.797	0.615975	Liquid

### Pump Data

Pipe Id	Pipe Name	Pump Name	Speed rpm	Pref. Op From US gpm	Pref. Op To US gpm	Flow In/Out US gpm	Velocity ft/sec	Suction Pressure psi.g	Discharge Pressure psi.g	Pump Head (+) ft. hd Fluid	Pump NPSHr ft. hd (absolute)	Pump NPSHa ft. hd (absolute)	Pump Efficiency Percentage	Pump Power Horsepower
7	P12	CI-03	1790	0.00	0.00	126.00	0.352	16.9896	158.2309	327.104	0.000	71.95	Not known	Not Known
31	P31	CI-03	1790	0.00	0.00	1575.00	4.402	15.7519	161.0797	336.568	0.000	69.09	Not known	Not Known
48	P12	CI-03	1790	0.00	0.00	1050.00	2.934	16.3320	164.4215	342.964	0.000	70.43	Not known	Not Known

### Pipe Data

Pipe Id	Pipe Name and Notes	Material	Inner Diameter Inch	Roughness inch	Length m	Total K	Mass Flow lb/sec	Flow US gpm	Velocity ft/sec	Entry Pressure psi.g	Exit Pressure psi.g
5	P1	12" Steel (ANSI) Sch. 40	11.938	0.001811	24.500	0.7800	17.4552	126.00	0.361	16.9997	16.9975
6	P14	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	5.500	0.0000	17.4552	126.00	0.352	158.2306	158.2303
7	P12	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	10.000	8.6800	17.4552	126.00	0.352	16.9972	158.2306
9	P2	16" Steel (ANSI) Sch. 40	15.000	0.001811	2.750	0.7800	17.4552	126.00	0.229	16.9975	16.9972
10	P13	16" Steel (ANSI) Sch. 40	15.000	0.001811	2.750	0.0000	0.0000	0.00	0.000	16.9975	16.9975
15	P19	16" Steel (ANSI) Sch. 30	15.250	0.001811	60.000	0.4700	17.4552	126.00	0.221	158.2278	158.2265
16	P17	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	2.000	0.0000	17.4552	126.00	0.352	158.2280	158.2278
17	P16	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	24.500	0.9900	17.4552	126.00	0.352	158.2303	158.2280
20	P20	3-1/2" Steel (ANSI) Sch. 40	3.548	0.001811	27.000	9.9400	17.4552	126.00	4.089	158.2265	156.4542
22	P22	16" Steel (ANSI) Sch. 30	15.250	0.001811	60.000	0.9400	146.3338	1056.30	1.855	160.6083	160.5300
23	P23	12" Steel (ANSI) Sch. 40	11.938	0.001811	24.500	0.7800	102.9261	742.97	2.130	16.9997	16.9359
24	P24	14" Steel (ANSI) Sch. 30	13.250	0.001811	24.000	1.4000	146.3338	1056.30	2.458	160.5300	160.4280
25	P2	16" Steel (ANSI) Sch. 40	15.000	0.001811	2.750	0.7800	145.4604	1050.00	1.906	16.8758	16.8540

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

26	P1	12" Steel (ANSI) Sch. 40	11.938	0.001811	24.500	0.7800	145.4604	1050.00	3.010	16.9997	16.8758
27	P27	14" Steel (ANSI) Sch. 30	13.250	0.001811	122.000	2.2700	71.8568	518.70	1.207	160.5118	160.4280
31	P31	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	10.000	8.7800	218.1906	1575.00	4.402	16.9250	161.0482
32	P32	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	5.500	0.0000	218.1906	1575.00	4.402	161.0482	161.0134
33	P33	16" Steel (ANSI) Sch. 40	15.000	0.001811	2.750	0.0000	0.0000	0.00	0.000	16.9359	16.9359
34	P34	16" Steel (ANSI) Sch. 40	15.000	0.001811	2.750	0.7800	102.9261	742.97	1.349	16.9359	16.9250
36	P36	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	2.000	0.0000	218.1906	1575.00	4.402	160.6209	160.6083
37	P37	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	24.500	1.8300	218.1906	1575.00	4.402	161.0134	160.6209
38	P38	16" Steel (ANSI) Sch. 30	15.250	0.001811	103.000	3.0300	71.8568	518.70	0.911	160.6083	160.5652
39	P39	16" Steel (ANSI) Sch. 30	15.250	0.001811	84.000	5.7700	71.8568	518.70	0.911	160.5652	160.5118
42	P14	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	5.500	0.0000	145.4604	1050.00	2.934	164.4069	164.3907
47	P47	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	24.500	0.7800	115.2645	832.03	2.325	16.9997	16.9250
48	P12	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	10.000	8.7800	145.4604	1050.00	2.934	16.8540	164.4069
49	P13	16" Steel (ANSI) Sch. 40	15.000	0.001811	2.750	0.0000	0.0000	0.00	0.000	16.8758	16.8758
50	P16	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	24.500	1.8300	145.4604	1050.00	2.934	164.3907	164.2131
51	P18	16" Steel (ANSI) Sch. 30	15.250	0.001811	103.000	3.0300	47.7385	344.60	0.605	164.2073	164.1874
52	P17	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	2.000	0.0000	145.4604	1050.00	2.934	164.2131	164.2073
54	P19	16" Steel (ANSI) Sch. 30	15.250	0.001811	60.000	0.9400	97.7219	705.40	1.239	164.2073	164.1708
55	P21	16" Steel (ANSI) Sch. 30	15.250	0.001811	84.000	5.7700	47.7385	344.60	0.605	164.1874	164.1630
56	P20	14" Steel (ANSI) Sch. 30	13.250	0.001811	24.000	1.4000	97.7219	705.40	1.641	164.1708	164.1241
57	P22	14" Steel (ANSI) Sch. 30	13.250	0.001811	122.000	2.2700	47.7385	344.60	0.802	164.1630	164.1241
65	P65	6" Steel (ANSI) Sch. 40	6.065	0.001811	45.000	1.0800	145.4604	1050.00	11.661	164.1241	158.8911
67	P67	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.981	0.001811	3.048	1.4300	218.1906	1575.00	10.101	160.4280	159.2929
3	Closed. P6	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.981	0.001811	24.500						
8	Closed. P3	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	24.500						
11	Closed. P20	14" Steel (ANSI) Sch. 30	13.250	0.001811	24.000						
13	Closed. P11	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	10.000						
14	Closed. P15	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	10.000						
18	Closed. P4	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	24.500						

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

21	Closed. P21	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	24.500						
28	Closed. P28	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.981	0.001811	5.500						
35	Closed. P35	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	10.000						
40	Closed. P11	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	10.000						
41	Closed. P4	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	24.500						
43	Closed. P3	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	24.500						
45	Closed. P6	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.981	0.001811	24.500						
53	Closed. P15	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	10.000						
59	Closed. P59	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	10.000						
60	Closed. P60	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.981	0.001811	5.500						
61	Closed. P61	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.981	0.001811	24.500						
62	Closed. P62	4" Steel Sch. 40	4.026	0.001811	24.500						
63	Closed. P63	4" Steel Sch. 40	4.026	0.001811	5.500						
64	Closed. P64	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	5.500						
58	Closed. P5	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.981	0.001811	5.500						
46	Closed. P7	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.981	0.001811	5.500						
44	Closed. P8	4" Steel Sch. 40	4.026	0.001811	24.500						
29	Closed. P9	4" Steel Sch. 40	4.026	0.001811	5.500						
30	Closed. P10	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	5.500						
12	Closed. P8	4" Steel Sch. 40	4.026	0.001811	24.500						
2	Closed. P7	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.981	0.001811	5.500						
4	Closed. P5	8" Steel (ANSI) Sch. 40	7.981	0.001811	5.500						
1	Closed. P9	4" Steel Sch. 40	4.026	0.001811	5.500						
19	Closed. P10	12" Steel (ANSI) Sch. 30	12.090	0.001811	5.500						

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

Pipe Flow Software - Project 1 - PF Expert Solution

11 octubre, 2015

## Node Data

Node Id	Node Type	Node	Elevation ft	Liquid Level ft	Surface Press. psi.g	Press. at Node psi.g	HGL at Node ft. hd Fluid	Demand In US gpm	Demand Out US gpm	Total Flow In US gpm	Total Flow Out US gpm
1	Join Point	N1	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
2	Join Point	N2	0.000	N/A	N/A	156.4542	362.34	0.00	126.00	126.00	126.00
3	Join Point	N15	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4	Join Point	N14	0.000	N/A	N/A	158.2265	366.44	0.00	0.00	126.00	126.00
5	Join Point	N12	0.000	N/A	N/A	158.2278	366.44	0.00	0.00	126.00	126.00
6	Join Point	N11	0.000	N/A	N/A	158.2280	366.44	0.00	0.00	126.00	126.00
7	Join Point	N10	0.000	N/A	N/A	158.2303	366.45	0.00	0.00	126.00	126.00
8	Join Point	N9	0.000	N/A	N/A	16.9975	39.36	0.00	0.00	0.00	0.00
9	Join Point	N8	0.000	N/A	N/A	158.2306	366.45	0.00	0.00	126.00	126.00
10	Join Point	N7	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
11	Join Point	N6	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
12	Join Point	N5	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
13	Join Point	N4	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
14	Join Point	N3	0.000	N/A	N/A	16.9972	39.36	0.00	0.00	126.00	126.00
15	Join Point	N2	0.000	N/A	N/A	16.9975	39.36	0.00	0.00	126.00	126.00
16	Tank	N1	0.000	39.370	0.0000	16.9997	39.37	N/A	N/A	0.00	126.00
17	Join Point	N4	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
18	Join Point	N3	0.000	N/A	N/A	16.8540	39.03	0.00	0.00	1050.00	1050.00
19	Join Point	N2	0.000	N/A	N/A	16.8758	39.08	0.00	0.00	1050.00	1050.00
20	Tank	N1	0.000	39.370	0.0000	16.9997	39.37	N/A	N/A	0.00	1050.00
21	Join Point	N21	0.000	N/A	N/A	161.0134	372.89	0.00	0.00	1575.00	1575.00
22	Join Point	N22	0.000	N/A	N/A	160.6209	371.99	0.00	0.00	1575.00	1575.00
23	Join Point	N23	0.000	N/A	N/A	160.6083	371.96	0.00	0.00	1575.00	1575.00
24	Join Point	N24	0.000	N/A	N/A	160.5652	371.86	0.00	0.00	518.70	518.70
25	Join Point	N25	0.000	N/A	N/A	160.5300	371.78	0.00	0.00	1056.30	1056.30
26	Join Point	N26	0.000	N/A	N/A	160.4280	371.54	0.00	0.00	1575.00	1575.00
27	Join Point	N27	0.000	N/A	N/A	160.5118	371.73	0.00	0.00	518.70	518.70
28	Tank	N28	0.000	39.370	0.0000	16.9997	39.37	N/A	N/A	0.00	1575.00

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

Pipe Flow Software - Project 1 - PF Expert Solution

11 octubre, 2015

Node Id	Node Type	Node	Elevation ft	Liquid Level ft	Surface Press. psi.g	Press. at Node psi.g	HGL at Node ft. hd Fluid	Demand In US gpm	Demand Out US gpm	Total Flow In US gpm	Total Flow Out US gpm
29	Join Point	N29	0.000	N/A	N/A	16.9359	39.22	0.00	0.00	742.97	742.97
30	Join Point	N30	0.000	N/A	N/A	16.9250	39.20	0.00	0.00	1575.00	1575.00
31	Join Point	N31	0.000	N/A	N/A	16.9359	39.22	0.00	0.00	0.00	0.00
32	Join Point	N32	0.000	N/A	N/A	161.0482	372.98	0.00	0.00	1575.00	1575.00
33	Join Point	N33	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
34	Join Point	N16	0.000	N/A	N/A	164.1630	380.19	0.00	0.00	344.60	344.60
35	Join Point	N15	0.000	N/A	N/A	164.1241	380.10	0.00	0.00	1050.00	1050.00
36	Join Point	N14	0.000	N/A	N/A	164.1708	380.21	0.00	0.00	705.40	705.40
37	Join Point	N13	0.000	N/A	N/A	164.1874	380.25	0.00	0.00	344.60	344.60
38	Join Point	N12	0.000	N/A	N/A	164.2073	380.29	0.00	0.00	1050.00	1050.00
39	Join Point	N11	0.000	N/A	N/A	164.2131	380.30	0.00	0.00	1050.00	1050.00
40	Join Point	N10	0.000	N/A	N/A	164.3907	380.72	0.00	0.00	1050.00	1050.00
41	Join Point	N9	0.000	N/A	N/A	16.8758	39.08	0.00	0.00	0.00	0.00
42	Join Point	N8	0.000	N/A	N/A	164.4069	380.75	0.00	0.00	1050.00	1050.00
43	Join Point	N7	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
44	Join Point	N6	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
45	Join Point	N5	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
46	Join Point	N46	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
47	Join Point	N47	0.000	N/A	N/A	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
48	Join Point	N48	0.000	N/A	N/A	158.8911	367.98	0.00	1050.00	1050.00	1050.00
50	Join Point	N50	0.000	N/A	N/A	159.2929	368.91	0.00	1575.00	1575.00	1575.00



**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: si2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:06:36 2015	
<b>Material Stream: 1</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
13	Temperature (C)	27.33	27.33
14	Pressure (kg/cm2)	11.00	11.00
15	Molar Flow (kgmole/h)	1749	1749
16	Mass Flow (kg/h)	9.575e+004	9.575e+004
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	166.9	166.9
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.162e+005	-1.162e+005
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	71.82	71.82
20	Heat Flow (kJ/h)	-2.032e+008	-2.032e+008
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	166.9 *	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
25	Heat Capacity[B_Oil] (kJ/kg-C)	0.0000	---
26	Mass Density[B_Oil] (kg/m3)	0.0000	---
27	Mass Flow Rate[B_Oil] (kg/h)	0.0000	-0.0000
28	Mass Fraction[B_Oil]	0.0000	---
29	Viscosity[B_Oil] (cP)	0.0000	---
30	Vol. Fraction[B_Oil]	0.0000	---
31	Visc. Coeff. A[B_Oil]	0.0000	---
32	Visc. Coeff. B[B_Oil]	0.0000	---
33	Volumetric Flow[B_Oil] (m3/h)	-1.#E0000	0.0000
34	Solution GOR[B_Oil] (STD, m3/m3)	0.0000	---
35	Oil Formation Volume Factor[B_Oil]	0.0000	---
36	Molecular Weight	54.73	54.73
37	Molar Density (kgmole/m3)	10.22	10.22
38	Mass Density (kg/m3)	559.4	559.4
39	Act. Volume Flow (m3/h)	171.2	171.2
40	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2122	-2122
41	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.312	1.312
42	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	134.3	134.3
43	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.453	2.453
44	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---
45	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---
46	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---
47	CO2 Loading	---	---
48	CO2 App M.L. Con (kgmole/m3)	---	---
49	CO2 App WT Con (kgmole/kg)	---	---
50	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---
51	Phase Fraction (Vol. Basis)	0.0000	1.000
52	Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	1.000
53	Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	0.0000	1.000
54	Mass Exergy (kJ/kg)	54.43	---
55	Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	---
56	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
57	Act. Gas Flow (ACT, m3/h)	---	---
58	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	10.40	10.40
59	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	134.3	134.3
60	Std. Gas Flow (STD, m3/h)	4.138e+004	4.138e+004
61	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_60)	116.7	116.7
62	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.754e-002	4.754e-002
Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433) Page 1 of 24 Licensed to: LEGENDS * Specified by user.			

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: si2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:06:36 2015	
<b>Material Stream: 1 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
12	Z Factor	4.225e-002	4.225e-002
13	Watson K	13.85	13.85
14	User Property	---	---
15	Partial Pressure of H2S (kg/cm2)	0.0000	---
16	Cp(Cp - R)	1.066	1.066
17	Cp/Cv	1.472	1.472
18	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.895e+004	---
19	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2524	0.2524
20	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_60)	114.7	114.7
21	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9
22	Liquid Fraction	1.000	1.000
23	Molar Volume (m3/kgmole)	9.784e-002	9.784e-002
24	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	335.3	---
25	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000
26	Surface Tension (dyne/cm)	10.28	10.28
27	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.490e-002	9.490e-002
28	Viscosity (cP)	0.1412	0.1412
29	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	126.0	126.0
30	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.301	2.301
31	Cv (kJ/kgmole-C)	91.24	91.24
32	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.667	1.667
33	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	83.00	83.00
34	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.618	1.618
35	Cp/Cv (Ent. Method)	1.618	1.618
36	Reid VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.140	6.140
37	True VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.434	6.434
38	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9
39	Viscosity Index	-32.26	---
<b>COMPOSITION</b>			
<b>Overall Phase</b>			Vapour Fraction: 0.0000
44	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION
45		MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION
46	Ethane	0.6997	0.0004
47	Propane	280.9051	0.1663
48	Propene	218.3100	0.1248
49	i-Butane	135.3942	0.0774
50	n-Butane	812.7151	0.4646
51	tr2-Butene	31.4870	0.0180
52	1-Butene	50.0294	0.0286
53	i-Butene	47.9303	0.0274
54	cs2-Butene	22.7406	0.0130
55	Cyclopentane	0.0000	0.0000
56	i-Pentane	71.7204	0.0410
57	n-Pentane	61.9245	0.0354
58	n-Hexane	2.4490	0.0014
59	n-Heptane	1.0498	0.0006
60	13-Butadiene	2.0991	0.0012
61	Total	1749.4542	1.0000
62			
Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433) Page 2 of 24 Licensed to: LEGENDS * Specified by user.			

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: si2ea Date/Time: Thu Aug 27 18:08:38 2015				
<b>Material Stream: 1 (continued)</b>						
		Fluid Package: Basis-1				
		Property Package: Peng-Robinson				
<b>COMPOSITION</b>						
<b>Liquid Phase</b>						
Phase Fraction: 1.000						
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethane	0.6997	0.0004	21.0403	0.0002	0.0592	0.0004
Propane	290.9051	0.1663	129.20.0438	0.1340	25.3178	0.1505
Propene	219.3100	0.1248	91.86.6179	0.0959	17.6342	0.1048
i-Butane	135.3942	0.0774	79.69.6533	0.0922	14.0038	0.0832
n-Butane	812.7151	0.4646	472.38.2547	0.4933	80.9952	0.4814
tr2-Butene	31.4870	0.0180	17.66.6646	0.0184	2.9024	0.0172
1-Butene	50.0294	0.0286	26.07.0338	0.0293	4.7273	0.0291
i-Butene	47.9303	0.0274	26.69.2562	0.0281	4.5366	0.0270
cis2-Butene	22.7496	0.0130	12.75.9244	0.0133	2.0394	0.0121
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	71.7294	0.0410	51.74.7021	0.0540	8.3002	0.0493
n-Pentane	81.9245	0.0354	44.67.9136	0.0487	7.0950	0.0422
n-Hexane	2.4490	0.0014	2.11.0489	0.0022	0.3185	0.0019
n-Heptane	1.0496	0.0006	1.05.17.19	0.0011	0.1531	0.0009
13-Butadiene	2.0912	0.0012	1.13.54.60	0.0012	0.1832	0.0011
<b>Total</b>	<b>1749.4542</b>	<b>1.0000</b>	<b>95754.8715</b>	<b>1.0000</b>	<b>188.2650</b>	<b>1.0000</b>
<b>K VALUE</b>						
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY			
Ethane	0.0000	0.0000	---			
Propane	0.0000	0.0000	---			
Propene	0.0000	0.0000	---			
i-Butane	0.0000	0.0000	---			
n-Butane	0.0000	0.0000	---			
tr2-Butene	0.0000	0.0000	---			
1-Butene	0.0000	0.0000	---			
i-Butene	0.0000	0.0000	---			
cis2-Butene	0.0000	0.0000	---			
Cyclopentane	---	---	---			
i-Pentane	0.0000	0.0000	---			
n-Pentane	0.0000	0.0000	---			
n-Hexane	0.0000	0.0000	---			
n-Heptane	0.0000	0.0000	---			
13-Butadiene	0.0000	0.0000	---			
<b>UNIT OPERATIONS</b>						
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION				
Valve: FCV-001	Valve: PCV-100					
<b>UTILITIES</b>						
( No utilities reference this stream )						
<b>PROCESS UTILITY</b>						
<b>DYNAMICS</b>						
Pressure Specification (Inactive)	11.00 kg/cm2					
Flow Specification (Inactive)	Molar	1749 kgmole/h	Mass: 9.575e+004 kg/h			
			Std Ideal Liq Volume: 188.3 m3/h			

Aspen Technology Inc.  
Licensed to: LEGENDS

Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)

Page 3 of 24  
\* Specified by user.

