



**Universidad Nacional Mayor de San Marcos**  
Universidad del Perú. Decana de América  
Facultad de Ciencias Físicas  
Escuela Profesional de Ingeniería Mecánica de Fluidos

**Análisis del funcionamiento teórico de la red de  
incendios de una planta envasadora de GLP  
considerando modificación del sistema de diluvio**

**MONOGRAFÍA TÉCNICA**

Para optar el Título Profesional de Ingeniero Mecánico de Fluidos

**AUTOR**

Carlos Daniel FLORES BENGOLEA

Lima, Perú

2022



Reconocimiento - No Comercial - Compartir Igual - Sin restricciones adicionales

<https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/>

Usted puede distribuir, remezclar, retocar, y crear a partir del documento original de modo no comercial, siempre y cuando se dé crédito al autor del documento y se licencien las nuevas creaciones bajo las mismas condiciones. No se permite aplicar términos legales o medidas tecnológicas que restrinjan legalmente a otros a hacer cualquier cosa que permita esta licencia.

## Referencia bibliográfica

---

Flores, C. (2022). *Análisis del funcionamiento teórico de la red de incendios de una planta envasadora de GLP considerando modificación del sistema de diluvio*. [Monografía técnica de pregrado, Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Facultad de Ciencias Físicas, Escuela Profesional de Ingeniería Mecánica de Fluidos]. Repositorio institucional Cybertesis UNMSM.

---

## Metadatos complementarios

<b>Datos de autor</b>	
Nombres y apellidos	Carlos Daniel Flores Bengolea
Tipo de documento de identidad	DNI
Número de documento de identidad	70100174
URL de ORCID	<a href="https://orcid.org/0000-0002-6026-3166">https://orcid.org/0000-0002-6026-3166</a>
<b>Datos del jurado</b>	
<b>Presidente del jurado</b>	
Nombres y apellidos	Lozano Pedro Sánchez Cortez
Tipo de documento	DNI
Número de documento de identidad	10699870
<b>Miembro del jurado 1</b>	
Nombres y apellidos	Wilson Emilio Alvarado Torres
Tipo de documento	DNI
Número de documento de identidad	07692785
<b>Miembro del jurado 2</b>	
Nombres y apellidos	Adolfo Carlos Lozada Pedraza
Tipo de documento	DNI
Número de documento de identidad	09383020
<b>Datos de investigación</b>	
Línea de investigación	A.2.5.1. Energética
Grupo de investigación	No aplica
Agencia de Financiamiento	Propia

Ubicación geográfica de la investigación	País: Perú Departamento: Huánuco. Provincia: Huánuco. Distrito: Huánuco. Latitud: 9°53'5.79" Longitud: 76°13'17.07"
Año o rango de años en que se realizó la investigación	2021 - 2022
URL de disciplinas OCDE	Ingeniería mecánica <a href="https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.03.01">https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.03.01</a>



**Universidad Nacional Mayor de San Marcos**  
(Universidad del PERÚ, Decana de América)

**FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS**

**XIII CAP DE LA ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA MECÁNICA DE FLUIDOS**

**ACTA DE SUSTENTACIÓN VIRTUAL DE LA MONOGRAFÍA TÉCNICA PARA OPTAR EL  
TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO MECANICO DE FLUIDOS, MODALIDAD DE  
TITULACIÓN M-3 – POR SUFICIENCIA PROFESIONAL**

Siendo las 8:00 a.m. del día sábado 17 de setiembre de 2022, en la Sala de Sesión Virtual de la Facultad de Ciencias Físicas, bajo la presidencia del Dr. Ing. LOZANO PEDRO SÁNCHEZ CORTEZ y con la asistencia de los miembros MSc. Ing. WILSON EMILIO ALVARADO TORRES y el Mg. Ing. ADOLFO CARLOS LOZADA PEDRAZA, se dio inicio a la Sesión Pública Virtual de Sustentación de la Monografía Técnica para optar el Título Profesional de Ingeniero Mecánico de Fluidos, mediante la Modalidad de Titulación M-3 Por Suficiencia Profesional, del Bachiller:

**CARLOS DANIEL FLORES BENGOLEA**

El Presidente del Jurado Examinador dio lectura del Resumen del Expediente, e invitó al Bachiller CARLOS DANIEL FLORES BENGOLEA, a realizar la Exposición del trabajo de la Monografía Técnica titulada “ANÁLISIS DEL FUNCIONAMIENTO TEÓRICO DE LA RED DE INCENDIOS DE UNA PLANTA ENVASADORA DE GLP CONSIDERANDO MODIFICACIÓN DEL SISTEMA DE DILUVIO”.