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: si2ea Date/Time: Thu Aug 27 18:08:38 2015	
<b>Material Stream: 1 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>User Variables</b>			
<b>NOTES</b>			
<b>Description</b>			
<b>Material Stream: 2</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature (C)	27.33	27.33	
Pressure (kg/cm2)	11.00	11.00	
Molar Flow (kgmole/h)	1749	1749	
Mass Flow (kg/h)	9.575e+004	9.575e+004	
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	188.3	188.3	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.182e+005	-1.182e+005	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	71.82	71.82	
Heat Flow (kJ/h)	-2.032e+008	-2.032e+008	
Liq Vol Flow@Std Cond (m3/h)	166.9*	166.9	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Heat Capacity[B_Oil] (kJ/kg-C)	0.0000	---	
Mass Density[B_Oil] (kg/m3)	0.0000	---	
Mass Flow Rate[B_Oil] (kg/h)	0.0000	-0.0000	
Mass Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
Viscosity[B_Oil] (cP)	0.0000	---	
Vol Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
Visc Coeff A[B_Oil]	0.0000	---	
Visc Coeff B[B_Oil]	0.0000	---	
Volumetric Flow[B_Oil] (m3/h)	-1.#E0000	0.0000	
Solutn GOR[B_Oil] (STD_m3/m3)	0.0000	---	
Oil Formation Volume Factor[B_Oil]	0.0000	---	
Molecular Weight	54.73	54.73	
Molar Density (kgmole/m3)	10.22	10.22	
Mass Density (kg/m3)	559.4	559.4	
Act. Volume Flow (m3/h)	171.2	171.2	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2122	-2122	
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.312	1.312	
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	134.3	134.3	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.453	2.453	
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	
H-HV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	
H-HV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	
CO2 Loading	---	---	
CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.0000	

Aspen Technology Inc.  
Licensed to: LEGENDS

Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)

Page 4 of 24  
\* Specified by user.

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

1	LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR Recibo llena hac	
2	aspentech		Unit Set: si2ea	
3			Date/Time: Thu Aug 27 16:06:36 2015	
4				
5				
6	<b>Material Stream: 2 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
7			Property Package: Peng-Robinson	
8				
9	<b>PROPERTIES</b>			
10		Overall	Liquid Phase	
11				
12	Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	1.000	
13	Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	0.0000	1.000	
14	Mass Exergy (kJ/kg)	54.43	---	
15	Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	---	
16	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
17	Act. Gas Flow (ACT, m3/h)	---	---	
18	Avg. Liq. Density (kg/mole/m3)	10.40	10.40	
19	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	134.3	134.3	
20	Std. Gas Flow (STD, m3/h)	4.136e+004	4.136e+004	
21	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_60)	116.7	116.7	
22	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.754e-002	4.754e-002	
23	Z Factor	4.225e-002	4.225e-002	
24	Watson K	13.65	13.65	
25	User Property	---	---	
26	Partial Pressure of H2S (kg/cm2)	0.0000	---	
27	Cp(Cp - R)	1.066	1.066	
28	Cp(Cv)	1.472	1.472	
29	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.895e+004	---	
30	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2524	0.2524	
31	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_60)	114.7	114.7	
32	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9	
33	Liquid Fraction	1.000	1.000	
34	Molar Volume (m3/kgmole)	9.784e-002	9.784e-002	
35	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	335.3	---	
36	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000	
37	Surface Tension (dyne/cm)	10.28	10.28	
38	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.490e-002	9.490e-002	
39	Viscosity (cP)	0.1412	0.1412	
40	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	126.0	126.0	
41	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.301	2.301	
42	Cv	91.24	91.24	
43	Mass Cv	1.667	1.667	
44	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	83.00	83.00	
45	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.516	1.516	
46	Cp(Cv (Ent. Method)	1.818	1.818	
47	Reid VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.140	6.140	
48	True VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.434	6.434	
49	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9	
50	Viscosity Index	-32.26	---	
51	AP(Petrol)	116.9	---	
52	SG (60/60)(Petrol)	0.5896	---	
53	Std. Liquid Density(Petrol) (kg/m3)	589.1	---	
54	TBP 0%(Petrol) (C)	-103.8	---	
55	TBP 5%(Petrol) (C)	-48.04	---	
56	TBP 10%(Petrol) (C)	-44.40	---	
57	TBP 30%(Petrol) (C)	-11.47	---	
58	TBP 50%(Petrol) (C)	-2.730	---	
59	TBP 70%(Petrol) (C)	-0.2153	---	
60	TBP 90%(Petrol) (C)	3.953	---	
61	TBP 95%(Petrol) (C)	30.65	---	
62	TBP 100%(Petrol) (C)	-104.0	---	
63	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)		Page 5 of 24	

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

1	LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR Recibo llena hac				
2	aspentech		Unit Set: si2ea				
3			Date/Time: Thu Aug 27 16:06:36 2015				
4							
5							
6	<b>Material Stream: 2 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1				
7			Property Package: Peng-Robinson				
8							
9	<b>PROPERTIES</b>						
10		Overall	Liquid Phase				
11							
12	D86 IEP(Petrol) (C)	-42.48	---				
13	D86 5%(Petrol) (C)	-25.78	---				
14	D86 10%(Petrol) (C)	-24.31	---				
15	D86 30%(Petrol) (C)	-8.294	---				
16	D86 50%(Petrol) (C)	-1.946	---				
17	D86 70%(Petrol) (C)	-0.8180	---				
18	D86 90%(Petrol) (C)	1.021	---				
19	D86 95%(Petrol) (C)	11.80	---				
20	D86 FBP(Petrol) (C)	-43.02	---				
21	Sulfur Wt. Pct(Petrol) (%)	---	---				
22	Nitrogen Content(Petrol) (ppm)	---	---				
23	Basic Nitrogen Content(Petrol) (ppm)	---	---				
24	Corrosion Carbon Content(Petrol) (%)	---	---				
25	RON (Clear)(Petrol)	---	---				
26	MON (Clear)(Petrol)	---	---				
27	Cetane Idx. D4737(Petrol)	122.8	---				
28	Kinematic Viscosity @ X C(Petrol) (cSt)	0.2369	---				
29	Reid Vapour Pressure(Petrol) (kg/cm2)	---	---				
30	Flash Point(Petrol) (C)	---	---				
31	Cloud Point(Petrol) (C)	-176.3	---				
32	Pour Point(Petrol) (C)	---	---				
33	Aniline Point(Petrol) (C)	---	---				
34	Paraffins by Volume(Petrol) (%)	---	---				
35	Olefins by Volume(Petrol) (%)	---	---				
36	Naphthenes by Volume(Petrol) (%)	---	---				
37	Aromatics by Volume(Petrol) (%)	---	---				
38	<b>COMPOSITION</b>						
39							
40	<b>Overall Phase</b>			Vapour Fraction 0.0000			
41							
42	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
43	Ethane	0.6997	0.0004	21.0403	0.0002	0.0592	0.0004
44	Propane	290.9051	0.1663	12626.0438	0.1340	25.3179	0.1505
45	Propene	218.3100	0.1248	9186.6178	0.0959	17.6342	0.1048
46	i-Butane	135.3942	0.0774	7869.6533	0.0822	14.0038	0.0832
47	n-Butane	812.7151	0.4646	47239.2547	0.4833	80.9952	0.4814
48	is-2-Butene	31.4870	0.0180	1766.6646	0.0184	2.9024	0.0172
49	1-Butene	50.0294	0.0286	2807.0336	0.0293	4.7273	0.0281
50	i-Butene	47.9303	0.0274	2699.2562	0.0281	4.5386	0.0270
51	cis-2-Butene	22.7406	0.0130	1275.9244	0.0133	2.0394	0.0121
52	Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	i-Pentane	71.7204	0.0410	5174.7021	0.0540	8.3002	0.0483
54	n-Pentane	61.8245	0.0354	4467.9136	0.0467	7.0950	0.0422
55	n-Hexane	2.4490	0.0014	211.0469	0.0022	0.3185	0.0019
56	n-Heptane	1.0496	0.0006	105.1719	0.0011	0.1531	0.0009
57	1,3-Butadiene	2.0991	0.0012	113.5480	0.0012	0.1832	0.0011
58	Total	1749.4542	1.0000	95754.8715	1.0000	168.2650	1.0000
59							
60							
61							
62							
63	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)		Page 6 of 24				

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C-NGR Recibo llená hsc Unit Set: s/2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:06:36 2015				
<b>Material Stream: 2 (continued)</b>						
		Fluid Package: Basis-1				
		Property Package: Peng-Robinson				
<b>COMPOSITION</b>						
<b>Liquid Phase</b>						
			Phase Fraction: 1.000			
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethane	0.8997	0.0004	21.0403	0.0002	0.0592	0.0004
Propane	290.9051	0.1663	12626.0438	0.1340	25.3179	0.1505
Propene	219.3100	0.1249	9186.8170	0.0959	17.8342	0.1048
i-Butane	135.3942	0.0774	7969.8533	0.0822	14.0038	0.0832
n-Butane	812.7151	0.4649	47236.2547	0.4933	90.9952	0.4814
tr2-Butene	31.4870	0.0180	1766.8646	0.0184	2.9024	0.0172
1-Butene	50.0294	0.0288	2907.0338	0.0293	4.7273	0.0281
i-Butene	47.9303	0.0274	2689.2562	0.0281	4.5386	0.0270
cis2-Butene	22.7406	0.0130	1275.8244	0.0133	2.0384	0.0121
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	71.7204	0.0410	5174.7021	0.0540	8.3002	0.0493
n-Pentane	81.9245	0.0354	4467.8136	0.0467	7.0950	0.0422
n-Hexane	2.4490	0.0014	211.0489	0.0022	0.3185	0.0019
n-Heptane	1.0496	0.0005	105.1719	0.0011	0.1531	0.0009
13-Butadiene	2.0991	0.0012	113.5460	0.0012	0.1832	0.0011
<b>Total</b>	<b>1749.4542</b>	<b>1.0000</b>	<b>95754.8715</b>	<b>1.0000</b>	<b>168.2650</b>	<b>1.0000</b>
<b>K VALUE</b>						
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY			
Ethane	0.0000	0.0000	---			
Propane	0.0000	0.0000	---			
Propene	0.0000	0.0000	---			
i-Butane	0.0000	0.0000	---			
n-Butane	0.0000	0.0000	---			
tr2-Butene	0.0000	0.0000	---			
1-Butene	0.0000	0.0000	---			
i-Butene	0.0000	0.0000	---			
cis2-Butene	0.0000	0.0000	---			
Cyclopentane	---	---	---			
i-Pentane	0.0000	0.0000	---			
n-Pentane	0.0000	0.0000	---			
n-Hexane	0.0000	0.0000	---			
n-Heptane	0.0000	0.0000	---			
13-Butadiene	0.0000	0.0000	---			
<b>UNIT OPERATIONS</b>						
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION				
Pipe Segment: PIPE-100	Valve: FCV-001					
<b>UTILITIES</b>						
( No utilities reference this stream )						
<b>PROCESS UTILITY</b>						
<b>DYNAMICS</b>						
Pressure Specification (Inactive)	11.00 kg/cm2					
Flow Specification (Inactive)	Molar: 1749 kgmole/h	Mass: 9.575e+004 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 168.3 m3/h			

Aspen Technology Inc.

Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)

Page 7 of 24

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C-NGR Recibo llená hsc Unit Set: s/2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:06:36 2015	
<b>Material Stream: 2 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>User Variables</b>			
<b>NOTES</b>			
<b>Description</b>			
<b>Material Stream: 3</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature (C)	27.34	27.34	
Pressure (kg/cm2)	10.02	10.02	
Molar Flow (kgmole/h)	1749	1749	
Mass Flow (kg/h)	9.575e+004	9.575e+004	
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	168.3	168.3	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.162e+005	-1.162e+005	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	71.85	71.85	
Heat Flow (kJ/h)	-2.032e+008	-2.032e+008	
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	168.9*	168.9	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Heat Capacity[B_Oil] (kJ/kg-C)	0.0000	---	
Mass Density[B_Oil] (kg/m3)	0.0000	---	
Mass Flow Rate[B_Oil] (kg/h)	0.0000	-0.0000	
Mass Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
Viscosity[B_Oil] (cP)	0.0000	---	
Vol. Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
Visc. Coeff. A[B_Oil]	0.0000	---	
Visc. Coeff. B[B_Oil]	0.0000	---	
Volumetric Flow[B_Oil] (m3/h)	-1.4#C000	0.0000	
Solution GOR[B_Oil] (STD_m3/m3)	0.0000	---	
Oil Formation Volume Factor[B_Oil]	0.0000	---	
Molecular Weight	54.73	54.73	
Molar Density (kgmole/m3)	10.22	10.22	
Mass Density (kg/m3)	559.2	559.2	
Act. Volume Flow (m3/h)	171.2	171.2	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2122	-2122	
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.313	1.313	
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	134.4	134.4	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.455	2.455	
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	
HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	
HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	
CO2 Loading	---	---	
CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
CO2 App VT Con (kgmole/kg)	---	---	
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.0000	

Aspen Technology Inc.

Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)

Page 8 of 24

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR.Recibo.llena.hsc Unit Set: si2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:08:38 2015	
<b>Material Stream: 3 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
12	Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	1.0000
13	Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	0.0000	1.0000
14	Mass Exergy (kJ/kg)	54.26	---
15	Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	---
16	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
17	Act. Gas Flow (ACT, m3/h)	---	---
18	Avg. Liq. Density (kg/mole/m3)	10.40	10.40
19	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	134.4	134.4
20	Std. Gas Flow (STD, m3/h)	4.136e+004	4.136e+004
21	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_6B)	116.7	116.7
22	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.756e-002	4.756e-002
23	Z Factor	3.049e-002	3.049e-002
24	Watson K	13.65	13.65
25	User Property	---	---
26	Partial Pressure of H2S (kg/cm2)	0.0000	---
27	Cp(Cp - R)	1.066	1.066
28	Cp/Cv	1.473	1.473
29	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.874e+004	---
30	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2524	0.2524
31	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_6B)	114.7	114.7
32	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9
33	Liquid Fraction	1.0000	1.0000
34	Molar Volume (m3/kgmole)	8.787e-002	8.787e-002
35	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	342.4	---
36	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000
37	Surface Tension (dyne/cm)	10.28	10.28
38	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.490e-002	9.490e-002
39	Viscosity (cP)	0.1412	0.1412
40	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	126.1	126.1
41	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.303	2.303
42	Cv	91.25	91.25
43	Mass Cv	1.667	1.667
44	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	80.85	80.85
45	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.477	1.477
46	Cp/Cv (Ent. Method)	1.662	1.662
47	Reid VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.140	6.140
48	True VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.434	6.434
49	Liq. Vol. Flow - Surr(Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9
50	Viscosity Index	-32.25	---
<b>COMPOSITION</b>			
		Overall Phase	Vapour Fraction: 0.0000
55	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MASS FRACTION
56	Ethane	0.6997	0.0004
57	Propane	290.9051	0.1663
58	Propene	218.3100	0.1248
59	i-Butane	135.3942	0.0774
60	n-Butane	812.7151	0.4646
61	tr2-Butene	31.4870	0.0180
62	i-Butene	50.0294	0.0286
63	tr2-Butene	22.7406	0.0130
64	cis2-Butene	0.0000	0.0000
65	i-Pentane	71.7204	0.0410
66	n-Pentane	61.9245	0.0354
67	n-Hexane	2.4490	0.0014
68	n-Heptane	1.0496	0.0006
69	13-Butadiene	2.0921	0.0012
70	Total	1749.4542	1.0000

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR.Recibo.llena.hsc Unit Set: si2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:08:38 2015	
<b>Material Stream: 3 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>COMPOSITION</b>			
		Overall Phase (continued)	Vapour Fraction: 0.0000
71	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION
72	1-Butene	50.0294	0.0286
73	i-Butene	47.9303	0.0274
74	cis2-Butene	22.7406	0.0130
75	Cyclopentane	0.0000	0.0000
76	i-Pentane	71.7204	0.0410
77	n-Pentane	61.9245	0.0354
78	n-Hexane	2.4490	0.0014
79	n-Heptane	1.0496	0.0006
80	13-Butadiene	2.0921	0.0012
81	Total	1749.4542	1.0000
		Liquid Phase	Phase Fraction: 1.0000
82	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION
83	Ethane	0.6997	0.0004
84	Propane	290.9051	0.1663
85	Propene	218.3100	0.1248
86	i-Butane	135.3942	0.0774
87	n-Butane	812.7151	0.4646
88	tr2-Butene	31.4870	0.0180
89	i-Butene	50.0294	0.0286
90	tr2-Butene	22.7406	0.0130
91	cis2-Butene	0.0000	0.0000
92	i-Pentane	71.7204	0.0410
93	n-Pentane	61.9245	0.0354
94	n-Hexane	2.4490	0.0014
95	n-Heptane	1.0496	0.0006
96	13-Butadiene	2.0921	0.0012
97	Total	1749.4542	1.0000
<b>K VALUE</b>			
98	COMPONENTS	MIXED	LIGHT
99	Ethane	0.0000	0.0000
100	Propane	0.0000	0.0000
101	Propene	0.0000	0.0000
102	i-Butane	0.0000	0.0000
103	n-Butane	0.0000	0.0000
104	tr2-Butene	0.0000	0.0000
105	1-Butene	0.0000	0.0000
106	i-Butene	0.0000	0.0000
107	cis2-Butene	0.0000	0.0000
108	Cyclopentane	---	---
109	i-Pentane	0.0000	0.0000
110	n-Pentane	0.0000	0.0000
111	n-Hexane	0.0000	0.0000
112	n-Heptane	0.0000	0.0000
113	13-Butadiene	0.0000	0.0000

Aspen Technology Inc.

Aspen HYSYS Version 6.4 (30.0.0.8433)

Page 9 of 24

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user

Aspen Technology Inc.

Aspen HYSYS Version 6.4 (30.0.0.8433)

Page 10 of 24

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

11	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:06:36 2015	
16	<b>Material Stream: 3 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng-Robinson
10	<b>UNIT OPERATIONS</b>			
11	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION	
12	Tee:	TEE-100	Pipe Segment:	PIPE-100
13	<b>UTILITIES</b>			
14	( No utilities reference this stream )			
16	<b>PROCESS UTILITY</b>			
19	<b>DYNAMICS</b>			
21	Pressure Specification	(inactive)	10.02 kg/cm2	
22	Flow Specification	(inactive)	Molar: 1749 kgmole/h	Mass: 9.575e+004 kg/h
				Std Ideal Liq Volume: 168.3 m3/h
24	<b>User Variables</b>			
26	<b>NOTES</b>			
27	<b>Description</b>			
30	<b>Material Stream: 4</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng-Robinson
34	<b>CONDITIONS</b>			
37	Vapour / Phase Fraction	Overall	Liquid Phase	
38	Temperature (C)	27.34	27.34	
39	Pressure (kg/cm2)	9.868	9.868	
40	Molar Flow (kgmole/h)	1749	1749	
41	Mass Flow (kg/h)	9.575e+004	9.575e+004	
42	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	168.3	168.3	
43	Molar Enthalpy (kJ/kgmole-C)	-1.162e+005	-1.162e+005	
44	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	71.85	71.85	
45	Heat Flow (kJ/h)	-2.032e+008	-2.032e+008	
46	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	168.9 *	168.9	
47	<b>PROPERTIES</b>			
50	Heat Capacity[B_Oil] (kJ/kg-C)	0.0000	---	
51	Mass Density[B_Oil] (kg/m3)	0.0000	---	
52	Mass Flow Rate[B_Oil] (kg/h)	0.0000	-0.0000	
53	Mass Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
54	Viscosity[B_Oil] (cP)	0.0000	---	
55	Vol. Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
56	Visc. Coeff. A[B_Oil]	0.0000	---	
57	Visc. Coeff. B[B_Oil]	0.0000	---	
58	Volumetric Flow[B_Oil] (m3/h)	-1.#0000	0.0000	
59	Solution GOR[B_Oil] (STD_m3/m3)	0.0000	---	
60	Oil Formation Volume Factor[B_Oil]	0.0000	---	
61	Molecular Weight	54.73	54.73	
62	Molar Density (kgmole/m3)	10.22	10.22	

11	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:06:36 2015	
16	<b>Material Stream: 4 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng-Robinson
10	<b>PROPERTIES</b>			
11		Overall	Liquid Phase	
12	Mass Density (kg/m3)	559.2	559.2	
13	Act. Volume Flow (m3/h)	171.2	171.2	
14	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2122	-2122	
15	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.313	1.313	
16	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	134.4	134.4	
17	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.455	2.455	
18	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	
19	H+V Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	
20	H+V Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	
21	CO2 Loading	---	---	
22	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
23	CO2 App WT Con (kgmole/kg)	---	---	
24	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	
25	Phase Fraction (Vol. Basis)	0.0000	1.0000	
26	Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	1.0000	
27	Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	0.0000	1.0000	
28	Mass Energy (kJ/kg)	54.24	---	
29	Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	---	
30	Cost Based on Flow (Cost/\$)	0.0000	0.0000	
31	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
32	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	10.40	10.40	
33	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	134.4	134.4	
34	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4.136e+004	4.136e+004	
35	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_60)	118.7	118.7	
36	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.757e-002	4.757e-002	
37	Z Factor	3.791e-002	3.791e-002	
38	Watson K	13.65	13.65	
39	User Property	---	---	
40	Partial Pressure of H2S (kg/cm2)	0.0000	---	
41	Cp/(Cp - R)	1.066	1.066	
42	Cp/Cv	1.473	1.473	
43	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.890e+004	---	
44	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2524	0.2524	
45	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_60)	114.7	114.7	
46	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9	
47	Liquid Fraction	1.000	---	
48	Molar Volume (m3/kgmole)	9.788e-002	9.788e-002	
49	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	343.5	---	
50	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000	
51	Surface Tension (dyne/cm)	10.28	10.28	
52	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.490e-002	9.490e-002	
53	Viscosity (cP)	0.1412	0.1412	
54	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	126.1	126.1	
55	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.303	2.303	
56	Cv	91.25	91.25	
57	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.667	1.667	
58	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	91.33	91.33	
59	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.498	1.498	
60	Cp/Cv (Ent. Method)	1.652	1.652	
61	Reid VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.140	6.140	
62	True VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.434	6.434	

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:08:38 2015	
<b>Material Stream: 4 (continued)</b>			
Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng-Robinson			
<b>PROPERTIES</b>			
Liq Vol Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)		Overall	Liquid Phase
		168.9	168.9
Viscosity Index		-32.25	---
<b>COMPOSITION</b>			
Overall Phase Vapour Fraction 0.0000			
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)
Ethane	0.8997	0.0004	21.0403
Propane	290.9051	0.1663	12628.0438
Propene	218.3100	0.1248	9186.8179
i-Butane	135.3942	0.0774	7868.8533
n-Butane	812.7151	0.4646	47238.2547
tr-Butene	31.4870	0.0180	1766.6646
1-Butene	50.0294	0.0286	2607.0338
i-Butene	47.8303	0.0274	2689.2562
cis-2-Butene	22.7406	0.0130	1275.8244
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	71.7204	0.0410	5174.7021
n-Pentane	61.9245	0.0354	4467.9138
n-Hexane	2.4490	0.0014	211.0489
n-Heptane	1.0496	0.0006	105.1719
13-Butadiene	2.0891	0.0012	113.5460
Total	1749.4542	1.0000	85754.8715
Liquid Phase Phase Fraction 1.0000			
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)
Ethane	0.8997	0.0004	21.0403
Propane	290.9051	0.1663	12628.0438
Propene	218.3100	0.1248	9186.8179
i-Butane	135.3942	0.0774	7868.8533
n-Butane	812.7151	0.4646	47238.2547
tr-Butene	31.4870	0.0180	1766.6646
1-Butene	50.0294	0.0286	2607.0338
i-Butene	47.8303	0.0274	2689.2562
cis-2-Butene	22.7406	0.0130	1275.8244
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	71.7204	0.0410	5174.7021
n-Pentane	61.9245	0.0354	4467.9138
n-Hexane	2.4490	0.0014	211.0489
n-Heptane	1.0496	0.0006	105.1719
13-Butadiene	2.0891	0.0012	113.5460
Total	1749.4542	1.0000	85754.8715
<b>K VALUE</b>			
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
Ethane	0.0000	0.0000	---
Propane	0.0000	0.0000	---
Propene	0.0000	0.0000	---
i-Butane	0.0000	0.0000	---
n-Butane	0.0000	0.0000	---
tr-Butene	0.0000	0.0000	---
1-Butene	0.0000	0.0000	---
i-Butene	0.0000	0.0000	---
cis-2-Butene	0.0000	0.0000	---
Cyclopentane	---	---	---
i-Pentane	0.0000	0.0000	---
n-Pentane	0.0000	0.0000	---
n-Hexane	0.0000	0.0000	---
n-Heptane	0.0000	0.0000	---
13-Butadiene	0.0000	0.0000	---

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:08:38 2015	
<b>Material Stream: 4 (continued)</b>			
Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng-Robinson			
<b>K VALUE</b>			
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
n-Butane	0.0000	0.0000	---
tr-2-Butene	0.0000	0.0000	---
1-Butene	0.0000	0.0000	---
i-Butene	0.0000	0.0000	---
cis-2-Butene	0.0000	0.0000	---
Cyclopentane	---	---	---
i-Pentane	0.0000	0.0000	---
n-Pentane	0.0000	0.0000	---
n-Hexane	0.0000	0.0000	---
n-Heptane	0.0000	0.0000	---
13-Butadiene	0.0000	0.0000	---
<b>UNIT OPERATIONS</b>			
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION	
Mixer	MIX-100 Pipe Segment	PIPE-102	
<b>UTILITIES</b>			
( No utilities reference this stream )			
<b>PROCESS UTILITY</b>			
<b>DYNAMICS</b>			
Pressure Specification	(Inactive) 8.868 kg/cm2		
Flow Specification	(Inactive) Molar	1749 kgmole/h	Mass: 8.575e+004 kg/h
			Std Ideal Liq Volume: 168.3 m3/h
<b>User Variables</b>			
<b>NOTES</b>			
<b>Description</b>			
<b>Material Stream: 5</b>			
Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng-Robinson			
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature (C)	27.33	27.33	
Pressure (kg/cm2)	9.948	9.948	
Molar Flow (kgmole/h)	593.7	593.7	
Mass Flow (kg/h)	3.185e+004	3.185e+004	
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	56.14	56.14	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.182e+005	-1.182e+005	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	71.85	71.85	
Heat Flow (kJ/h)	-8.781e+007	-8.781e+007	
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	55.70 *	55.70	

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

1	LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo llena hsc
2	aspentech		Unit Set: a2ea
3			Date/Time: Thu Aug 27 16:08:38 2015
4			
5			
6	<b>Material Stream: 5 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1
7			Property Package: Peng-Robinson
8	<b>PROPERTIES</b>		
9		Overall	Liquid Phase
10			
11			
12	Heat Capacity[B_Oil]	(kJ/kg-C)	0.0000
13	Mass Density[B_Oil]	(kg/m3)	0.0000
14	Mass Flow Rate[B_Oil]	(kg/h)	0.0000 -0.0000
15	Mass Fraction[B_Oil]		0.0000
16	Viscosity[B_Oil]	(cP)	0.0000
17	Vol. Fraction[B_Oil]		0.0000
18	Visc. Coeff. A[B_Oil]		0.0000
19	Visc. Coeff. B[B_Oil]		0.0000
20	Volumetric Flow[B_Oil]	(m3/h)	-1.0000 0.0000
21	Solution GOR[B_Oil]	(STD_m3/m3)	0.0000
22	Oil Formation Volume Factor[B_Oil]		0.0000
23	Molecular Weight		54.73 54.73
24	Molar Density	(lgmole/m3)	10.22 10.22
25	Mass Density	(kg/m3)	559.2 559.2
26	Act. Volume Flow	(m3/h)	57.14 57.14
27	Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-2122 -2122
28	Mass Entropy	(kJ/kg-C)	1.313 1.313
29	Heat Capacity	(kJ/kgmole-C)	134.4 134.4
30	Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	2.455 2.455
31	LHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole)	---
32	HHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole)	---
33	HHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg)	---
34	CO2 Loading		---
35	CO2 App. ML Con	(kgmole/m3)	---
36	CO2 App. WT Con	(kgmol/kg)	---
37	LHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg)	---
38	Phase Fraction (Vol. Basis)		0.0000 1.0000
39	Phase Fraction (Mass Basis)		0.0000 1.0000
40	Phase Fraction (Act. Vol. Basis)		0.0000 1.0000
41	Mass Exergy	(kJ/kg)	54.24
42	Partial Pressure of CO2	(kg/cm2)	0.0000
43	Cost Based on Flow	(Cost/s)	0.0000 0.0000
44	Act. Gas Flow	(ACT_m3/h)	---
45	Avg. Liq. Density	(lgmole/m3)	10.40 10.40
46	Specific Heat	(kJ/kgmole-C)	134.4 134.4
47	Std. Gas Flow	(STD_m3/h)	1.380e+004 1.380e+004
48	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_60)		116.7 116.7
49	Act. Liq. Flow	(m3/s)	1.587e-002 1.587e-002
50	Z Factor		3.784e-002 3.784e-002
51	Watson K		13.65 13.65
52	User Property		---
53	Partial Pressure of H2S	(kg/cm2)	0.0000
54	Cp[(Co - R)]		1.066 1.066
55	Cp[Cv]		1.473 1.473
56	Heat of Vap.	(kJ/kgmole)	1.881e+004
57	Kinematic Viscosity	(cSt)	0.2524 0.2524
58	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_60)		114.7 114.7
59	Liq. Vol. Flow (Std. Cond)	(m3/h)	55.70 55.70
60	Liquid Fraction		1.000 1.000
61	Molar Volume	(m3/kgmole)	9.788e-002 9.788e-002
62	Mass Heat of Vap.	(kJ/kg)	343.7
63	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433) Page 15 of 24

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

1	LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo llena hsc
2	aspentech		Unit Set: a2ea
3			Date/Time: Thu Aug 27 16:08:38 2015
4			
5			
6	<b>Material Stream: 5 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1
7			Property Package: Peng-Robinson
8	<b>PROPERTIES</b>		
9		Overall	Liquid Phase
10			
11			
12	Phase Fraction [Molar Basis]		0.0000 1.0000
13	Surface Tension	(dyne/cm)	10.28 10.28
14	Thermal Conductivity	(W/m-K)	9.490e-002 9.490e-002
15	Viscosity	(cP)	0.1412 0.1412
16	Cv (Semi-Ideal)	(kJ/kgmole-C)	126.1 126.1
17	Mass Cv (Semi-Ideal)	(kJ/kg-C)	2.303 2.303
18	Cv	(kJ/kgmole-C)	91.25 91.25
19	Mass Cv	(kJ/kg-C)	1.667 1.667
20	Cv (Ent. Method)	(kJ/kgmole-C)	91.29 91.29
21	Mass Cv (Ent. Method)	(kJ/kg-C)	1.495 1.495
22	Cp[Cv (Ent. Method)		1.653 1.653
23	Reit VP at 37.8 C	(kg/cm2)	6.140 6.140
24	True VP at 37.8 C	(kg/cm2)	6.434 6.434
25	Liq. Vol. Flow - Surr(Std. Cond)	(m3/h)	55.70 55.70
26	Viscosity Index		-32.25
27	<b>COMPOSITION</b>		
28	<b>Overall Phase</b>		
29	Vapour Fraction 0.0000		
30			
31	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION
32			MASS FLOW (kg/h)
33			MASS FRACTION
34			LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
35			LIQUID VOLUME FRACTION
36	Ethane	0.2335	0.0004
37	Propane	97.0663	0.1663
38	Propene	72.8435	0.1248
39	i-Butane	45.1770	0.0774
40	n-Butane	271.1787	0.4646
41	i2-Butene	10.5083	0.0180
42	1-Butene	16.8933	0.0286
43	i-Butene	15.9929	0.0274
44	cis2-Butene	7.5879	0.0130
45	Cyclopentane	0.0000	0.0000
46	i-Pentane	23.9310	0.0410
47	n-Pentane	20.6623	0.0354
48	n-Hexane	0.8172	0.0014
49	n-Heptane	0.3502	0.0006
50	1,3-Butadiene	0.7004	0.0012
51	Total	583.7404	1.0000
52	<b>Liquid Phase</b>		
53	Phase Fraction 1.0000		
54			
55	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION
56			MASS FLOW (kg/h)
57			MASS FRACTION
58			LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
59			LIQUID VOLUME FRACTION
60	Ethane	0.2335	0.0004
61	Propane	97.0663	0.1663
62	Propene	72.8435	0.1248
63	i-Butane	45.1770	0.0774
64	n-Butane	271.1787	0.4646
65	i2-Butene	10.5083	0.0180
66	1-Butene	16.8933	0.0286
67	i-Butene	15.9929	0.0274
68	cis2-Butene	7.5879	0.0130
69	Cyclopentane	0.0000	0.0000
70	Total	583.7404	1.0000
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433) Page 16 of 24

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:08:36 2015				
<b>Material Stream: 5 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng-Robinson				
<b>COMPOSITION</b>						
<b>Liquid Phase (continued)</b> Phase Fraction 1.000						
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
i-Pentane	23.9310	0.0410	1736.6429	0.0540	2.7695	0.0493
n-Pentane	29.6623	0.0354	1490.8087	0.0487	2.3674	0.0422
n-Hexane	9.8172	0.0014	70.4207	0.0022	0.1063	0.0019
n-Heptane	9.3502	0.0008	35.0927	0.0011	0.0511	0.0009
1,3-Butadiene	8.7004	0.0012	37.8958	0.0012	0.0611	0.0011
Total	563.7404	1.0000	31950.5280	1.0000	56.1450	1.0000
<b>K VALUE</b>						
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY			
Ethane	0.0000	0.0000	---			
Propane	0.0000	0.0000	---			
Propene	0.0000	0.0000	---			
i-Butane	0.0000	0.0000	---			
n-Butane	0.0000	0.0000	---			
tr2-Butene	0.0000	0.0000	---			
1-Butene	0.0000	0.0000	---			
i-Butene	0.0000	0.0000	---			
cis2-Butene	0.0000	0.0000	---			
Cyclopentane	---	---	---			
i-Pentane	0.0000	0.0000	---			
n-Pentane	0.0000	0.0000	---			
n-Hexane	0.0000	0.0000	---			
n-Heptane	0.0000	0.0000	---			
1,3-Butadiene	0.0000	0.0000	---			
<b>UNIT OPERATIONS</b>						
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION				
	Pipe Segment	PIPE-111				
<b>UTILITIES</b>						
( No utilities reference this stream )						
<b>PROCESS UTILITY</b>						
<b>DYNAMICS</b>						
Pressure Specification (Inactive)	9.8468 kg/cm2					
Flow Specification (Inactive)	Molar: 563.7 kgmole/h	Mass: 3.195e+004 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 56.14 m3/h			
<b>User Variables</b>						
<b>NOTES</b>						
<b>Description</b>						
Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)				
Licensed to: LEGENDS		* Specified by user				

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:08:36 2015	
<b>Material Stream: 6</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng-Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature (C)	27.34	27.34	
Pressure (kg/cm2)	9.852	9.852	
Molar Flow (kgmole/h)	563.1	563.1	
Mass Flow (kg/h)	3.192e+004	3.192e+004	
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	56.09	56.09	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.162e+005	-1.162e+005	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	71.85	71.85	
Heat Flow (kJ/h)	-6.774e+007	-6.774e+007	
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	55.65*	55.65	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Heat Capacity[B_Oil] (kJ/kg-C)	0.0000	---	
Mass Density[B_Oil] (kg/m3)	0.0000	---	
Mass Flow Rate[B_Oil] (kg/h)	0.0000	-0.0000	
Mass Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
Viscosity[B_Oil] (cP)	0.0000	---	
Vol. Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
Visc. Coeff A[B_Oil]	0.0000	---	
Visc. Coeff B[B_Oil]	0.0000	---	
Volumetric Flow[B_Oil] (m3/h)	-1.#10000	0.0000	
Solution GOR[B_Oil] (STD, m3/m3)	0.0000	---	
Oil Formation Volume Factor[B_Oil]	0.0000	---	
Molecular Weight	54.73	54.73	
Molar Density (kgmole/m3)	10.22	10.22	
Mass Density (kg/m3)	559.2	559.2	
Act. Volume Flow (m3/h)	57.08	57.08	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2122	-2122	
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.313	1.313	
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	134.4	134.4	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.455	2.455	
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	
HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	
HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	
CO2 Loading	---	---	
CO2 App. ML Con (kgmole/m3)	---	---	
CO2 App. WT Con (kgmol/kg)	---	---	
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	
Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	
Mass Energy (kJ/kg)	54.24	---	
Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	---	
Cost Based on Flow (Cost%)	0.0000	0.0000	
Act. Gas Flow (ACT, m3/h)	---	---	
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	10.40	10.40	
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	134.4	134.4	
Std. Gas Flow (STD, m3/h)	1.379e+004	1.379e+004	
Std. Ideal Liq. Mass Density (API, 60)	116.7	116.7	
Act. Liq. Flow (m3/s)	1.585e-002	1.585e-002	
Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)	
Licensed to: LEGENDS		* Specified by user	

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:08:36 2015			
<b>Material Stream: 6 (continued)</b>					
		Fluid Package: Basis-1			
		Property Package: Peng-Robinson			
<b>PROPERTIES</b>					
	Overall	Liquid Phase			
Z Factor	3.785e-002	3.785e-002			
Watson K	13.85	13.85			
User Property	---	---			
Partial Pressure of H2S (kg/cm2)	0.0000	---			
Cp(I/Cp - R)	1.066	1.066			
Cp(I/Cv)	1.473	1.473			
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.881e+004	---			
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2524	0.2524			
Liq. Mass Density (Std. Cond.) (API_60)	114.7	114.7			
Liq. Vol. Flow (Std. Cond.) (m3/h)	55.65	55.65			
Liquid Fraction	1.000	---			
Molar Volume (m3/kgmole)	9.789e-002	9.789e-002			
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	343.8	---			
Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000			
Surface Tension (dyne/cm)	10.29	10.29			
Thermal Conductivity (W/m-K)	9.490e-002	9.490e-002			
Viscosity (cP)	0.1412	0.1412			
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	126.1	126.1			
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.303	2.303			
Cv (kJ/kgmole-C)	91.25	91.25			
Mass Cv (kJ/kg-C)	1.667	1.667			
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	81.29	81.29			
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.485	1.485			
Cp(I/Cv (Ent. Method)	1.653	1.653			
Reid VP at 37.8 C (kg/cm2)	8.140	8.140			
True VP at 37.8 C (kg/cm2)	8.434	8.434			
Liq. Vol. Flow - Surr(Std. Cond.) (m3/h)	55.65	55.65			
Viscosity Index	-32.25	---			
<b>COMPOSITION</b>					
		Overall Phase	Vapour Fraction: 0.0000		
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethane	0.2332	0.0004	7.0134	0.0002	0.0004
Propane	98.9674	0.1663	4275.9719	0.1340	0.1505
Propene	72.7693	0.1248	3062.1754	0.0959	0.1048
i-Butane	45.1310	0.0774	2623.1915	0.0822	0.0892
n-Butane	270.9023	0.4646	16745.9274	0.4933	0.4814
tr2-Butene	10.4956	0.0180	588.8923	0.0184	0.0172
1-Butene	16.8763	0.0286	935.8686	0.0293	0.0281
i-Butene	15.9766	0.0274	896.4098	0.0291	0.0270
cis2-Butene	7.5801	0.0130	425.3039	0.0133	0.0121
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	23.9066	0.0410	1724.8935	0.0540	0.0493
n-Pentane	20.8413	0.0354	1489.2696	0.0467	0.0422
n-Hexane	0.8163	0.0014	70.3499	0.0022	0.0018
n-Heptane	0.3499	0.0006	35.0570	0.0011	0.0009
13-Butadiene	0.8997	0.0012	37.8493	0.0012	0.0011
Total	593.1456	1.0000	31917.9713	1.0000	1.0000