Concluida la exposición del candidato y luego de las preguntas de rigor por parte del Jurado Examinador, el Presidente invitó al Bachiller a abandonar momentáneamente la sala de sesión para dar paso a la deliberación y calificación por parte del Jurado. Se procedió a promediar la nota final del curso de actualización y la nota de la sustentación para obtener la calificación final.

Al término de la deliberación del Jurado, se invitó al candidato a regresar a la sala de sesión para dar lectura a la calificación final obtenida por el Bachiller, la misma que fue:

**Catorce 14**

El Presidente del Jurado Dr. Ing. LOZANO PEDRO SÁNCHEZ CORTEZ, a nombre de la Nación y de la Universidad Nacional Mayor de San Marcos, declaró al Bachiller CARLOS DANIEL FLORES BENGOLEA Ingeniero Mecánico de Fluidos.

Siendo las            horas, del mismo día, se levantó la sesión.

  
**Dr. Ing. LOZANO PEDRO SÁNCHEZ CORTEZ**  
PRESIDENTE DEL JURADO

  
**MSc. Ing. WILSON EMILIO ALVARADO TORRES**  
MIEMBRO DEL JURADO

  
**Mg. Ing. ADOLFO CARLOS LOZADA PEDRAZA**  
MIEMBRO DEL JURADO



**UNMSM**

Firmado digitalmente por LOZANO  
BARTRA Whualkuer Enrique FAU  
20148092282 soft  
Motivo: Soy el autor del documento  
Fecha: 26.09.2022 14:47:50 -05:00

**DR. WHUALKUER ENRIQUE LOZANO BARTRA**  
VICEDECANO ACADÉMICO FCF

Datos de la plataforma virtual institucional del acto de sustentación:

<https://us06web.zoom.us/j/88316327933?pwd=TEtNTVpyemtmd1MxbU4wRzBhV0lIQT09>

ID: ID de reunión: 883 1632 7933

Código de acceso: 193622

Grabación archivada en el siguiente enlace:

[https://drive.google.com/file/d/1yUFSzYCOC8OhMwFtyR\\_RK2Tp0YC1iyWj/view?usp=sharing](https://drive.google.com/file/d/1yUFSzYCOC8OhMwFtyR_RK2Tp0YC1iyWj/view?usp=sharing)

## Anexo 1

### Informe de evaluación de Originalidad

1. Facultad de Ciencias Físicas
2. Escuela/Unidad de Posgrado  
Escuela Profesional de Ingeniería Mecánica de Fluidos
3. Autoridad Académica que emite el informe de originalidad  
El Director de la EPIMF
4. Apellidos y nombres de la autoridad académica  
Sarango Julca Douglas Donal
5. Operador del programa Informático de similitudes  
Dr. Ing. Douglas Sarango Julca
6. Documento evaluado (1)  
"ANÁLISIS DEL FUNCIONAMIENTO TEÓRICO DE LA RED DE INCENDIOS DE UNA PLANTA ENVASADORA DE GLP CONSIDERANDO MODIFICACIÓN DEL SISTEMA DE DILUVIO"
7. Autor del documento (2)  
CARLOS DANIEL FLORES BENGOLEA
8. Fecha de recepción del documento 19/08/22
9. Fecha de aplicación del programa informático de similitudes 25/08/22
10. Software utilizado
  - Turnitin (X)
  - Ithenticate
  - Otro (especificar)
11. Configuración del programa detector de similitudes
  - Excluye textos entrecomillados
  - Incluye Bibliografía
  - Excluye cadenas menores a 40 palabras
12. Porcentaje de similitudes según programa detector de similitudes<sup>3</sup>  
3%
13. Fuentes originales de las similitudes encontradas<sup>4</sup>  
Ver Anexo
14. Observaciones  
Ninguna
15. Calificación de originalidad
  - Documento cumple criterios de originalidad, sin observaciones (X)
  - Documento cumple criterios de originalidad, con observaciones
  - Documento no cumple criterios de originalidad
16. Fecha del Informe 16 /09 /22