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:08:36 2015				
<b>Material Stream: 6 (continued)</b>						
		Fluid Package: Basis-1				
		Property Package: Peng-Robinson				
<b>COMPOSITION</b>						
		Liquid Phase	Phase Fraction: 1.000			
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethane	0.2332	0.0004	7.0134	0.0002	0.0197	0.0004
Propane	98.9674	0.1663	4275.9719	0.1340	8.4392	0.1505
Propene	72.7693	0.1248	3062.1754	0.0959	5.8780	0.1048
i-Butane	45.1310	0.0774	2623.1915	0.0822	4.6679	0.0892
n-Butane	270.9023	0.4646	16745.9274	0.4933	26.9981	0.4814
tr2-Butene	10.4956	0.0180	588.8923	0.0184	0.9675	0.0172
1-Butene	16.8763	0.0286	935.8686	0.0293	1.5758	0.0281
i-Butene	15.9766	0.0274	896.4098	0.0291	1.5122	0.0270
cis2-Butene	7.5801	0.0130	425.3039	0.0133	0.8795	0.0121
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	23.9066	0.0410	1724.8935	0.0540	2.7667	0.0493
n-Pentane	20.8413	0.0354	1489.2696	0.0467	2.3650	0.0422
n-Hexane	0.8163	0.0014	70.3499	0.0022	0.1062	0.0018
n-Heptane	0.3499	0.0006	35.0570	0.0011	0.0510	0.0009
13-Butadiene	0.8997	0.0012	37.8493	0.0012	0.0611	0.0011
Total	593.1456	1.0000	31917.9713	1.0000	56.0978	1.0000
<b>K VALUE</b>						
COMPONENTS		MIXED	LIGHT	HEAVY		
Ethane		0.0000	0.0000			---
Propane		0.0000	0.0000			---
Propene		0.0000	0.0000			---
i-Butane		0.0000	0.0000			---
n-Butane		0.0000	0.0000			---
tr2-Butene		0.0000	0.0000			---
1-Butene		0.0000	0.0000			---
i-Butene		0.0000	0.0000			---
cis2-Butene		0.0000	0.0000			---
Cyclopentane		---	---			---
i-Pentane		0.0000	0.0000			---
n-Pentane		0.0000	0.0000			---
n-Hexane		0.0000	0.0000			---
n-Heptane		0.0000	0.0000			---
13-Butadiene		0.0000	0.0000			---
<b>UNIT OPERATIONS</b>						
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION				
	Pipe Segment	PIPE-110				
<b>UTILITIES</b>						
( No utilities reference this stream )						
<b>PROCESS UTILITY</b>						
<b>DYNAMICS</b>						
Pressure Specification	(Inactive)	9.852 kg/cm2				
Flow Specification	(Inactive)	Molar	593.1 kgmole/h	Mass	3.192e+004 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 56.09 m3/h

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:08:36 2015	
6	<b>Material Stream: 6 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
8			Property Package: Peng-Robinson	
9	<b>User Variables</b>			
11	<b>NOTES</b>			
14	<b>Description</b>			
17	<b>Material Stream: 7</b>		Fluid Package: Basis-1	
19			Property Package: Peng-Robinson	
20	<b>CONDITIONS</b>			
22		Overall	Liquid Phase	
23	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
24	Temperature (C)	27.34	27.34	
25	Pressure (kg/cm2)	9.854	9.854	
26	Molar Flow (kgmole/h)	582.6	582.6	
27	Mass Flow (kg/h)	3.189e+004	3.189e+004	
28	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	56.03	56.03	
29	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.162e+005	-1.162e+005	
30	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	71.85	71.85	
31	Heat Flow (kJ/h)	-8.767e+007	-8.767e+007	
32	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	55.59 *	55.59	
33	<b>PROPERTIES</b>			
35		Overall	Liquid Phase	
36	Heat Capacity[B_Oil] (kJ/kg-C)	0.0000	---	
37	Mass Density[B_Oil] (kg/m3)	0.0000	---	
38	Mass Flow Rate[B_Oil] (kg/h)	0.0000	-0.0000	
39	Mass Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
40	Viscosity[B_Oil] (cP)	0.0000	---	
41	Vol. Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
42	Visc. Coeff. A[B_Oil]	0.0000	---	
43	Visc. Coeff. B[B_Oil]	0.0000	---	
44	Volumetric Flow[B_Oil] (m3/h)	-1.#0000	0.0000	
45	Solution GOR[B_Oil] (STD, m3/m3)	0.0000	---	
46	Oil Formation Volume Factor[B_Oil]	0.0000	---	
47	Molecular Weight	54.73	54.73	
48	Molar Density (kgmole/m3)	10.22	10.22	
49	Mass Density (kg/m3)	559.2	559.2	
50	Act. Volume Flow (m3/h)	57.02	57.02	
51	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2122	-2122	
52	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.319	1.319	
53	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	134.4	134.4	
54	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.455	2.455	
55	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	
56	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	
57	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	
58	CO2 Loading	---	---	
59	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
60	CO2 App WT Con (kgmole/kg)	---	---	
61	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	
62	Phase Fraction Vol. Basis	0.0000	1.0000	
63	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)	

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:08:36 2015			
6	<b>Material Stream: 7 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1			
8			Property Package: Peng-Robinson			
9	<b>PROPERTIES</b>					
11		Overall	Liquid Phase			
12	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.0000			
13	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.0000			
14	Mass Energy (kJ/kg)	54.24	---			
15	Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	---			
16	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
17	Act. Gas Flow (ACT, m3/h)	---	---			
18	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	10.40	10.40			
19	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	134.4	134.4			
20	Std. Gas Flow (STD, m3/h)	1.377e+004	1.377e+004			
21	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_6B)	116.7	116.7			
22	Act. Liq. Flow (m3/s)	1.584e-002	1.584e-002			
23	Z Factor	3.786e-002	3.786e-002			
24	Watson K	13.65	13.65			
25	User Property	---	---			
26	Partial Pressure of H2S (kg/cm2)	0.0000	---			
27	Cp(Cp - R)	1.066	1.066			
28	Cp/Cv	1.473	1.473			
29	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.881e+004	---			
30	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2524	0.2524			
31	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_6B)	114.7	114.7			
32	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	55.59	55.59			
33	Liquid Fraction	1.0000	1.0000			
34	Molar Volume (m3/kgmole)	9.788e-002	9.788e-002			
35	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	343.6	---			
36	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
37	Surface Tension (dyne/cm)	10.28	10.28			
38	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.490e-002	9.490e-002			
39	Viscosity (cP)	0.1412	0.1412			
40	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	126.1	126.1			
41	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.303	2.303			
42	Cv	81.25	81.25			
43	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.667	1.667			
44	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	81.30	81.30			
45	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.485	1.485			
46	Cp/Cv (Ent. Method)	1.653	1.653			
47	Reid VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.140	6.140			
48	True VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.434	6.434			
49	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	55.59	55.59			
50	Viscosity Index	-32.25	---			
51	<b>COMPOSITION</b>					
52	<b>Overall Phase</b>		Vapour Fraction 0.0000			
53	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
54	Ethane	0.2330	0.0004	7.0064	0.0002	0.0004
55	Propane	96.8714	0.1663	4271.7398	0.1340	0.1505
56	Propene	72.6972	0.1248	3059.1438	0.0959	0.1048
57	i-Butane	45.0863	0.0774	2620.5945	0.0822	0.0932
58	n-Butane	270.6341	0.4648	15730.3398	0.4933	0.4914
59	i2-Butene	10.4852	0.0180	588.2593	0.0194	0.0172
60	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)			

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:08:36 2015				
<b>Material Stream: 7 (continued)</b>						
<b>COMPOSITION</b>						
<b>Overall Phase (continued)</b>						
			Vapour Fraction: 0.0000			
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m <sup>3</sup> /h)	LIQUID VOLUME FRACTION
1-Butene	16.6598	0.0286	934.7423	0.0293	1.5742	0.0281
i-Butene	15.9608	0.0274	895.5223	0.0281	1.5107	0.0270
cis-2-Butene	7.5726	0.0130	424.8928	0.0133	0.6788	0.0121
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	23.8929	0.0410	1723.1758	0.0540	2.7840	0.0493
n-Pentane	20.6209	0.0354	1487.8152	0.0467	2.3626	0.0422
n-Hexane	8.8155	0.0014	70.2793	0.0022	0.1061	0.0019
n-Heptane	8.3495	0.0009	35.0222	0.0011	0.0510	0.0009
13-Butadiene	8.8990	0.0012	37.8108	0.0012	0.0810	0.0011
Total	582.5882	1.0000	31886.3722	1.0000	56.0322	1.0000
<b>Liquid Phase</b>				Phase Fraction: 1.000		
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m <sup>3</sup> /h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethane	0.2330	0.0004	7.0064	0.0002	0.0197	0.0004
Propane	86.8714	0.1863	4271.7386	0.1340	8.4309	0.1505
Propene	72.8972	0.1248	3059.1438	0.0959	5.8722	0.1048
i-Butane	45.0863	0.0774	2620.5845	0.0822	4.6633	0.0832
n-Butane	270.8341	0.4846	15730.3388	0.4933	26.9714	0.4814
tr-2-Butene	10.4852	0.0180	580.2893	0.0184	0.9665	0.0172
1-Butene	16.6598	0.0286	934.7423	0.0293	1.5742	0.0281
i-Butene	15.9608	0.0274	895.5223	0.0281	1.5107	0.0270
cis-2-Butene	7.5726	0.0130	424.8928	0.0133	0.6788	0.0121
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	23.8929	0.0410	1723.1758	0.0540	2.7840	0.0493
n-Pentane	20.6209	0.0354	1487.8152	0.0467	2.3626	0.0422
n-Hexane	8.8155	0.0014	70.2793	0.0022	0.1061	0.0019
n-Heptane	8.3495	0.0009	35.0222	0.0011	0.0510	0.0009
13-Butadiene	8.8990	0.0012	37.8108	0.0012	0.0810	0.0011
Total	582.5882	1.0000	31886.3722	1.0000	56.0322	1.0000
<b>K VALUE</b>						
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY			
Ethane	0.0000	0.0000	---			
Propane	0.0000	0.0000	---			
Propene	0.0000	0.0000	---			
i-Butane	0.0000	0.0000	---			
n-Butane	0.0000	0.0000	---			
tr-2-Butene	0.0000	0.0000	---			
1-Butene	0.0000	0.0000	---			
i-Butene	0.0000	0.0000	---			
cis-2-Butene	0.0000	0.0000	---			
Cyclopentane	---	---	---			
i-Pentane	0.0000	0.0000	---			
n-Pentane	0.0000	0.0000	---			
n-Hexane	0.0000	0.0000	---			
n-Heptane	0.0000	0.0000	---			
13-Butadiene	0.0000	0.0000	---			

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR Recibo Ilena hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Thu Aug 27 16:08:36 2015	
<b>Material Stream: 7 (continued)</b>			
<b>UNIT OPERATIONS</b>			
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION	
	Pipe Segment	PIPE-109	
<b>UTILITIES</b>			
( No utilities reference this stream )			
<b>PROCESS UTILITY</b>			
<b>DYNAMICS</b>			
Pressure Specification	(inactive)	9.854 kg/cm <sup>2</sup>	
Flow Specification	(inactive)	Molar: 582.6 kgmole/h	Mass: 3.199e+004 kg/h
			Std Ideal Liq Volume: 56.03 m <sup>3</sup> /h
<b>User Variables</b>			
<b>NOTES</b>			
<b>Description</b>			

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR Recibo tanque .hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:18:12 2015	
<b>Material Stream: 8</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng-Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
13	Temperature (C)	27.34	27.34
14	Pressure (kg/cm2)	10.02	10.02
15	Molar Flow (kgmole/h)	1749	1749
16	Mass Flow (kg/h)	9.575e+004	9.575e+004
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	168.9	168.9
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.162e+005	-1.162e+005
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	71.85	71.85
20	Heat Flow (kJ/h)	-2.032e+008	-2.032e+008
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	168.9*	168.9
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
24	Heat Capacity[B_Oil] (kJ/kg-C)	0.0000	---
25	Mass Density[B_Oil] (kg/m3)	0.0000	---
26	Mass Flow Rate[B_Oil] (kg/h)	0.0000	-0.0000
27	Mass Fraction[B_Oil]	0.0000	---
28	Viscosity[B_Oil] (cP)	0.0000	---
29	Vol. Fraction[B_Oil]	0.0000	---
30	Visc. Coeff. A[B_Oil]	0.0000	---
31	Visc. Coeff. B[B_Oil]	0.0000	---
32	Volumetric Flow[B_Oil] (m3/h)	-1.#0000	0.0000
33	Solution GOR[B_Oil] (STD, m3/m3)	0.0000	---
34	Oil Formation Volume Factor[B_Oil]	0.0000	---
35	Molecular Weight	54.73	54.73
36	Molar Density (kgmole/m3)	10.22	10.22
37	Mass Density (kg/m3)	559.2	559.2
38	Act. Volume Flow (m3/h)	171.2	171.2
39	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2122	-2122
40	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.313	1.313
41	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	134.4	134.4
42	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.455	2.455
43	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---
44	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---
45	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---
46	CO2 Loading	---	---
47	CO2 App. ML Con (kgmole/m3)	---	---
48	CO2 App. WT Con (kgmole/kg)	---	---
49	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---
50	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.0000
51	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.0000
52	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.0000
53	Mass Energy (kJ/kg)	54.28	---
54	Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	---
55	Cost Based on Flow (Costs)	0.0000	0.0000
56	Act. Gas Flow (ACT, m3/h)	---	---
57	Avig. Liq. Density (kgmole/m3)	10.40	10.40
58	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	134.4	134.4
59	Std. Gas Flow (STD, m3/h)	4.136e+004	4.136e+004
60	Std. Ideal Liq. Mass Density (API, 60)	116.7	116.7
61	Act. Liq. Flow (m3/h)	4.758e-002	4.758e-002

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR Recibo tanque .hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:18:12 2015					
<b>Material Stream: 8 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng-Robinson					
<b>PROPERTIES</b>							
	Overall	Liquid Phase					
62	Z Factor	3.848e-002	3.848e-002				
63	Watson K	13.65	13.65				
64	User Property	---	---				
65	Partial Pressure of H2S (kg/cm2)	0.0000	---				
66	CpI(Cp - R)	1.066	1.066				
67	CpICv	1.473	1.473				
68	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.874e+004	---				
69	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2524	0.2524				
70	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API, 60)	114.7	114.7				
71	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9				
72	Liquid Fraction	1.000	1.000				
73	Molar Volume (m3/kgmole)	9.787e-002	9.787e-002				
74	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	342.4	---				
75	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000				
76	Surface Tension (dyne/cm)	10.28	10.28				
77	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.490e-002	9.490e-002				
78	Viscosity (cP)	0.1412	0.1412				
79	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	126.1	126.1				
80	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.303	2.303				
81	Cv (kJ/kgmole-C)	81.25	81.25				
82	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.667	1.667				
83	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	80.85	80.85				
84	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.477	1.477				
85	CpICv (Ent. Method)	1.682	1.682				
86	Reid VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.140	6.140				
87	True VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.434	6.434				
88	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9				
89	Viscosity Index	-32.25	---				
<b>COMPOSITION</b>							
<b>Overall Phase</b>			Vapour Fraction: 0.0000				
90	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
91	Ethane	0.6997	0.0004	21.0403	0.0002	0.0592	0.0004
92	Propane	290.9051	0.1663	12828.0438	0.1340	25.3179	0.1505
93	Propene	218.3100	0.1248	8186.6178	0.0959	17.6342	0.1048
94	i-Butane	135.3942	0.0774	7869.6533	0.0822	14.0038	0.0832
95	n-Butane	812.7151	0.4646	47238.2547	0.4933	80.9952	0.4814
96	tr-Butene	31.4870	0.0180	1768.6646	0.0194	2.9024	0.0172
97	1-Butene	50.0294	0.0286	2807.0338	0.0293	4.7273	0.0281
98	i-Butene	47.9303	0.0274	2699.2562	0.0281	4.5386	0.0270
99	cis-2-Butene	22.7408	0.0130	1275.9244	0.0133	2.0394	0.0121
100	Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
101	n-Pentane	71.7204	0.0410	5174.7021	0.0540	8.3002	0.0483
102	n-Pentane	81.8245	0.0354	4467.9138	0.0467	7.0950	0.0422
103	n-Hexane	2.4498	0.0014	211.9489	0.0022	0.3185	0.0019
104	n-Heptane	1.0498	0.0006	105.1719	0.0011	0.1531	0.0009
105	1,3-Butadiene	2.9991	0.0012	113.5460	0.0012	0.1832	0.0011
106	Total	1749.4542	1.0000	95754.9715	1.0000	168.2650	1.0000

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR.Recibo_tanque_hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:18:12 2015				
<b>Material Stream: 8 (continued)</b>						
		Fluid Package: Basis-1				
		Property Package: Peng-Robinson				
<b>COMPOSITION</b>						
<b>Liquid Phase</b>						
		Phase Fraction: 1.000				
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethane	0.8997	0.0004	21.0403	0.0002	0.0592	0.0004
Propane	290.9051	0.1863	12828.0438	0.1340	25.2179	0.1505
Propene	218.3100	0.1249	9186.8179	0.0959	17.6342	0.1048
i-Butane	135.3942	0.0774	7899.8533	0.0822	14.0036	0.0832
n-Butane	812.7151	0.4649	47238.2547	0.4933	80.8952	0.4814
tr2-Butene	31.4870	0.0180	1786.8648	0.0194	2.9024	0.0172
1-Butene	50.0294	0.0286	2907.0338	0.0293	4.7273	0.0281
i-Butene	47.8303	0.0274	2688.2562	0.0281	4.5366	0.0270
cis2-Butene	22.7406	0.0130	1275.9244	0.0133	2.0384	0.0121
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	71.7204	0.0410	5174.7021	0.0540	8.3002	0.0483
n-Pentane	81.9245	0.0354	4467.9136	0.0467	7.0850	0.0422
n-Hexane	2.4490	0.0014	211.0489	0.0022	0.3185	0.0019
n-Heptane	1.0496	0.0006	105.1719	0.0011	0.1531	0.0009
13-Butadiene	2.0891	0.0012	113.5460	0.0012	0.1832	0.0011
<b>Total</b>	<b>1749.4542</b>	<b>1.0000</b>	<b>85754.8715</b>	<b>1.0000</b>	<b>168.2650</b>	<b>1.0000</b>
<b>K VALUE</b>						
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY			
Ethane	0.0000	0.0000	---			
Propane	0.0000	0.0000	---			
Propene	0.0000	0.0000	---			
i-Butane	0.0000	0.0000	---			
n-Butane	0.0000	0.0000	---			
tr2-Butene	0.0000	0.0000	---			
1-Butene	0.0000	0.0000	---			
i-Butene	0.0000	0.0000	---			
cis2-Butene	0.0000	0.0000	---			
Cyclopentane	---	---	---			
i-Pentane	0.0000	0.0000	---			
n-Pentane	0.0000	0.0000	---			
n-Hexane	0.0000	0.0000	---			
n-Heptane	0.0000	0.0000	---			
13-Butadiene	0.0000	0.0000	---			
<b>UNIT OPERATIONS</b>						
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION				
Valve	VLV-100 Tee	TEE-100				
<b>UTILITIES</b>						
( No utilities reference this stream )						
<b>PROCESS UTILITY</b>						
<b>DYNAMICS</b>						
Pressure Specification (Inactive)	10.02 kg/cm2					
Flow Specification (Inactive)	Molar	1749 kgmole/h	Mass: 85754.8715 kg/h			
			Std Ideal Liq Volume: 168.3 m3/h			

Aspen Technology Inc.

Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)

Page 3 of 23

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR.Recibo_tanque_hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:18:12 2015	
<b>Material Stream: 8 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>User Variables</b>			
<b>NOTES</b>			
<b>Description</b>			
<b>Material Stream: 9</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature (C)	27.35	27.35	
Pressure (kg/cm2)	9.295	9.295	
Molar Flow (kgmole/h)	1749	1749	
Mass Flow (kg/h)	85754.8715	85754.8715	
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	168.3	168.3	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.162e+005	-1.162e+005	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	71.87	71.87	
Heat Flow (kJ/h)	-2.032e+008	-2.032e+008	
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	168.9 *	168.9	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Heat Capacity[B_Oil] (kJ/kg-C)	0.0000	---	
Mass Density[B_Oil] (kg/m3)	0.0000	---	
Mass Flow Rate[B_Oil] (kg/h)	0.0000	-0.0000	
Mass Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
Viscosity[B_Oil] (cP)	0.0000	---	
Vol. Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
Visc. Coeff. A[B_Oil]	0.0000	---	
Visc. Coeff. B[B_Oil]	0.0000	---	
Volumetric Flow[B_Oil] (m3/h)	-1.1e+000	0.0000	
Solution GOR[B_Oil] (STD_m3/m3)	0.0000	---	
Oil Formation Volume Factor[B_Oil]	0.0000	---	
Molecular Weight	54.73	54.73	
Molar Density (kgmole/m3)	10.21	10.21	
Mass Density (kg/m3)	559.1	559.1	
Act. Volume Flow (m3/h)	171.3	171.3	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2122	-2122	
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.313	1.313	
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	134.5	134.5	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.458	2.458	
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	
HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	
HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	
CO2 Loading	---	---	
CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.0000	

Aspen Technology Inc.

Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)

Page 4 of 23

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR Recibo: tanque :hsc Unit Set: si2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:18:12 2015	
<b>Material Stream: 9 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
12	Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	1.0000
13	Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	0.0000	1.0000
14	Mass Exergy (kJ/kg)	54.15	---
15	Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	---
16	Cost Based on Flow (Costs)	0.0000	0.0000
17	Act. Gas Flow (ACT, m3/h)	---	---
18	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	10.40	10.40
19	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	134.5	134.5
20	Std. Gas Flow (STD, m3/h)	4.136e+004	4.136e+004
21	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_6D)	116.7	116.7
22	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.759e-002	4.759e-002
23	Z Factor	3.672e-002	3.672e-002
24	Watson K	13.65	13.65
25	User Property	---	---
26	Partial Pressure of H2S (kg/cm2)	0.0000	---
27	Cp(Cp-R)	1.066	1.066
28	Cp(Cv)	1.473	1.473
29	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.903e+004	---
30	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2524	0.2524
31	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_6D)	114.7	114.7
32	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9
33	Liquid Fraction	1.0000	1.0000
34	Molar Volume (m3/kgmole)	9.790e-002	9.790e-002
35	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	347.6	---
36	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000
37	Surface Tension (dyne/cm)	10.28	10.28
38	Thermal Conductivity (W/mK)	9.489e-002	9.489e-002
39	Viscosity (cP)	0.1411	0.1411
40	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	126.1	126.1
41	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.305	2.305
42	Cv (kJ/kgmole-C)	91.26	91.26
43	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.667	1.667
44	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	90.36	90.36
45	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.651	1.651
46	Cp(Cv (Ent. Method)	1.488	1.488
47	Reid VP at 37.8 C (kg/cm2)	8.140	8.140
48	True VP at 37.8 C (kg/cm2)	8.434	8.434
49	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9
50	Viscosity Index	-32.25	---
<b>COMPOSITION</b>			
		Vapour Fraction: 0.0000	
<b>Overall Phase</b>			
55	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MASS FRACTION
56	Ethane	0.8997	0.0004
57	Propane	290.9051	0.1663
58	Propene	218.3100	0.1249
59	i-Butane	135.3942	0.0774
60	n-Butane	812.7151	0.4646
61	i2-Butane	31.4870	0.0180
62	Ethane	0.8997	0.0004
63	Propane	290.9051	0.1663
64	Propene	218.3100	0.1249
65	i-Butane	135.3942	0.0774
66	n-Butane	812.7151	0.4646
67	i2-Butane	31.4870	0.0180
68	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	166.9	166.9
69	LIQUID VOLUME FRACTION	1.0000	1.0000

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR Recibo: tanque :hsc Unit Set: si2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:18:12 2015	
<b>Material Stream: 9 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>COMPOSITION</b>			
		Vapour Fraction: 0.0000	
<b>Overall Phase (continued)</b>			
73	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MASS FRACTION
74	1-Butene	50.0294	0.0286
75	i-Butene	47.9303	0.0274
76	cis2-Butene	22.7406	0.0130
77	Cyclopentane	0.0000	0.0000
78	i-Pentane	71.7204	0.0410
79	n-Pentane	61.9245	0.0354
80	n-Hexane	2.4490	0.0014
81	n-Heptane	1.0486	0.0006
82	13-Butadiene	2.0991	0.0012
83	Total	1749.4542	1.0000
<b>Liquid Phase</b>			
		Phase Fraction: 1.0000	
84	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MASS FRACTION
85	Ethane	0.8997	0.0004
86	Propane	290.9051	0.1663
87	Propene	218.3100	0.1249
88	i-Butane	135.3942	0.0774
89	n-Butane	812.7151	0.4646
90	i2-Butane	31.4870	0.0180
91	1-Butene	50.0294	0.0286
92	i-Butene	47.9303	0.0274
93	cis2-Butene	22.7406	0.0130
94	Cyclopentane	0.0000	0.0000
95	i-Pentane	71.7204	0.0410
96	n-Pentane	61.9245	0.0354
97	n-Hexane	2.4490	0.0014
98	n-Heptane	1.0486	0.0006
99	13-Butadiene	2.0991	0.0012
100	Total	1749.4542	1.0000
<b>K VALUE</b>			
101	COMPONENTS	MIKED	LIGHT
102	Ethane	0.0000	0.0000
103	Propane	0.0000	0.0000
104	Propene	0.0000	0.0000
105	i-Butane	0.0000	0.0000
106	n-Butane	0.0000	0.0000
107	i2-Butane	0.0000	0.0000
108	1-Butene	0.0000	0.0000
109	i-Butene	0.0000	0.0000
110	cis2-Butene	0.0000	0.0000
111	Cyclopentane	---	---
112	i-Pentane	0.0000	0.0000
113	n-Pentane	0.0000	0.0000
114	n-Hexane	0.0000	0.0000
115	n-Heptane	0.0000	0.0000
116	13-Butadiene	0.0000	0.0000

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo tanque_hsc Unit Set: g2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:18:12 2015	
<b>Material Stream: 9 (continued)</b>			
		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng-Robinson
<b>UNIT OPERATIONS</b>			
FEED TO		PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
TEE:	TEE-101	Pipe Segment:	PIPE-101
<b>UTILITIES</b>			
( No utilities reference this stream )			
<b>PROCESS UTILITY</b>			
<b>DYNAMICS</b>			
Pressure Specification	(Inactive)	9.295 kg/cm2	
Flow Specification	(Inactive)	Mol/sr	1749 kgmole/h
		Mass:	9.575e+004 kg/h
		Std Ideal Liq Volume:	168.3 m3/h
<b>User Variables</b>			
<b>NOTES</b>			
<b>Description</b>			
<b>Material Stream: 10</b>			
		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng-Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature	(C)	27.35	27.35
Pressure	(kg/cm2)	9.242	9.242
Molar Flow	(kgmole/h)	874.7	874.7
Mass Flow	(kg/h)	4.788e+004	4.788e+004
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	84.13	84.13
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-1.162e+005	-1.162e+005
Molar Entropy	(kJ/kgmole-C)	71.87	71.87
Heat Flow	(kJ/h)	-1.016e+008	-1.016e+008
Liq Vol Flow @Std Cond	(m3/h)	83.47	83.47
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Heat Capacity[B_Oil]	(kJ/kg-C)	0.0000	---
Mass Density[B_Oil]	(kg/m3)	0.0000	---
Mass Flow Rate[B_Oil]	(kg/h)	0.0000	-0.0000
Mass Fraction[B_Oil]		0.0000	---
Viscosity[B_Oil]	(cP)	0.0000	---
Vol. Fraction[B_Oil]		0.0000	---
Visc. Coeff. A[B_Oil]		0.0000	---
Visc. Coeff. B[B_Oil]		0.0000	---
Volumetric Flow[B_Oil]	(m3/h)	-1.#0000	0.0000
Solution GOR[B_Oil]	(STD_m3/m3)	0.0000	---
Oil Formation Volume Factor[B_Oil]		0.0000	---
Molecular Weight		54.73	54.73
Molar Density	(kgmole/m3)	10.21	10.21

Aspen Technology Inc.

Aspen HYSYS Version 6.4 (30.0.0.8433)

Page 7 of 23

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo tanque_hsc Unit Set: g2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:16:12 2015	
<b>Material Stream: 10 (continued)</b>			
		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng-Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Mass Density	(kg/m3)	559.1	559.1
Act. Volume Flow	(m3/h)	85.84	85.84
Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-2122	-2122
Mass Entropy	(kJ/kg-C)	1.313	1.313
Heat Capacity	(kJ/kgmole-C)	134.5	134.5
Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	2.457	2.457
LHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole)	---	---
HHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole)	---	---
HHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg)	---	---
CO2 Loading		---	---
CO2 App. ML Con	(kgmole/m3)	---	---
CO2 App. WT Con	(kgmole/kg)	---	---
LHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg)	---	---
Phase Fraction [Vol. Basis]		0.0000	1.000
Phase Fraction [Mass Basis]		0.0000	1.000
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]		0.0000	1.000
Mass Exergy	(kJ/kg)	54.14	---
Partial Pressure of CO2	(kg/cm2)	0.0000	---
Cost Based on Flow	(C\$/s)	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow	(ACT_m3/h)	---	---
Avg. Liq. Density	(kgmole/m3)	10.40	10.40
Specific Heat	(kJ/kgmole-C)	134.5	134.5
Std. Gas Flow	(STD_m3/h)	2.088e+004	2.088e+004
Std. Ideal Liq. Mass Density	(API_60)	116.7	116.7
Act. Liq. Flow	(m3/s)	2.379e-002	2.379e-002
Z Factor		3.552e-002	3.552e-002
Watson K		13.85	13.85
User Property		---	---
Partial Pressure of H2S	(kg/cm2)	0.0000	---
Cp(Cp - R)		1.066	1.066
Cp(Cv)		1.473	1.473
Heat of Vap	(kJ/kgmole)	1.906e+004	---
Kinematic Viscosity	(cSt)	0.2524	0.2524
Liq. Mass Density (Std. Cond)	(API_60)	114.7	114.7
Liq. Vol. Flow (Std. Cond)	(m3/h)	83.47	83.47
Liquid Fraction		1.000	1.000
Molar Volume	(m3/kgmole)	9.790e-002	9.790e-002
Mass Heat of Vap	(kJ/kg)	348.1	---
Phase Fraction (Molar Basis)		0.0000	1.0000
Surface Tension	(dyne/cm)	10.28	10.28
Thermal Conductivity	(W/m-K)	9.489e-002	9.489e-002
Viscosity	(cP)	0.1411	0.1411
Ov (Semi-Ideal)	(kJ/kgmole-C)	126.1	126.1
Mass Cv (Semi-Ideal)	(kJ/kg-C)	2.305	2.305
Ov	(kJ/kgmole-C)	81.26	81.26
Mass Cv	(kJ/kg-C)	1.667	1.667
Ov (Ent. Method)	(kJ/kgmole-C)	80.36	80.36
Mass Cv (Ent. Method)	(kJ/kg-C)	1.651	1.651
Cp/Cv (Ent. Method)		1.488	1.488
Reid VP at 37.8 C	(kg/cm2)	6.140	6.140
True VP at 37.8 C	(kg/cm2)	6.434	6.434

Aspen Technology Inc.

Aspen HYSYS Version 6.4 (30.0.0.8433)

Page 8 of 23

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo tanque_hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:16:12 2015	
<b>Material Stream: 10 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
		Overall	Liquid Phase
Liq Vol Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)		83.47	83.47
Viscosity Index		-32.25	---
<b>COMPOSITION</b>			
<b>Overall Phase</b>			Vapour Fraction: 0.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)
Ethane	0.3499	0.0004	10.5201
Propane	145.4528	0.1663	8414.0219
Propene	109.1550	0.1248	4593.3090
i-Butane	67.8971	0.0774	3934.8266
n-Butane	406.3576	0.4648	23619.1273
tr2-Butene	15.7435	0.0180	883.3323
1-Butene	25.0147	0.0289	1403.5169
i-Butene	23.9651	0.0274	1344.6281
cis2-Butene	11.3703	0.0130	637.9622
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	35.9602	0.0410	2587.3511
n-Pentane	30.9622	0.0354	2233.8568
n-Hexane	1.2245	0.0014	105.5244
n-Heptane	0.5248	0.0006	52.6860
13-Butadiene	1.0496	0.0012	56.7730
Total	874.7271	1.0000	47877.4358
<b>Liquid Phase</b>			Phase Fraction: 1.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)
Ethane	0.3499	0.0004	10.5201
Propane	145.4528	0.1663	8414.0219
Propene	109.1550	0.1248	4593.3090
i-Butane	67.8971	0.0774	3934.8266
n-Butane	406.3576	0.4648	23619.1273
tr2-Butene	15.7435	0.0180	883.3323
1-Butene	25.0147	0.0289	1403.5169
i-Butene	23.9651	0.0274	1344.6281
cis2-Butene	11.3703	0.0130	637.9622
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	35.9602	0.0410	2587.3511
n-Pentane	30.9622	0.0354	2233.8568
n-Hexane	1.2245	0.0014	105.5244
n-Heptane	0.5248	0.0006	52.6860
13-Butadiene	1.0496	0.0012	56.7730
Total	874.7271	1.0000	47877.4358
<b>K VALUE</b>			
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
Ethane	0.0000	0.0000	---
Propane	0.0000	0.0000	---
Propene	0.0000	0.0000	---
i-Butane	0.0000	0.0000	---
n-Butane	0.0000	0.0000	---
tr2-Butene	0.0000	0.0000	---
1-Butene	0.0000	0.0000	---
i-Butene	0.0000	0.0000	---
cis2-Butene	0.0000	0.0000	---
Cyclopentane	---	---	---
i-Pentane	0.0000	0.0000	---
n-Pentane	0.0000	0.0000	---
n-Hexane	0.0000	0.0000	---
n-Heptane	0.0000	0.0000	---
13-Butadiene	0.0000	0.0000	---

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo tanque_hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:16:12 2015	
<b>Material Stream: 10 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>K VALUE</b>			
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
n-Butane	0.0000	0.0000	---
tr2-Butene	0.0000	0.0000	---
1-Butene	0.0000	0.0000	---
i-Butene	0.0000	0.0000	---
cis2-Butene	0.0000	0.0000	---
Cyclopentane	---	---	---
i-Pentane	0.0000	0.0000	---
n-Pentane	0.0000	0.0000	---
n-Hexane	0.0000	0.0000	---
n-Heptane	0.0000	0.0000	---
13-Butadiene	0.0000	0.0000	---
<b>UNIT OPERATIONS</b>			
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION	
Tank	TE-301	Pipe Segment	PPE-103
<b>UTILITIES</b>			
(No utilities reference this stream)			
<b>PROCESS UTILITY</b>			
<b>DYNAMICS</b>			
Pressure Specification	(Inactive)	9.242 kg/cm2	
Flow Specification	(Inactive)	Molar: 874.7 kgmole/h	Mass: 4.788e+004 kg/h
			Std Ideal Liq Volume: 84.13 m3/h
<b>User Variables</b>			
<b>NOTES</b>			
<b>Description</b>			
<b>Material Stream: 11</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature (C)	27.35	27.35	
Pressure (kg/cm2)	9.267	9.267	
Molar Flow (kgmole/h)	874.7	874.7	
Mass Flow (kg/h)	4.788e+004	4.788e+004	
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	84.13	84.13	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.162e+005	-1.162e+005	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	71.87	71.87	
Heat Flow (kJ/h)	-1.016e+008	-1.016e+008	
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	83.47 *	83.47	

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C:\NOR Recibo. tanque .hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:18:12 2015	
<b>Material Stream: 11 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
12	Heat Capacity[B_Oil] (kJ/kg-C)	0.0000	---
13	Mass Density[B_Oil] (kg/m3)	0.0000	---
14	Mass Flow Rate[B_Oil] (kg/h)	0.0000	-0.0000
15	Mass Fraction[B_Oil]	0.0000	---
16	Viscosity[B_Oil] (cP)	0.0000	---
17	Vol. Fraction[B_Oil]	0.0000	---
18	Visc. Coeff. A[B_Oil]	0.0000	---
19	Visc. Coeff. B[B_Oil]	0.0000	---
20	Volumetric Flow[B_Oil] (m3/h)	-1 #0.000	0.0000
21	Solution GOR[B_Oil] (STD, m3/m3)	0.0000	---
22	Oil Formation Volume Factor[B_Oil]	0.0000	---
23	Molecular Weight	54.73	54.73
24	Molar Density (kgmole/m3)	10.21	10.21
25	Mass Density (kg/m3)	559.1	559.1
26	Act. Volume Flow (m3/h)	85.64	85.64
27	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2122	-2122
28	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.313	1.313
29	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	134.5	134.5
30	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.457	2.457
31	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---
32	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---
33	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---
34	CO2 Loading	---	---
35	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---
36	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---
37	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---
38	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000
39	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000
40	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000
41	Mass Energy (kJ/kg)	54.14	---
42	Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	---
43	Cost Based on Flow (Cost \$)	0.0000	0.0000
44	Act. Gas Flow (ACT, m3/h)	---	---
45	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	10.40	10.40
46	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	134.5	134.5
47	Std. Gas Flow (STD, m3/h)	2.088e+004	2.088e+004
48	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_60)	116.7	116.7
49	Act. Liq. Flow (m3/h)	2.379e-002	2.379e-002
50	Z Factor	3.557e-002	3.557e-002
51	Watson K	13.85	13.85
52	User Property	---	---
53	Partial Pressure of H2S (kg/cm2)	0.0000	---
54	Cp(Cp - R)	1.066	1.066
55	Cp/Cv	1.473	1.473
56	Heat of Vap (kJ/kgmole)	1.805e+004	---
57	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2524	0.2524
58	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_60)	114.7	114.7
59	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	83.47	83.47
60	Liquid Fraction	1.000	1.000
61	Molar Volume (m3/kgmole)	9.790e-002	9.790e-002
62	Mass Heat of Vap (kJ/kg)	348.0	---