UNMSM

Firmado digitalmente por SARANGO  
JULCA Douglas Donal FAU  
20148092282 soft  
Motivo: Soy el autor del documento  
Fecha: 20.09.2022 11:23:17 -05:00

**DR. ING. Douglas Sarango Julca**

DIRECTOR ( e ) DE LA EPIMF

---

1 Otro (especificar) Monografía Técnica Modalidad de Titulación M-3

Suficiencia Profesional

2 Apellidos y Nombres completos

3 En letras y números

4 Indicarlas en orden decreciente y su respectivo porcentaje

A Dios; A mis  
padres por su apoyo y soporte en  
los buenos y malos momentos.



## Tabla de Contenido

<b>1</b>	<b>Capítulo 1. Generalidades</b>	<b>9</b>
1.1	Introducción	9
1.2	Importancia del Tema	11
1.3	Identificación del Problema	11
1.4	Propuesta de Solución	12
1.5	Objetivo General y Objetivos Específicos	13
1.5.1	Objetivo General	13
1.5.2	Objetivos Específicos	13
<b>2</b>	<b>Capítulo 2. Marco Teórico</b>	<b>14</b>
2.1	Antecedentes	14
2.2	Bases Teóricas Fundamentales	18
2.2.1	Ecuación de Continuidad	18
2.2.2	Ecuación de Bernoulli Modificada	18
2.2.3	Pérdidas de Carga por Fricción	19
2.2.4	Pérdidas de Carga Locales o por Accesorios	21
2.2.5	Ecuación de Descarga de Orificios	23
2.2.6	Ecuación de Bomba Centrifuga	24
2.2.7	Ecuaciones de Métodos Numéricos	24
2.2.7.1	Método de Newton-Raphson	24
2.2.7.2	Método de Newton Raphson para Sistema de Ecuaciones no Lineales	26
2.3	Bases Teóricas de Ingeniería	27
2.3.1	Concepto del GLP	27
2.3.2	Generalidades en una Planta de Envasado de GLP	27
2.3.2.1	Tanque Estacionario de GLP	27
2.3.2.2	Camión Tanque para Gas Licuado de Petróleo	27
2.3.2.3	Bomba y Compresor para GLP	27
2.3.2.4	Plataforma de Envasado	27
2.3.2.5	Tuberías Conductoras de GLP	28
2.3.2.6	Múltiple de Llenado	28
2.3.2.7	Cilindros para GLP	28
2.3.3	Radiación Térmica e Ignición	28

2.3.3.1	La Radiación Térmica.....	29
2.3.3.2	Energía de Ignición.....	29
2.3.4	Identificación de Riesgos en una Planta de Envasado de GLP.....	29
2.3.5	Sistema contra Incendios en Planta Envasadora de GLP.....	30
2.3.5.1	Cisterna de Agua contra Incendio.....	31
2.3.5.2	Red de Tuberías.....	31
2.3.5.3	Válvula de Diluvio.....	31
2.3.5.4	Válvula Reductora de Presión.....	31
2.3.5.5	Gabinetes, Mangueras y Pitones contra Incendio.....	31
2.3.5.6	Bomba contra Incendio Principal, Tablero de Control y Bomba Jockey.....	35
2.3.5.7	Sistema de Diluvio en Planta Envasadora de GLP.....	37
<b>3</b>	<b>Capítulo 3. Desarrollo o Proceso Metodológico .....</b>	<b>41</b>
<b>3.1</b>	<b>Enfoque, Diseño y Alcance .....</b>	<b>41</b>
3.1.1	Enfoque.....	41
3.1.2	Diseño y Tipo de Diseño.....	41
3.1.3	Alcance .....	42
<b>3.2</b>	<b>Estándares y Normatividades para la Toma de Decisiones .....</b>	<b>42</b>
<b>3.3</b>	<b>Obtención de Datos y Herramientas Informáticas .....</b>	<b>43</b>
<b>3.4</b>	<b>Consideraciones de Diseño .....</b>	<b>44</b>
3.4.1	Planteamiento del Problema .....	44
3.4.2	Características de la Planta de Envasado de GLP.....	44
3.4.2.1	Características de los Tanques de GLP.....	44
3.4.2.2	Características de la Red Principal del Sistema contra Incendio .....	45
<b>3.5</b>	<b>Cálculos de Ingeniería .....</b>	<b>46</b>
3.5.1	Cálculo del Caudal Mínimo para el Combate de Incendios .....	46
3.5.2	Demanda Hidráulica para los Escenarios de Riesgos .....	47
3.5.3	Capacidad de Almacenamiento Mínimo en Cisterna de Agua .....	48
3.5.4	Diseño y Análisis del Sistema de Diluvio para los Dos Tanques de GLP... ..	49
3.5.4.1	Selección de la Arquitectura del Sistema de Diluvio.....	49
3.5.4.2	Análisis del Sistema de Diluvio para los Tanques de 10 000 y 13 900 gal.....	52
3.5.5	Análisis de la Bomba contra Incendios.....	64