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C:\NOR Recibo. tanque .hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:18:12 2015	
<b>Material Stream: 11 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
12	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000
13	Surface Tension (dyne/cm)	10.28	10.28
14	Thermal Conductivity (W/mK)	9.489e-002	9.489e-002
15	Viscosity (cP)	0.1411	0.1411
16	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	128.1	128.1
17	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.305	2.305
18	Cv (kJ/kgmole-C)	91.26	91.26
19	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.887	1.887
20	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	80.36	80.36
21	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.851	1.851
22	Cp/Cv (Ent. Method)	1.488	1.488
23	Reid VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.140	6.140
24	True VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.434	6.434
25	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	83.47	83.47
26	Viscosity Index	-32.25	---
<b>COMPOSITION</b>			
<b>Overall Phase</b>		Vapour Fraction	0.0000
31	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION
32			MASS FLOW (kg/h)
33	Ethane	0.3499	0.0004
34	Propane	145.4526	0.1663
35	Propene	109.1550	0.1248
36	i-Butane	67.8971	0.0774
37	n-Butane	406.3576	0.4646
38	tr2-Butene	15.7435	0.0180
39	i-Butene	25.0147	0.0286
40	n-Butene	23.8651	0.0274
41	cis2-Butene	11.3703	0.0130
42	Cyclopentane	0.0000	0.0000
43	i-Pentane	35.8602	0.0410
44	n-Pentane	30.9622	0.0354
45	n-Hexane	1.2245	0.0014
46	n-Heptane	0.5248	0.0006
47	1,3-Butadiene	1.0496	0.0012
48	Total	974.7271	1.0000
49			MASS FRACTION
50			LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
51			LIQUID VOLUME FRACTION
52	Ethane	10.5201	0.0002
53	Propane	8414.0219	0.1340
54	Propene	4593.3090	0.0959
55	i-Butane	3934.6266	0.0822
56	n-Butane	23619.1273	0.4933
57	tr2-Butene	883.3323	0.0184
58	i-Butene	1403.5169	0.0293
59	n-Butene	1344.6281	0.0281
60	cis2-Butene	637.8622	0.0133
61	Cyclopentane	0.0000	0.0000
62	i-Pentane	2597.3511	0.0540
63	n-Pentane	2239.9588	0.0487
64	n-Hexane	105.5244	0.0022
65	n-Heptane	57.5860	0.0011
66	1,3-Butadiene	56.7730	0.0012
67	Total	47877.4358	1.0000
68			LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
69			LIQUID VOLUME FRACTION
70	Ethane	10.5201	0.0002
71	Propane	8414.0219	0.1340
72	Propene	4593.3090	0.0959
73	i-Butane	3934.6266	0.0822
74	n-Butane	23619.1273	0.4933
75	tr2-Butene	883.3323	0.0184
76	i-Butene	1403.5169	0.0293
77	n-Butene	1344.6281	0.0281
78	cis2-Butene	637.8622	0.0133
79	Cyclopentane	0.0000	0.0000

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo: tanque_hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:16:12 2015				
<b>Material Stream: 11 (continued)</b>						
		Fluid Package: Basis-1				
		Property Package: Peng-Robinson				
<b>COMPOSITION</b>						
<b>Liquid Phase (continued)</b>						
Phase Fraction 1.000						
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m <sup>3</sup> /h)	LIQUID VOLUME FRACTION
i-Pentane	35.8602	0.0410	2587.3511	0.0540	4.1501	0.0493
n-Pentane	30.9822	0.0354	2233.9568	0.0487	3.9476	0.0422
n-Hexane	1.2245	0.0014	105.5244	0.0022	0.1592	0.0019
n-Heptane	0.5248	0.0006	52.5980	0.0011	0.0766	0.0009
13-Butadiene	1.0496	0.0012	56.7730	0.0012	0.0918	0.0011
<b>Total</b>	<b>874.7271</b>	<b>1.0000</b>	<b>47877.4358</b>	<b>1.0000</b>	<b>84.1325</b>	<b>1.0000</b>
<b>K VALUE</b>						
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY			
Ethane	0.0000	0.0000	—			
Propane	0.0000	0.0000	—			
Propene	0.0000	0.0000	—			
i-Butane	0.0000	0.0000	—			
n-Butane	0.0000	0.0000	—			
t <sub>2</sub> -Butene	0.0000	0.0000	—			
1-Butene	0.0000	0.0000	—			
i-Butene	0.0000	0.0000	—			
cis-2-Butene	0.0000	0.0000	—			
Cyclopentane	—	—	—			
i-Pentane	0.0000	0.0000	—			
n-Pentane	0.0000	0.0000	—			
n-Hexane	0.0000	0.0000	—			
n-Heptane	0.0000	0.0000	—			
13-Butadiene	0.0000	0.0000	—			
<b>UNIT OPERATIONS</b>						
FEED TO	PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION			
Tank	TE-1104	Pipe Segment	PIPE-104			
<b>UTILITIES</b>						
( No utilities reference this stream.)						
<b>PROCESS UTILITY</b>						
<b>DYNAMICS</b>						
Pressure Specification	(inactive)	9.257 kg/cm <sup>2</sup>				
Flow Specification	(inactive)	Molar: 874.7 kgmole/h	Mass: 4.788e+004 kg/h			
			Std Ideal Liq Volume: 84.13 m <sup>3</sup> /h			
<b>User Variables</b>						
<b>NOTES</b>						
<b>Description</b>						
Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)	Page 13 of 23			
Licensed to: LEGENDS			* Specified by user.			

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo: tanque_hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:16:12 2015	
<b>Material Stream: 13</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature	27.37	27.37	
Pressure	(kg/cm <sup>2</sup> ) 7.256	7.256	
Molar Flow	(kgmole/h) 874.7	874.7	
Mass Flow	(kg/h) 4.788e+004	4.788e+004	
Std Ideal Liq Vol Flow	(m <sup>3</sup> /h) 84.13	84.13	
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole) -1.162e+005	-1.162e+005	
Molar Entropy	(kJ/kgmole-C) 71.93	71.93	
Heat Flow	(kJ/h) -1.016e+008	-1.016e+008	
Liq Vol Flow @Std Cond	(m <sup>3</sup> /h) 83.47 *	83.47	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Heat Capacity[B_Oil]	(kJ/kg-C) 0.0000	—	
Mass Density[B_Oil]	(kg/m <sup>3</sup> ) 0.0000	—	
Mass Flow Rate[B_Oil]	(kg/h) 0.0000	-0.0000	
Mass Fraction[B_Oil]	0.0000	—	
Viscosity[B_Oil]	(cP) 0.0000	—	
Vol. Fraction[B_Oil]	0.0000	—	
Visc. Coeff. A[B_Oil]	0.0000	—	
Visc. Coeff. B[B_Oil]	0.0000	—	
Volumetric Flow[B_Oil]	(m <sup>3</sup> /h) -1.#E+000	0.0000	
Solution GOR[B_Oil]	(STD, m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> ) 0.0000	—	
Oil Formation Volume Factor[B_Oil]	0.0000	—	
Molecular Weight	54.73	54.73	
Molar Density	(kgmole/m <sup>3</sup> ) 10.21	10.21	
Mass Density	(kg/m <sup>3</sup> ) 558.6	558.6	
Act. Volume Flow	(m <sup>3</sup> /h) 85.70	85.70	
Mass Enthalpy	(kJ/kg) -2122	-2122	
Mass Entropy	(kJ/kg-C) 1.314	1.314	
Heat Capacity	(kJ/kgmole-C) 134.7	134.7	
Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C) 2.480	2.480	
LHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole) —	—	
HHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole) —	—	
HHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg) —	—	
CO <sub>2</sub> Loading	—	—	
CO <sub>2</sub> App. M.L. Con.	(kgmole/m <sup>3</sup> ) —	—	
CO <sub>2</sub> App. VVT Con.	(kgmole/kg) —	—	
LHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg) —	—	
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	
Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	
Mass Energy	(kJ/kg) 53.81	—	
Partial Pressure of CO <sub>2</sub>	(kg/cm <sup>2</sup> ) 0.0000	—	
Cost Based on Flow	(Cents) 0.0000	0.0000	
Act. Gas Flow	(ACT, m <sup>3</sup> /h) —	—	
Avg. Liq. Density	(kgmole/m <sup>3</sup> ) 10.40	10.40	
Specific Heat	(kJ/kgmole-C) 134.7	134.7	
Std. Gas Flow	(STD, m <sup>3</sup> /h) 2.068e+004	2.068e+004	
Std. Ideal Liq. Mass Density	(API, 60) 116.7	116.7	
Act. Liq. Flow	(m <sup>3</sup> /s) 2.381e-002	2.381e-002	
Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)	Page 14 of 23
Licensed to: LEGENDS			* Specified by user.

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo tanque hsc Unit Set: g2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:16:12 2015	
<b>Material Stream: 13 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Z Factor	2.780e-002	2.780e-002	
Watson K	13.65	13.65	
User Property	---	---	
Partial Pressure of H2S (kg/cm2)	0.0000	---	
Cp(I/Cp - R)	1.066	1.066	
Cp(I/Cv)	1.475	1.475	
Heat of Vap (kJ/kgmole)	1.989e+004	---	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2525	0.2525	
Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_6D)	114.7	114.7	
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	83.47	83.47	
Liquid Fraction	1.000	---	
Molar Volume (m3/kgmole)	9.788e-002	9.788e-002	
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	363.4	---	
Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000	
Surface Tension (dyne/cm)	10.28	10.28	
Thermal Conductivity (W/m-K)	9.488e-002	9.488e-002	
Viscosity (cP)	0.1410	0.1410	
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	126.3	126.3	
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.308	2.308	
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	91.28	91.28	
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.688	1.688	
Cp(I/Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.547	1.547	
Reid VP at 37.8 C (kg/cm2)	8.140	8.140	
True VP at 37.8 C (kg/cm2)	8.434	8.434	
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	83.47	83.47	
Viscosity Index	-32.24	---	
<b>COMPOSITION</b>			
<b>Overall Phase</b>			
			Vapour Fraction: 0.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)
Ethane	0.3499	0.0004	10.5201
Propane	145.4526	0.1863	64.14 0219
Propene	109.1550	0.1248	45.93 3090
i-Butane	67.6971	0.0774	39.94 8266
n-Butane	408.3576	0.4646	236.19 1273
tr2-Butene	15.7435	0.0180	893.3323
1-Butene	25.0147	0.0286	1403.5168
i-Butene	23.9651	0.0274	1344.6281
cis2-Butene	11.3703	0.0130	637.8622
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	35.9622	0.0410	2587.3511
n-Pentane	30.9622	0.0354	2233.8568
n-Hexane	1.2245	0.0014	105.5244
n-Heptane	0.5248	0.0006	52.5860
13-Butadiene	1.0496	0.0012	56.7730
Total	874.7271	1.0000	4787.74358

Licensed to: LEGENDS \* Specified by user.

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo tanque hsc Unit Set: g2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:16:12 2015	
<b>Material Stream: 13 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>COMPOSITION</b>			
<b>Liquid Phase</b>		Phase Fraction 1.000	
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)
Ethane	0.3499	0.0004	10.5201
Propane	145.4526	0.1863	64.14 0219
Propene	109.1550	0.1248	45.93 3090
i-Butane	67.6971	0.0774	39.94 8266
n-Butane	408.3576	0.4646	236.19 1273
tr2-Butene	15.7435	0.0180	893.3323
1-Butene	25.0147	0.0286	1403.5168
i-Butene	23.9651	0.0274	1344.6281
cis2-Butene	11.3703	0.0130	637.8622
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	35.9622	0.0410	2587.3511
n-Pentane	30.9622	0.0354	2233.8568
n-Hexane	1.2245	0.0014	105.5244
n-Heptane	0.5248	0.0006	52.5860
13-Butadiene	1.0496	0.0012	56.7730
Total	874.7271	1.0000	4787.74358
<b>K VALUE</b>			
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
Ethane	0.0000	0.0000	---
Propane	0.0000	0.0000	---
Propene	0.0000	0.0000	---
i-Butane	0.0000	0.0000	---
n-Butane	0.0000	0.0000	---
tr2-Butene	0.0000	0.0000	---
1-Butene	0.0000	0.0000	---
i-Butene	0.0000	0.0000	---
cis2-Butene	0.0000	0.0000	---
Cyclopentane	---	---	---
i-Pentane	0.0000	0.0000	---
n-Pentane	0.0000	0.0000	---
n-Hexane	0.0000	0.0000	---
n-Heptane	0.0000	0.0000	---
13-Butadiene	0.0000	0.0000	---
<b>UNIT OPERATIONS</b>			
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION	
Mixer	MIX-101	Pipe Segment:	PIPE-10B
<b>UTILITIES</b>			
( No utilities reference this stream )			
<b>PROCESS UTILITY</b>			
<b>DYNAMICS</b>			
Pressure Specification (Inactive)	7.256 kg/cm2		
Flow Specification (Inactive)	Molar	874.7 kgmole/h	Mass: 4.788e+004 kg/h
Flow Specification (Inactive)	586 Ideal Liq Volume:	84.13 m3/h	

Licensed to: LEGENDS \* Specified by user.

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo tanque .hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23 16 12 2015	
<b>Material Stream: 13 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng-Robinson
<b>User Variables</b>			
<b>NOTES</b>			
<b>Description</b>			
<b>Material Stream: 14</b>		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng-Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
23	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
24	Temperature (C)	27.37	27.37
25	Pressure (kg/cm2)	7.225	7.225
26	Molar Flow (kgmole/h)	1748	1748
27	Mass Flow (kg/h)	9.575e+004	9.575e+004
28	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	168.3	168.3
29	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.162e+005	-1.162e+005
30	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	71.83	71.83
31	Heat Flow (kJ/h)	-2.032e+008	-2.032e+008
32	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	166.9 *	166.9
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
36	Heat Capacity[B_Oil] (kJ/kg-C)	0.0000	---
37	Mass Density[B_Oil] (kg/m3)	0.0000	---
38	Mass Flow Rate[B_Oil] (kg/h)	0.0000	-0.0000
39	Mass Fraction[B_Oil]	0.0000	---
40	Viscosity[B_Oil] (cP)	0.0000	---
41	Vol. Fraction[B_Oil]	0.0000	---
42	Visc. Coeff. A[B_Oil]	0.0000	---
43	Visc. Coeff. B[B_Oil]	0.0000	---
44	Volumetric Flow[B_Oil] (m3/h)	-1 #0.0000	0.0000
45	Solution GOR[B_Oil] (STD_m3/m3)	0.0000	---
46	Oil Formation Volume Factor[B_Oil]	0.0000	---
47	Molecular Weight	54.73	54.73
48	Molar Density (kgmole/m3)	10.21	10.21
49	Mass Density (kg/m3)	568.6	568.6
50	Act. Volume Flow (m3/h)	171.4	171.4
51	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2122	-2122
52	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.314	1.314
53	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	134.7	134.7
54	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.460	2.460
55	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---
56	HV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---
57	HV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---
58	CO2 Loading	---	---
59	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---
60	CO2 App VLT Con (kgmole/kg)	---	---
61	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---
62	Phase Fraction (Vol. Basis)	0.0000	1.0000
Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433) Page 17 of 23 Licensed to: LEGENDS * Specified by user.			

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo tanque .hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23 16 12 2015	
<b>Material Stream: 14 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng-Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
12	Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	1.0000
13	Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	0.0000	1.0000
14	Mass Exergy (kJ/kg)	53.80	---
15	Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	---
16	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
17	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---
18	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	10.40	10.40
19	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	134.7	134.7
20	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4.136e+004	4.136e+004
21	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_60)	116.7	116.7
22	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.761e-002	4.761e-002
23	Z Factor	2.778e-002	2.778e-002
24	Watson K	13.65	13.65
25	User Property	---	---
26	Partial Pressure of H2S (kg/cm2)	0.0000	---
27	Cp(Cp - R)	1.066	1.066
28	Cp/Cv	1.475	1.475
29	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.991e+004	---
30	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2525	0.2525
31	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_60)	114.7	114.7
32	Liq. Vel. Flow (Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9
33	Liquid Fraction	1.000	1.000
34	Molar Volume (m3/kgmole)	9.796e-002	9.796e-002
35	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	363.7	---
36	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000
37	Surface Tension (dyne/cm)	10.28	10.28
38	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.488e-002	9.488e-002
39	Viscosity (cP)	0.1410	0.1410
40	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	126.4	126.4
41	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.308	2.308
42	Cv (kJ/kgmole-C)	91.28	91.28
43	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.688	1.688
44	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	87.06	87.06
45	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.591	1.591
46	Cp/Cv (Ent. Method)	1.547	1.547
47	Reid VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.140	6.140
48	True VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.434	6.434
49	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9
50	Viscosity Index	-32.34	---
<b>COMPOSITION</b>			
<b>Overall Phase</b>		Vapour Fraction 0.0000	
	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION
51	Ethane	0.8997	0.0004
52	Propane	290.9051	0.1663
53	Propene	218.3100	0.1248
54	i-Butane	135.3942	0.0774
55	n-Butane	812.7151	0.4646
56	n-2-Butene	31.4870	0.0180
57	MASS FLOW (kg/h)	21.0403	0.0002
58	MASS FRACTION	1.2828 0428	0.1340
59	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	9198.6178	0.0959
60	LIQUID VOLUME FRACTION	17.6342	0.1048
61		7688.6533	0.0622
62		14.0038	0.0932
63		80.9952	0.4814
64		2.9024	0.0172
Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433) Page 18 of 23 Licensed to: LEGENDS * Specified by user.			

**“INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO ”**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo tanque_hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:18:12 2015				
<b>Material Stream: 14 (continued)</b>						
		Fluid Package: Basis-1				
		Property Package: Peng-Robinson				
<b>COMPOSITION</b>						
<b>Overall Phase (continued)</b>						
			Vapour Fraction: 0.0000			
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
1-Butene	50.0294	0.0266	2007.0338	0.0293	4.7273	0.0281
i-Butene	47.9303	0.0274	2699.2562	0.0281	4.5366	0.0270
cis-2-Butene	22.7406	0.0130	1275.9244	0.0133	2.0384	0.0121
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	71.7204	0.0410	5174.7021	0.0540	8.3002	0.0483
n-Pentane	61.9245	0.0354	4467.9138	0.0467	7.0850	0.0422
n-Hexane	2.4490	0.0014	211.0489	0.0022	0.3185	0.0019
n-Heptane	1.0496	0.0006	105.1719	0.0011	0.1531	0.0009
13-Butadiene	2.0991	0.0012	113.5460	0.0012	0.1832	0.0011
Total	1749.4542	1.0000	95754.8715	1.0000	188.2650	1.0000
<b>Liquid Phase</b>				Phase Fraction: 1.000		
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethane	0.6897	0.0004	21.0403	0.0002	0.0582	0.0004
Propane	290.9051	0.1663	12626.0438	0.1340	25.3179	0.1505
Propene	218.3100	0.1248	8186.6179	0.0959	17.6342	0.1048
i-Butane	135.3942	0.0774	7889.6533	0.0822	14.0038	0.0832
n-Butane	812.7151	0.4648	47238.2547	0.4933	80.8852	0.4814
tr-2-Butene	31.4870	0.0180	1766.6646	0.0184	2.9024	0.0172
1-Butene	50.0294	0.0266	2007.0338	0.0293	4.7273	0.0281
i-Butene	47.9303	0.0274	2699.2562	0.0281	4.5366	0.0270
cis-2-Butene	22.7406	0.0130	1275.9244	0.0133	2.0384	0.0121
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	71.7204	0.0410	5174.7021	0.0540	8.3002	0.0483
n-Pentane	61.9245	0.0354	4467.9138	0.0467	7.0850	0.0422
n-Hexane	2.4490	0.0014	211.0489	0.0022	0.3185	0.0019
n-Heptane	1.0496	0.0006	105.1719	0.0011	0.1531	0.0009
13-Butadiene	2.0991	0.0012	113.5460	0.0012	0.1832	0.0011
Total	1749.4542	1.0000	95754.8715	1.0000	188.2650	1.0000
<b>K VALUE</b>						
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY			
Ethane	0.0000	0.0000	---			
Propane	0.0000	0.0000	---			
Propene	0.0000	0.0000	---			
i-Butane	0.0000	0.0000	---			
n-Butane	0.0000	0.0000	---			
tr-2-Butene	0.0000	0.0000	---			
1-Butene	0.0000	0.0000	---			
i-Butene	0.0000	0.0000	---			
cis-2-Butene	0.0000	0.0000	---			
Cyclopentane	---	---	---			
i-Pentane	0.0000	0.0000	---			
n-Pentane	0.0000	0.0000	---			
n-Hexane	0.0000	0.0000	---			
n-Heptane	0.0000	0.0000	---			
13-Butadiene	0.0000	0.0000	---			