3.5.6	Análisis de los Gabinetes contra Incendios .....	69
3.5.7	Funcionamiento para el Escenario de Máximo Riesgo.....	72
3.5.7.1	Medidas del Sistema contra Incendio.....	73
3.5.7.2	Planteamiento de Ecuaciones para el Sistema de Diluvio.....	77
3.5.7.3	Planteamiento de Ecuaciones para la Red de Gabinetes. ....	78
<b>4</b>	<b>Capítulo 4 Resultados y Discusiones .....</b>	<b>83</b>
<b>4.1</b>	<b>Presentación, Análisis e Interpretación de Datos.....</b>	<b>83</b>
4.1.1	Respecto a los Escenarios de Riesgos.....	83
4.1.2	Respecto al Sistema Fijo de Aspersión.....	83
4.1.3	Funcionamiento frente al Escenario de Máximo Riesgo .....	84
4.1.4	Capacidad del Tanque de Almacenamiento de Agua contra Incendio ....	86
<b>4.2</b>	<b>Toma de Decisiones.....</b>	<b>87</b>
	<b>Capítulo 5. Conclusiones .....</b>	<b>88</b>
	<b>Bibliografía .....</b>	<b>89</b>
	<b>Anexos .....</b>	<b>92</b>

## Lista de Tablas

<b>Tabla 1</b> <i>Coefficientes de Hazen y Williams para Pérdida por Fricción</i> .....	20
<b>Tabla 2</b> <i>Factores Correctivos por Material</i> .....	21
<b>Tabla 3</b> <i>Longitudes Equivalentes de Válvulas y Accesorios</i> .....	22
<b>Tabla 4</b> <i>Requerimientos de Caudales Mínimos por Unidad de Riesgo</i> .....	30
<b>Tabla 5</b> <i>Gabinetes Contra Incendio, Condiciones Normadas de Caudales y Presiones</i> .....	32
<b>Tabla 6</b> <i>Pérdidas por Fricción Máximas para 100 ft de Tubería, Datos UL</i> .....	33
<b>Tabla 7</b> <i>Coefficientes de Pérdida por Fricción para Mangueras Contra Incendio</i> .....	34
<b>Tabla 8</b> <i>Número de Aspersores Recomendado por Diámetro de Tanque de GLP</i> .....	40
<b>Tabla 9</b> <i>Dimensiones de los Tanques de GLP del Proyecto</i> .....	45
<b>Tabla 10</b> <i>Demanda Hidráulica por Fuente de Ignición</i> .....	47
<b>Tabla 11</b> <i>Demanda para Escenarios de Riesgo en Planta Envasadora de GLP</i> .....	49
<b>Tabla 12</b> <i>Medidas y Características del Sistema de Diluvio</i> .....	51
<b>Tabla 13</b> <i>Precálculo Sistema de Diluvio</i> .....	52
<b>Tabla 14</b> <i>Resultados para el Ramal 1</i> .....	56
<b>Tabla 15</b> <i>Resultados del Sistema de Diluvio para el Tanque de 10 000 gal</i> .....	63
<b>Tabla 16</b> <i>Resultados del Sistema de Diluvio para el Tanque de 13 900 gal</i> .....	63
<b>Tabla 17</b> <i>Resultados para Múltiples Caudales, Diluvio del Tanque de 10 000 gal</i> ...	64
<b>Tabla 18</b> <i>Resultados para Múltiples Caudales, Diluvio del Tanque de 13 900 gal</i> ...	64
<b>Tabla 19</b> <i>Accesorios entre el Depósito y la Succión de Bomba</i> .....	67
<b>Tabla 20</b> <i>Puntos de la Curva Características de la Bomba</i> .....	67
<b>Tabla 21</b> <i>Dimensiones de Tuberías (Bomba – Punto A)</i> .....	74
<b>Tabla 22</b> <i>Dimensiones de Tuberías (Punto C – Sistema de Diluvio)</i> .....	74
<b>Tabla 23</b> <i>Dimensiones de Tuberías (Punto A – Gabinete 4 Salida 1 ½ pulg)</i> .....	75
<b>Tabla 24</b> <i>Dimensiones de Tuberías (Puntos A-B-C-D - Gabinete 1)</i> .....	75
<b>Tabla 25</b> <i>Resultados para la Red de Gabinetes con 58 psi en Válvula Reductora</i> .....	81
<b>Tabla 26</b> <i>Resultados Finales del Sistema de Diluvio para Diferentes k</i> .....	84
<b>Tabla 27</b> <i>Resultados Teóricos Hidráulicos de la Red de Incendios</i> .....	85
<b>Tabla 28</b> <i>Resultados del Sistema de Diluvio con Valores Máximo y Mínimo</i> .....	86
<b>Tabla 29</b> <i>Almacenamiento en Cisterna de Agua</i> .....	86

## Lista de Figuras

<b>Figura 1</b> Orificios en la Descarga del Hidrante .....	23
<b>Figura 2</b> Representación Gráfica del Método de Newton- Raphson .....	25
<b>Figura 3</b> <i>Tanque de GLP con Detalles de Válvulas y Tuberías.</i> .....	28
<b>Figura 4</b> <i>Instalación Correcta de Conexiones de Manguera.</i> .....	35
<b>Figura 5</b> <i>Activación del Sistema de Diluvio por Rociadores Piloto y Detectores Llama</i> .....	38
<b>Figura 6</b> <i>Medidas Generales de Tanque Horizontal de GLP</i> .....	44
<b>Figura 7</b> <i>Ejemplo de Escenario de Riesgo frente a Incendios</i> .....	48
<b>Figura 8</b> <i>Vista de Distribución de Aspersores</i> .....	50
<b>Figura 9</b> <i>Dimensiones del Sistema de Diluvio</i> .....	51
<b>Figura 10</b> <i>Diagrama de Flujo para el Sistema de Diluvio</i> .....	53
<b>Figura 11</b> <i>Balance de la Ecuación de Bernoulli Modificada.</i> .....	54
<b>Figura 12</b> <i>Curva de la Bomba</i> .....	65
<b>Figura 13</b> <i>Cuarto de Bomba.</i> .....	66
<b>Figura 14</b> <i>Curva Generada por la Ecuación de la Bomba</i> .....	68
<b>Figura 15</b> <i>Instalación de dos Mangueras en Gabinete Clase III.</i> .....	70
<b>Figura 16</b> <i>Bosquejo del Plano Sanitario</i> .....	72
<b>Figura 17</b> <i>Escenario de Riesgo más Demandante.</i> .....	73

**Lista de Anexos**

<i>Anexo A. Códigos en Python – Jupyter Notebook</i> .....	93
<i>Anexo B. Imágenes de los Planos de la Planta Envasadora de GLP</i> .....	97
<i>Anexo C. Planos Desarrollados</i> .....	98
<i>Anexo D. Cálculos de Epanet</i> .....	100
<i>Anexo E. Solicitud de Acceso a la Información Pública</i> .....	101

# 1 Capítulo 1. Generalidades

## 1.1 Introducción

Una planta de envasado de Gas Licuado de Petróleo (GLP) complementa las redes de gas natural; la comercialización de GLP está orientada a sectores de pequeñas industrias, alimentación (restaurantes, departamentos, hogares, etc.) y parque automotor, mediante cilindros de envasado o despacho a granel.

Toda instalación de hidrocarburo es considerada de alto riesgo, en el tiempo se han desarrollado protocolos y sistemas de protección como los detectores de calor, detectores de humo, acciones remotas, paradas de emergencia, planes de contingencia, entre otros; los cuales complementan a la red de tubería contra incendio.