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C NOR Recibo tanque_hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:16:12 2015	
<b>Material Stream: 14 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>UNIT OPERATIONS</b>			
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION	
Pump:	P-100	Pipe Segment	PIPE-107
<b>UTILITIES</b>			
(No utilities reference this stream)			
<b>PROCESS UTILITY</b>			
<b>DYNAMICS</b>			
Pressure Specification	(Inactive)	7.225 kg/cm2	
Flow Specification	(Inactive)	Molar	1749 kgmole/h
		Mass:	9.575e+004 kg/h
		Std Ideal Liq Volume:	188.3 m3/h
<b>User Variables</b>			
<b>NOTES</b>			
<b>Description</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>Material Stream: 15</b>			
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature	27.61	27.61	
Pressure	10.08	10.08	
Molar Flow	1749	1749	
Mass Flow	9.575e+004	9.575e+004	
Std Ideal Liq Vol Flow	188.3	188.3	
Molar Enthalpy	-1.161e+005	-1.161e+005	
Molar Entropy	71.97	71.97	
Heat Flow	-2.032e+008	-2.032e+008	
Liq Vol Flow @Std Cond	188.9 *		
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Heat Capacity[B_Oil]	0.0000	---	
Mass Density[B_Oil]	0.0000	---	
Mass Flow Rate[B_Oil]	0.0000	-0.0000	
Mass Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
Viscosity[B_Oil]	0.0000	---	
Vol. Fraction[B_Oil]	0.0000	---	
Visc. Coeff. A[B_Oil]	0.0000	---	
Visc. Coeff. B[B_Oil]	0.0000	---	
Volumetric Flow[B_Oil]	-1.#E+000	0.0000	
Solution GOR[B_Oil]	0.0000	---	
Oil Formation Volume Factor[B_Oil]	0.0000	---	
Molecular Weight	54.73	54.73	
Molar Density	10.21	10.21	

**"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "**

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR.Recibo. tanque. hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:18:12 2015	
<b>Material Stream: 15 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
12	Mass Density (kg/m3)	568.9	568.9
13	Act. Volume Flow (m3/h)	171.3	171.3
14	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2122	-2122
15	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.315	1.315
16	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	134.5	134.5
17	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.457	2.457
18	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---
19	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---
20	HV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---
21	CO2 Loading	---	---
22	CO2 App ML Con (lgmole/m3)	---	---
23	CO2 App VVT Con (lgmole/kg)	---	---
24	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---
25	Phase Fraction (Vol. Basis)	0.0000	1.0000
26	Phase Fraction (Mass Basis)	0.0000	1.0000
27	Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	0.0000	1.0000
28	Mass Energy (kJ/kg)	94.28	---
29	Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	---
30	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
31	Act. Gas Flow (ACT, m3/h)	---	---
32	Avg. Liq. Density (lgmole/m3)	10.40	10.40
33	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	134.5	134.5
34	Std. Gas Flow (STD, m3/h)	4.138e+004	4.138e+004
35	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_60)	116.7	116.7
36	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.759e-002	4.759e-002
37	Z Factor	3.888e-002	3.888e-002
38	Watson K	13.65	13.65
39	User Property	---	---
40	Partial Pressure of H2S (kg/cm2)	0.0000	---
41	Cp(I(Cp - R))	1.066	1.066
42	Cp(I Cv)	1.473	1.473
43	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.872e+004	---
44	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2520	0.2520
45	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_60)	114.7	114.7
46	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9
47	Liquid Fraction	1.0000	1.0000
48	Molar Volume (m3/kgmole)	9.793e-002	9.793e-002
49	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	342.0	---
50	Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	1.0000
51	Surface Tension (dyne/cm)	10.25	10.25
52	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.478e-002	9.478e-002
53	Viscosity (cP)	0.1408	0.1408
54	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	126.2	126.2
55	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.308	2.308
56	Cv (kJ/kgmole-C)	91.33	91.33
57	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.669	1.669
58	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	80.92	80.92
59	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.478	1.478
60	Cp(I Cv (Ent. Method)	1.662	1.662
61	Reid VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.140	6.140
62	True VP at 37.8 C (kg/cm2)	6.434	6.434
Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433) Page 21 of 23 Licensed to: LEGENDS		* Specified by user	

 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C.NOR.Recibo. tanque. hsc Unit Set: s2ea Date/Time: Sun Aug 23 23:16:12 2015	
<b>Material Stream: 15 (continued)</b>			
		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
12	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	166.9	166.9
13	Viscosity Index	-32.38	---
<b>COMPOSITION</b>			
<b>Overall Phase</b>			Vapour Fraction: 0.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)
20	Ethane	0.6997	21.0403
21	Propane	260.9051	12628.0438
22	Propene	218.3100	9186.6179
23	i-Butane	136.3942	7869.6533
24	n-Butane	812.7151	47238.2547
25	is2-Butene	31.4870	1766.6646
26	n-Butene	50.0294	2807.0338
27	i-Butene	47.9303	2689.2582
28	cis2-Butene	22.7408	1275.9244
29	Cyclopentane	0.0000	0.0000
30	n-Pentane	71.7204	5174.7021
31	n-Pentane	61.9245	4467.9136
32	n-Hexane	2.4490	211.0489
33	n-Heptane	1.0496	105.1719
34	1,3-Butadiene	2.0891	113.5460
35	Total	1748.4542	95754.8715
<b>Liquid Phase</b>			Phase Fraction: 1.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)
40	Ethane	0.6997	21.0403
41	Propane	260.9051	12628.0438
42	Propene	218.3100	9186.6179
43	i-Butane	136.3942	7869.6533
44	n-Butane	812.7151	47238.2547
45	is2-Butene	31.4870	1766.6646
46	n-Butene	50.0294	2807.0338
47	i-Butene	47.9303	2689.2582
48	cis2-Butene	22.7408	1275.9244
49	Cyclopentane	0.0000	0.0000
50	n-Pentane	71.7204	5174.7021
51	n-Pentane	61.9245	4467.9136
52	n-Hexane	2.4490	211.0489
53	n-Heptane	1.0496	105.1719
54	1,3-Butadiene	2.0891	113.5460
55	Total	1748.4542	95754.8715
<b>K VALUE</b>			
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
56	Ethane	0.0000	0.0000
57	Propane	0.0000	0.0000
58	Propene	0.0000	0.0000
59	i-Butane	0.0000	0.0000
Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433) Page 22 of 23 Licensed to: LEGENDS		* Specified by user	

"INTEGRACIÓN DE UN PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA LA ADECUACIÓN DE INSTALACIONES PARA EL MANEJO SEGURO DEL GAS LP EN UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REPARTO "

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: C-NOR-Recibo_tanque_hsc	
2			Unit Set: g2ea	
3			Date/Time: Sun Aug 23 23:16:12 2015	
4				
5				
6	<b>Material Stream: 15 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
7			Property Package: Peng-Robinson	
8				
9	<b>K VALUE</b>			
10				
11	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
12	n-Butane	0.0000	0.0000	---
13	tr2-Butene	0.0000	0.0000	---
14	1-Butene	0.0000	0.0000	---
15	i-Butene	0.0000	0.0000	---
16	cis2-Butene	0.0000	0.0000	---
17	Cyclopentane	---	---	---
18	i-Pentane	0.0000	0.0000	---
19	n-Pentane	0.0000	0.0000	---
20	n-Hexane	0.0000	0.0000	---
21	n-Heptane	0.0000	0.0000	---
22	1,3-Butadiene	0.0000	0.0000	---
23	<b>UNIT OPERATIONS</b>			
24				
25	FEED TO	PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION
26	Mixer: MIX-100	Pipe Segment	PIPE-108	
27	<b>UTILITIES</b>			
28	( No utilities reference this stream.)			
29				
30	<b>PROCESS UTILITY</b>			
31				
32				
33	<b>DYNAMICS</b>			
34				
35	Pressure Specification	(Inactive)	10.08 kg/cm2	
36	Flow Specification	(Inactive)	Molar: 1749 kgmole/h	Mass: 9.575e+004 kgh
37				Std Ideal Liq Volume: 168.3 m3/h
38	<b>User Variables</b>			
39				
40	<b>NOTES</b>			
41				
42	<b>Description</b>			
43				
44				
45				
46				
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58				
59				
60				
61				
62				
63	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)	Page 23 of 23

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user

## **ANEXO B MEMORIAS DE CÁLCULO DEL SISTEMA CONTRAINCENDIO**

Este documentó tiene como fin:

- Dimensionar el sistema de inyección de agua contra incendio al fondo de las esferas para los tanques esféricos de amortiguamiento. Determinando las condiciones necesarias para llevar a cabo la inyección de agua contra incendio en el fondo de los tanques de amortiguamiento TE-301/1104 de 10,000 y 20,000 barriles respectivamente.
- Determinar el número de aspersores necesarios en las áreas de: recibo, tanques esféricos, casa de bombas y llenaderas
- Determinar los requerimientos de flujo y diámetros.

## Memoria Cálculo Inyección Agua CI a Fondo de Esferas

### Determinación de la presión mínima requerida en la inyección de agua CI

A continuación se estiman los requerimientos para la inyección de agua contraincendio al fondo de los tanques esféricos.

- *Altura máxima de gas LP en los tanques*

Las capacidades de máximas de almacenamiento se determinan con la siguiente relación:

$$V_{MAX} = V_T * \left( \frac{\%MAX}{100} \right)$$

*Ecuación 16 Ecuación de volumen máximo*

En donde:

$V_{MAX}$  = Volumen de operación máximo de gas LP (m<sup>3</sup>)

$V_T$  = Volumen total del tanque (m<sup>3</sup>)

% MAX = Porcentaje máximo de llenado del tanque

Teniendo el volumen máximo de operación, se puede determinar la altura que tiene el gas LP almacenado, dicha relación está definida con la siguiente ecuación:

$$V_{MAX} = (\pi * R * h^2) - \left( \frac{\pi * h^3}{3} \right)$$

*Ecuación 17 Calculo para la altura*

En donde:

R = Radio máximo del tanque esférico (m)

h = Altura del gas LP en el tanque esférico (m)

Se utilizó solve para encontrar la altura del tanque con el volumen del 80% de capacidad de la siguiente ecuación:

$$0 = (\pi * R * h^2) - \left( \frac{\pi * h^3}{3} \right) - V_{MAX}$$

*Ecuación 18 Obtención de altura a 80%*

Los resultados de altura del gas LP en el tanque al 80% de su capacidad y las dimensiones de los tanques esféricos se muestran a continuación:

Tabla 46 Alturas de los tanques esféricos TE-301/1104 al 80% de su capacidad

TANQUE	CAPACIDAD DEL TANQUE b (m <sup>3</sup> )	RADIO DE LA ESFERA ft (m)	80 % DE CAPACIDAD TANQUE b (m <sup>3</sup> )	ALTURA DEL GAS LP EN EL TANQUE ft (m)
TE-1104	20 000 (3 180)	29.92 (9.12)	16 000 (2 544)	42.69 (13.01)
TE-301	10 000 (1 590)	23.75 (7.24)	8 000 (1 272)	33.85 (10.32)

- *Presión mínima requerida para la inyección de agua CI en el fondo de la esfera*

La presión mínima que se requiere para la inyección de agua CI en el fondo de cada esfera es la que debe vencer la presión que ejerce el gas dentro del tanque, la presión hidrostática de la columna del gas LP del 80 % de la capacidad del tanque y la presión de la columna de agua que se genere al ser inyectada el agua CI. Por lo que la presión requerida se obtiene con la siguiente relación:

$$P_{min} = P_{gas} + P_{hgl} + P_{hagua}$$

$$P_{hgl} = h_{gl} * \rho_{gasl}$$

$$P_{hagua} = h_{agua} * \rho_{agua}$$

*Ecuación 19 Obtención de presión mínima*

Dónde:

$P_{min}$  = Presión mínima requerida en la inyección de agua CI en el fondo de esfera (kg/cm<sup>2</sup>)

$P_{gas}$  = Presión ejercida por la fase gaseosa del gas LP (kg/cm<sup>2</sup>)

$P_{hgl}$  = Presión hidrostática del fase líquida del gas LP (kg/cm<sup>2</sup>)

$P_{hagua}$  = Presión hidrostática del agua CI dentro del tanque (kg/cm<sup>2</sup>)

$h_{gl}$  = Altura de la fase líquida del gas LP (m)

$\rho_{gasl}$  = Densidad de la fase líquida del gas LP = 540 (kg/m<sup>3</sup>)

$h_{agua}$  = Altura del agua CI dentro de la esfera (m)

$\rho_{agua}$  = Densidad del agua CI dentro de la esfera = 1 000 (kg/m<sup>3</sup>)

#### Determinación del flujo máximo en la toma de inyección de agua a fondo de esferas

La alimentación de agua a fondo de esferas, en caso de fuga en las boquillas inferiores, se conectará con una toma para manguera de 2 ½ “D.N. El flujo máximo que puede operar esta línea es de 2 980.23 GPM, considerando una velocidad recomendada de 20 ft/s para agua contraincendio dentro de una tubería.

## Sistema de Aspersión en Área de Recibo.

### Longitud de cobertura de las boquillas

La longitud de cobertura del aspersor es de la siguiente manera:

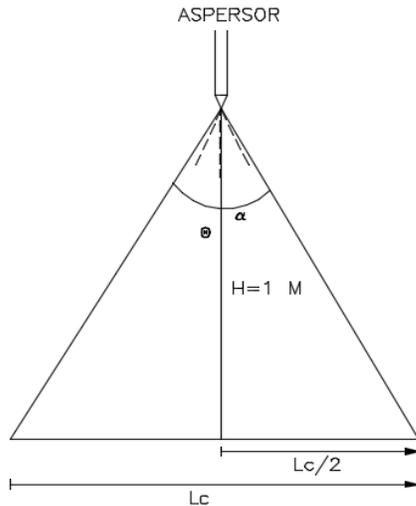


Ilustración 25 Geometría del aspersor

$$\tan \theta = \frac{\frac{Lc}{2}}{H}$$

Ecuación 20 Identidad trigonométrica

$$Lc = 2 * (\tan \theta * H) - T$$

Ecuación 21 Cálculo de longitud de Cobertura

Dónde:

Angulo mínimo de apertura de la boquilla de acuerdo a la norma debe ser de 46° de acuerdo al proveedor la boquilla de aspersión es de  $\Theta = 62^\circ$  por lo tanto:  $\alpha = 31^\circ$

$H$ = Altura entre las boquillas y la tubería del patín de medición (m)

$Lc$ = Longitud de cobertura (m).

$T$ = traslape mínimo (m) igual a 0.15 m (conforme a norma)

Considerando datos de proveedor para un ángulo de apertura de 62°. Se obtiene como resultado una longitud de cobertura de 1.05 m por boquilla de aspersión.

### Número de boquillas

El número de boquillas se obtiene a partir de la división del área del patín entre el área ocupada de cada aspersor

$$N_B = \frac{A_P}{A_C}$$

Ecuación 22 Número de Boquillas

Donde:

$N_B$ = Número de boquillas

$A_P$ = Área del patín de medición (42.5 m<sup>2</sup>)

$A_C$ = Área de longitud de apertura por boquilla (0.87 m<sup>2</sup>)

### Gasto total de agua de aspersión

Para calcular el gasto se utilizó catálogo de proveedor. Se consideran dos boquillas de aspersión de **1 pulg** de diámetro, con un ángulo de cobertura de 62° y un flujo de **80 Lpm (21 gpm)** a una presión de **5.62 kg/cm<sup>2</sup> (80 lb/pulg<sup>2</sup>)**.

### Diámetro de alimentación de las boquillas, diámetro del anillo de aspersión, diámetro en cabezal principal.

Para la obtención de los diámetros del anillo de aspersión, cabezal principal del sistema de aspersión y la alimentación de las boquillas en el patín de medición, se utiliza la velocidad recomendada y la siguiente ecuación

$$D = 12 \frac{in}{ft} * \left( \frac{4 * Q_R * N_{BR} * 0.0022 \frac{ft^3/s}{GPM}}{\pi * V_{max}} \right)^{1/2}$$

*Ecuación 23 Calculo del diámetro del anillo de aspersión*

$$D = 12 \frac{in}{ft} * \left( \frac{4 * Q_P * 0.0022 \frac{ft^3/s}{GPM}}{\pi * V_{max}} \right)^{1/2}$$

*Ecuación 24 Calculo del diámetro de tubería en cabezal principal*

D= diámetro del ramal (in)

$Q_R$ = gasto proporcionado por aspersor según el fabricante (21 GPM)

$Q_P$ = gasto total de todos los aspersores del patín de medición (GPM)

$N_{BR}$ =Numero de boquillas por anillo

$V_{max}$  =Velocidad máxima recomendada de 20 ft/s por la norma NRF-016-PEMEX-2010

## **Sistema de Aspersión Tanques Esféricos TE-1104 y TE-301**

### Determinación del área de los tanques esféricos a proteger

Se determinó las dimensiones de las esferas TE-1104 y TE-301, como es el diámetro, radio y el área perimetral partiendo del volumen, siendo de 10 000 y 20 000 barriles respectivamente, los resultados se muestran a continuación, utilizando las siguientes relaciones:

$$V = \frac{4}{3} \pi r^3$$

*Ecuación 25 Volumen de una esfera*

$$A_p = 4 \pi r^2$$

*Ecuación 26 Área perimetral de una esfera*

En donde:

V = volumen de la esfera [ft<sup>3</sup> (m<sup>3</sup>)]

r = radio de la esfera [ft (m)]

A<sub>p</sub> = área perimetral de la esfera [ft<sup>2</sup> (m<sup>2</sup>)]

*Tabla 47 Dimensiones de los tanques esféricos TE-301/1104*

TANQUE	CAPACIDAD DEL TANQUE b (m <sup>3</sup> )	RADIO DE LA ESFERA ft (m)	DIÁMETRO DE LA ESFERA ft (m)	ÁREA PERIMETRAL ft <sup>2</sup> (m <sup>2</sup> )
TE-1104	20 000 (3 180)	29.92 (9.12)	59.84 (18.24)	11 250.80 (1 045.77)
TE-301	10 000 (1 590)	23.75 (7.24)	47.50 (14.48)	7 087.56 (658.79)

*Requerimiento mínimo de agua CI teórica para protección de las esferas*

El flujo de agua CI que requiere cada una de las esferas es función del área perimetral y la densidad mínima de aplicación conforme a la norma que es de 10.2 Lpm/m<sup>2</sup> (NRF-015-PEMEX-2012), por lo que el flujo mínimo requerido se obtiene con la siguiente relación:

$$Q_T = (A_p * D_A)$$

*Ecuación 27 Flujo mínimo requerido*

Dónde:

Q<sub>T</sub> = flujo mínimo requerido [GPM (Lpm)]

D<sub>A</sub> = densidad de aplicación [Lpm/m<sup>2</sup>]

Considerando el valor de densidad de aplicación reportado de la norma y las dimensiones de las esferas se obtuvo el valor del flujo de agua contraincendio requerido para el enfriamiento de las esferas, reportado a continuación:

Tabla 48 Flujo de agua de enfriamiento requerido para los tanques esféricos TE-301/1104

TANQUE	CAPACIDAD DEL TANQUE b (m <sup>3</sup> )	ÁREA PERIMETRAL ft <sup>2</sup> (m <sup>2</sup> )	FLUJO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO GPM (Lpm)
TE-1104	20 000 (3 180)	11 250.80 (1 045.77)	30 264.64 (10 666.84)
TE-301	10 000 (1 590)	7 087.56 (658.79)	19 065.53 (6 719.69)

Cálculo de longitud de cobertura de acuerdo a datos de proveedor

El número de boquillas aspersores por anillo, se determina dividiendo el perímetro del anillo entre la longitud de cobertura que proporciona la esprea, considerando un traslape mínimo de 15% entre aspersor y aspersor.

La longitud de cobertura es función del ángulo de apertura, la distancia entre de la pared de la esfera y la boquilla, como se muestra en la siguiente ecuación:

$$L_c = 2 * \left( \tan \left( \frac{\theta}{2} \right) * H \right)$$

*Ecuación 28 Longitud de cobertura del aspersor*

Dónde:

$L_c$  = longitud de cobertura por esprea [ft (m)].

$H$  = longitud de espaciamento entre la pared y la esprea [ft (m)].

$\theta$  = ángulo de apertura de boquilla

Considerando datos de proveedor para un ángulo de apertura de 94° y un espaciamento de 0.8 m. Se obtiene como resultado una longitud de cobertura de 1.71 m por boquilla de aspersión.

Cálculo del número de anillos

Para la ubicación de los anillos para el cuerpo de la esfera no se consideran los anillos superior e inferior.

El número de anillos se calcula con la relación entre la altura dl tanque esférico y una separación máxima de 3.66 m entre anillos conforme a norma NRF-015-PEMEX-2012.

$$NA = \frac{H}{E_{an}}$$

*Ecuación 29 Numero de anillos*

Donde:

NA = número de anillos

H= altura del tanque esférico [m]

Ean = espacio entre anillos = 3.66 [m]

Los resultados se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 49 Numero de anillos a partir de la altura efectiva tanques esféricos TE-301/1104

TANQUE	DIÁMETRO DE LA ESFERA ft (m)	NÚMERO DE ANILLOS
TE-1104	59.84 (18.24)	4.98 = 5
TE-301	47.50 (14.48)	3.95 = 4

Conociendo el número de anillos y conforme a la norma NRF-015-PEMEX-2012 las distancias a las que se encuentran los anillos en las esferas se muestran a continuación:

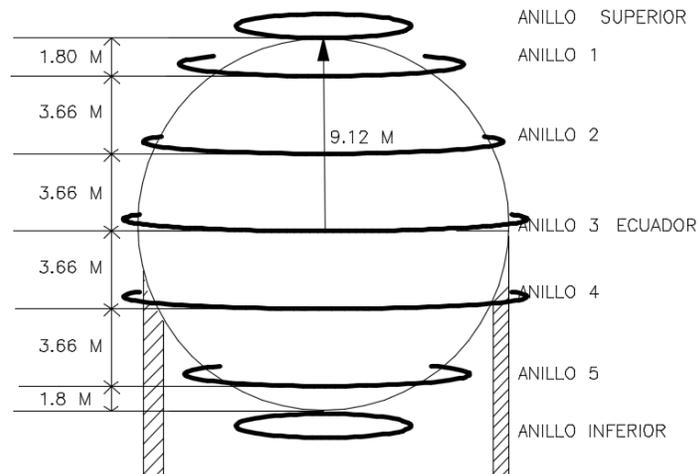


Ilustración 26 Arreglo de anillos de enfriamiento para el tanque TE-1104

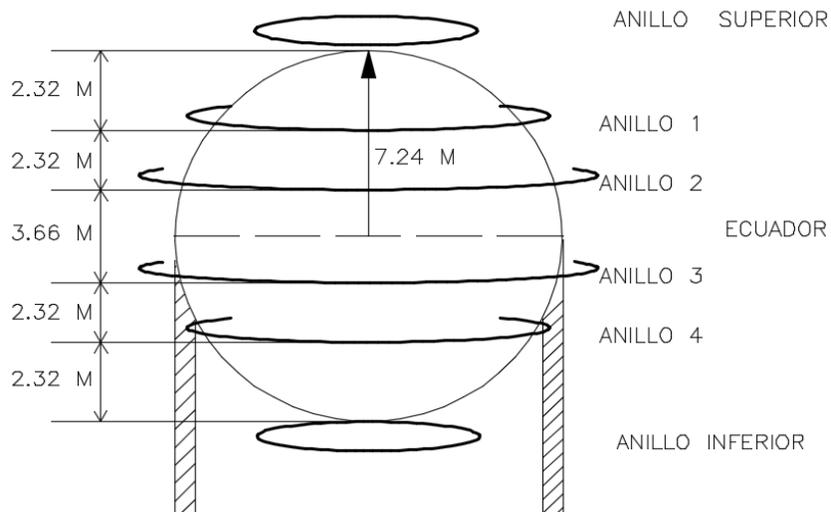


Ilustración 27 Arreglo de anillos de enfriamiento para el tanque TE-301

El anillo superior debe de tener ocho boquillas como mínimo y el anillo inferior debe tener como mínimo cuatro boquillas de aspersion, de acuerdo a la norma NRF-015-PEMEX-2012.

#### Número de boquillas por anillo

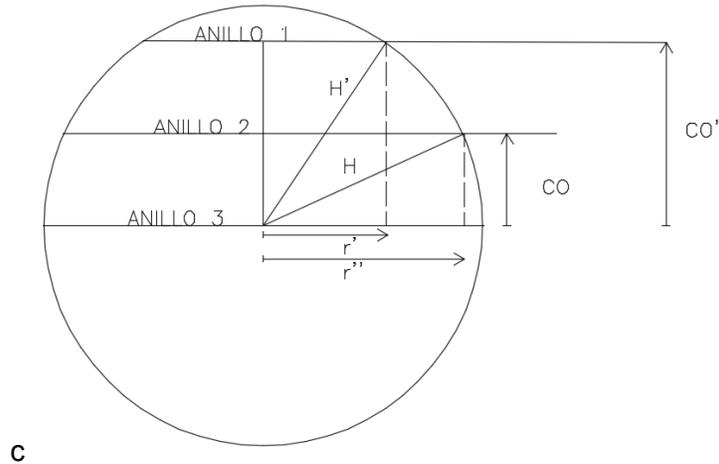
Los anillos tienen diferente área por cubrir dependiendo de la distancia que se encuentre del ecuador, por lo que se requiere diferente cantidad de boquillas en cada anillo.

Conociendo las dimensiones de la esfera y la ubicación de los anillos, calcularemos el área total a proteger

Para la obtención del radio de la esfera que debe cubrir cada anillo a sus diferentes alturas, se utilizó la siguiente relación:

$$r = \sqrt{H^2 - CO^2}$$

*Ecuación 30 Obtención del radio*



*Ilustración 28 Dimensiones en cada anillo*

Dónde:

CO = altura del casquete con respecto al ecuador de la esfera [ft (m)].

H = radio de la esfera [ft (m)].

r = radio del segmento del casquete esférico a proteger [ft (m)].

Una vez que se tiene el radio se determina el perímetro a cubrir por las boquillas de aspersión.

$$P_A = 2 r \pi$$

*Ecuación 31 Perímetro del anillo*

El número de boquillas aspersoras, se determina dividiendo el perímetro del anillo entre la longitud de cobertura que proporciona la esprea, considerando un traslape mínimo de 15% entre esprea y espera.

$$N_B = \frac{P_A}{L_C - 0.15}$$

*Ecuación 32 Numero de boquillas*

El flujo de agua por anillo se obtiene sumando los gastos agua que maneja cada boquilla (31 GPM de acuerdo a datos de proveedor) que conforman el anillo de enfriamiento. Los resultados se presentan en las siguientes tablas:

*Selección del diámetro de tuberías del anillo y alimentación a espreas*

La selección del diámetro de la tubería debe cumplir con la velocidad

Se considera en el diseño de tubería de agua CI una velocidad máxima de 6.09 m/s (20 ft/s) conforme a norma NRF-015-PEMEX-2012 para el sistema de aspersión.

$$D = 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}} * \left( \frac{4 * Q_p * 0.0022 \frac{\text{ft}^3/\text{s}}{\text{GPM}}}{\pi * V_{\text{max}}} \right)^{1/2}$$

*Ilustración 29 Calculo del diámetro de tubería*

D= diámetro del ramal (in)

Q<sub>p</sub>= gasto total de todos los

V<sub>max</sub> =Velocidad máxima recomendada de 20 ft/s por la norma NRF-016-PEMEX-2010

### **Sistema de Aspersión Área de Casa de Bombas.**

#### Número de boquillas

De acuerdo a lo recomendado en la norma NRF-016-PEMEX-2010, se deberá contar con por lo menos **dos boquillas** colocadas en sentido opuesto para cada sello mecánico. Las boquillas usadas deben ser de cono lleno de 1pulg de diámetro, con un ángulo de 62° cobertura y un flujo de 84 Lpm (22 gpm) a una presión de descarga mínima de 4,08 kg/cm<sup>2</sup> (60 lb/pulg<sup>2</sup>), con orificio de 8,3 mm (0,328 pulg), las boquillas deben localizarse entre 0,60 y 0,90 m del sello mecánico.

Utilizando catálogos de proveedores, se consideran dos boquillas de aspersión de **1 pulg** de diámetro, con un ángulo de cobertura de 62° y un flujo de **80 Lpm (21 gpm)** a una presión de **5.62 kg/cm<sup>2</sup> (80 lb/pulg<sup>2</sup>)**.

#### Gasto total de agua de aspersión en bombas de gas LP

En la TAR Tierra Blanca se cuenta con 3 bombas de gas LP con un sello mecánico cada una, en la siguiente tabla se muestran los flujos de agua contraincendio para el sistema de aspersión de bombas.

#### Diámetro de tubería del cabezal de distribución al sistema de aspersión

La velocidad máxima de flujo permitida dentro de las tuberías de los sistemas de aspersión para agua dulce, debe ser de 6,09 m/s (20 pie/s) y un diámetro mínimo de tubería 2 pulg.

#### Diámetro de línea de alimentación a boquillas de aspersión

De acuerdo a la normatividad, los diámetros de alimentación a boquillas no deben ser menores a 1", por lo tanto:

## Sistema de Aspersión Área de Llenaderas

### Cálculo del ángulo de apertura de las boquillas

Para obtener el ángulo de apertura de la boquilla podemos apoyarnos en la siguiente figura y considerándolo siguiente:

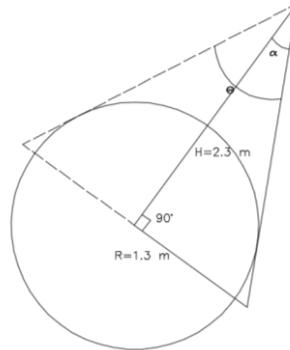


Ilustración 30 Representación geométrica del autotanque

Dónde:

R= Es el radio del tanque más una distancia de seguridad para asegurar el traslape de los conos en (m).

d= Es la distancia del centro del autotanque a la boquilla

$\theta = 2\alpha$ : es el ángulo de apertura de la boquilla

Conociendo que el diámetro del autotanque es de 2.3 m y que se requiere un traslape de 15 cm entre los conos, podemos considerar que  $R=1.3$  m.

El valor de d se obtiene sumando el radio del autotanque más 1.2 m de la pared del tanque a la boquilla para librar el rompe vientos de la cabina del tractor, por lo tanto  $d=2.3$  m

El ángulo de apertura de la boquilla o podemos obtener utilizando la función tangente para relacionar R con d.

$$\text{Tang}\alpha = \frac{R}{d}$$

Ecuación 33 Identidad trigonométrica

Despejando  $\alpha$ :

$$\alpha = \text{arcTang}\left(\frac{R}{d}\right)$$

Ecuación 34 Cálculo de  $\alpha$

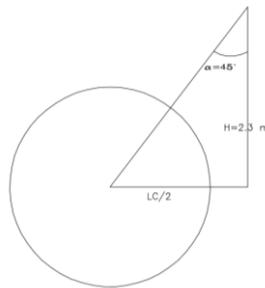
$$\theta = 2\alpha$$

Sustituyendo valores el ángulo de apertura es de  $60^\circ$

Por lo tanto a fin de asegurar la cobertura total del tanque que el traslape entre boquillas no sea menor de 15 cm, el ángulo mínimo de apertura se puede considerar de  $70^\circ$ .

#### Cálculo del ancho del anillo de aspersión.

Apoyándonos en la siguiente figura, podemos obtener el ancho mínimo del anillo de aspersión, a fin de respetar las distancias entre las boquillas y la pared del tanque. Por lo tanto:



*Ecuación 35 Calculo del ancho del anillo de aspersión*

Donde

$\alpha =$  es un ángulo de  $45^\circ$

A= ancho mínimo del anillo de aspersión

Utilizando la función seno, podemos obtener el ancho mínimo del anillo con la siguiente expresión:

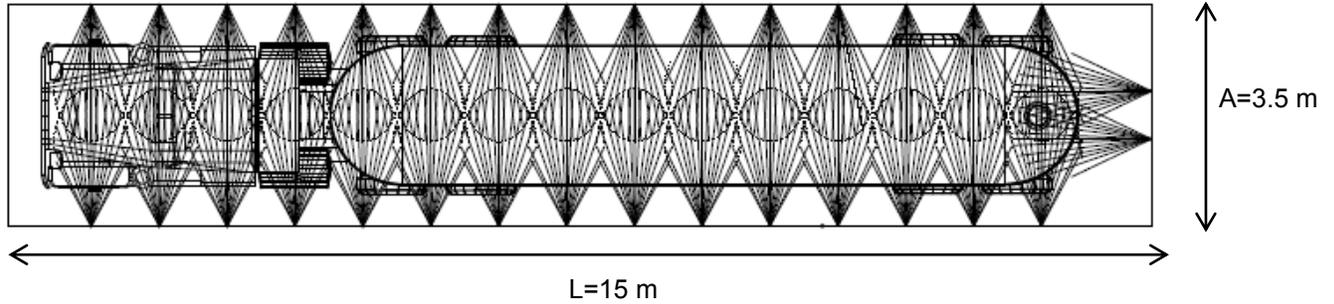
$$A = 2 * h * \text{sen } \alpha$$

*Ecuación 36 Calculo del ancho del anillo*

Basados en la relación anterior, el ancho mínimo del anillo de aspersión es de 3.25m; las llenaderas tienen un espacio de 3.5 m para el paso del autotanque, este último se puede utilizar como ancho del anillo.

#### Largo del anillo de aspersión

El largo aproximado del autotanque es de 12.58 m para una capacidad de 53100 Litros más la distancia de la cabina de 2.49 m, por lo que se tiene una distancia total del autotanque de 15 m de largo.



Cálculo de la longitud de cobertura a lo largo del auto tanque

La longitud de cobertura de la boquilla se puede obtener mediante la siguiente expresión:

$$L_c = 2 * \left( \tan \left( \frac{\theta}{2} \right) * L_s \right) - T$$

*Ecuación 37 Calculo de longitud de cobertura*

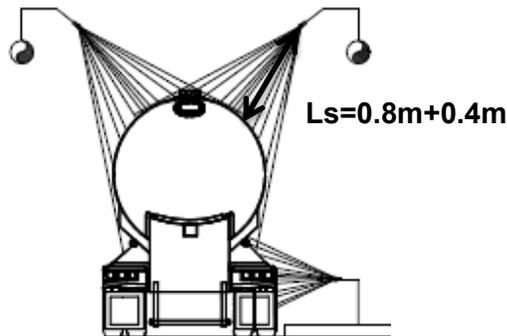
Dónde:

Lc= Longitud de cobertura (m)

Ls= es la distancia de la esprea al auto tanque (m)

θ= ángulo de apertura

T= traslape mínimo (m) igual a 0.15 m (conforme a norma)



*Ilustración 31 Longitud hacia autotank*

Considerando un ángulo mínimo de apertura de 70°, de catálogo de proveedores el ángulo más aproximado es de 82° a una presión de 80 lb/in<sup>2</sup>, por lo que da una longitud de cobertura de 1.94 m

Numero de boquillas

Dividiendo el largo del anillo (15m) entre la longitud de cobertura (1.94m) se obtiene que se requieren 8 de boquillas de cada lado de autotank; mas 2 boquillas para mojar la tapa trasera y una para las válvulas de carga y descarga del autotank. Por lo tanto se requiere de 19 boquillas en total por cada isla de llenado.

Estimado gasto de agua por boquilla de aspersión

De catálogo de proveedores para un ángulo de 82° a 80 lb/in<sup>2</sup> y boquillas de 1” de diámetro el gasto manejado es de 25 gpm (94.64 Lpm).

**Diámetro y velocidad en líneas del sistema de aspersión**

Para la obtención de los diámetros del ramal de tubería y cabezal principal del sistema de aspersión en el patín de medición, se utiliza la velocidad recomendada y la siguiente ecuación

$$D = 12 \frac{in}{ft} * \left( \frac{4 * Q_p * 0.0022 \frac{ft^3/s}{GPM}}{\pi * V_{max}} \right)^{1/2}$$

*Ecuación 38 Calculo del diámetro de tubería*

D= diámetro del ramal (in)

Q<sub>p</sub>= gasto total de las líneas de aspersión (gpm)

V<sub>max</sub> =Velocidad máxima recomendada de 20 ft/s por la norma NRF-016-PEMEX-2010

## **ANEXO C DIAGRAMA DE SIMBOLOGÍA**

En este plano se enlistan los equipos de la unidad de proceso, así como los diagramas de Proceso y de servicios auxiliares que integran el paquete de Ingeniería Básica del proyecto, anotándose los códigos de servicio de tuberías y de drenajes. Además se presenta la simbología de válvulas y accesorios en tuberías y la simbología de instrumentos, indicándose los elementos de medición y las notas generales que aplican en los diagramas de Proceso y servicios del proyecto

## ABREVIATURAS

CA CAS: Número asignado por la Chemical Abstracts Service.

UN: Número asignado por la Organización de las Naciones Unidas

LMPE-PPT: Límite Máximo Permisible de Exposición Promedio Ponderada en el Tiempo (TWA, siglas en inglés).

LMPE-CT: Límite Máximo Permisible de Exposición de Corto Tiempo (STEL, en inglés).

PPM: partes por millón

IPVS: Inmediatamente Peligroso para la Vida y la Salud. (IDLH, siglas en inglés).

ANSI: American National Standards Institute (Instituto Nacional Americano de Estándares).

NFPA.: National Fire Protection Association (Asociación Nacional de Protección Contra incendios).

SIMCOT: Sistema Integral de Medición, Control y Operación de Terminales.

GPM: Galones Por Minuto

BHP: Barriles por hora.

Lpm: litros por minuto

lb/pulg<sup>2</sup>: libras por pulgada cuadrada.

kg/cm<sup>2</sup>: Kilogramo por centímetro cuadrado.

Lpm/m<sup>2</sup>: litros por minuto por metro cuadrado

gpm/ft<sup>2</sup>: Galones por minuto por pie cuadrado.

## **BIBLIOGRAFÍA**

1. CRANE, (1989) *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías*", México. Ed. McGraw Hill.
2. Barderas, M. C. (2007). *Problemas de flujo de fluidos*. México. Ed. Limusa Noriega Editores.
3. López Sopeña, J.E. (2001) Manual de instalaciones de GLP, CEPESA.
4. McNaughton, J.K. (1989). *Bombas selección, uso y mantenimiento*. México: Mc GRAW HILL.
5. Saldarriaga Juan G (1998), *Hidráulica de tuberías*, Mc Graw Hill México.
6. NFPA. (2001). NFPA 15. Norma para sistemas fijos aspersores de agua para protección contraincendio
7. NFPA. (2007). *NFPA 20. Norma para la instalación de bombas estacionarias de protección contraincendios*.
8. NRF-015-PEMEX-2012 (2012). *Protección de área y tanques de almacenamiento de productos inflamables y combustibles*.
9. NRF-016-PEMEX-2010 (2010) *Diseño de redes contraincendio (instalaciones terrestres)*
10. DG-GPASI-3600. *Norma para el diseño y construcción de redes de agua contraincendio en centros de trabajo de PEMEX Refinación*.
11. DG-GPASI-3610. *Norma de seguridad y contraincendio para tanques de almacenamiento de productos inflamables y combustibles de PEMEX Refinación*.
12. NRF-032-PEMEX-2012 (2012) *Sistemas de tubería en plantas industriales - diseño y especificaciones de materiales*.

13. NRF-184-PEMEX-2013 (2013) *Sistema de Gas y Fuego: CEP.*
14. NRF-205-PEMEX-2014 (2014) *Sistema de gas y fuego tableros de seguridad.*
15. NRF-210-PEMEX-2013 (2013) *Sistemas de Gas y Fuego: Detección y Alarma.*
16. Spray Systems Co. Catálogo general: Industrial Hydraulic spray products, USA (2015).
17. CEPESA, *Manual de instalaciones de GLP.* (2001).
18. GRUNDFOS, *Catálogo de bombas contraincendio,* México (2009).
19. VIKING. *Manual del usuario sistema de diluvio,* USA (2000)