En la presente monografía se analizó teóricamente la red de incendios de una planta de envasado de GLP, la cual decidió ampliar su capacidad de almacenamiento, se aplicó las ecuaciones que gobiernan los fluidos considerando la normativa estadounidense de la Asociación Nacional de Protección Contra Incendios (NFPA), destacando la norma para Sistemas Fijos de Agua Pulverizada para Protección contra incendios NFPA 15 y la norma de Instalación de Sistemas de Montantes y Mangueras NFPA 14.

Para el desarrollo del trabajo monográfico fué necesario determinar los escenarios de riesgos con su respectiva demanda hidráulica; además, se ejecutó los cálculos para el diseño de un nuevo sistema de diluvio para el enfriamiento de los tanques de almacenamiento de GLP, considerando el efecto de la presión por velocidad. Posteriormente, se realizó la comprobación teórica del funcionamiento hidráulico de la red de incendios frente al escenario de riesgo más demandante, como resultado se obtuvo parámetros hidráulicos y finalmente se realizó la comparación con la normativa vigente.

Es importante hacer énfasis en el tema central de la monografía técnica, solo se consideró el análisis hidráulico, los diseños estructurales vinculados a soportes, anclajes y

muros que se necesiten para el funcionamiento en conjunto no están desarrollados en este trabajo; de igual forma es importante mencionar que para el diseño de las plantas de envasado de GLP es necesario de la unión multidisciplinaria de varias ramas de la ingeniería; por lo tanto, para una instalación o una modificación es necesario estudios de impacto ambiental, estudios de riesgos, permisos municipales, pruebas de inspección al tanque de almacenamiento, estudios de suelos, análisis de costos, entre otros.

Al respecto con la estimación de los caudales para enfrentar los incendios, la metodología utilizada en el presente trabajo ayuda a estimar la demanda necesaria, sin embargo, no debe sustituir el estudio de riesgo que considera otras variables y extiende su análisis a otras fuentes de ignición y propone soluciones para la intervención de un siniestro.



## **1.2 Importancia del Tema**

Desde un enfoque general, la misión de un sistema contra incendio es la protección de la vida y de las instalaciones frente a un incidente que involucre el fuego; una planta envasadora por sus características almacena hidrocarburos en tanques, camiones cisternas, camiones baranda y zona de envasado de cilindros de GLP, lugares en donde puede iniciarse una explosión o fuga. Por lo tanto, es necesario un buen diseño que garantice la seguridad.

La monografía pretende ser una alternativa en la evaluación del sistema contra incendios de las envasadoras de GLP cumpliendo la normativa vigente fiscalizada por el Organismo Supervisor de la Inversión en Energía y Minería (Osinerghmin).

Particularmente, lo redactado en la monografía aportará con la integración de un marco teórico y un procedimiento técnico para analizar un sistema contra incendio frente a modificaciones de la capacidad de almacenamiento, en consecuencia, los resultados permitirán la selección de correctos accesorios para la red de incendios desde la bomba hasta las boquillas de incendio, a su vez, dejará un antecedente teórico para la planta envasadora seleccionada sobre su funcionamiento antes de someterla a pruebas de instalación o supervisión.

## **1.3 Identificación del Problema**

El problema que originó el desarrollo del presente trabajo es el incremento de la capacidad de almacenamiento de una planta envasadora; en consecuencia, debe realizarse una evaluación de la seguridad; el trabajo monográfico se centró en el sistema contra incendio, por ende, es necesario el diseño y análisis de la nueva red que cumpla hidráulicamente la normativa.

El presente trabajo tomó como ejemplo la Planta Envasadora de GLP Zeta Gas Andino Huánuco, sus datos fueron obtenidos vía mesa de partes de Osinerghmin. Particularmente, la envasadora posee tanques aéreos, camiones a granel y baranda dentro de

su área operativa. Algunas preguntas que surgen son: ¿Cómo se puede garantizar un diseño seguro que cumpla con la normativa que Osinergmin fiscaliza?, ¿cuál es el máximo riesgo y cuál será su demanda hidráulica?, ¿se necesita un nuevo tanque de almacenamiento de agua?, ¿la bomba instalada necesita ser modificada?, entre otras.

#### **1.4 Propuesta de Solución**

En general para resolver el problema es necesario identificar si el nuevo tanque de la planta envasadora seleccionada es aéreo, enterrado o semimonticulado para definir si se requiere un sistema de diluvio; después es importante comprender las limitaciones técnicas del personal frente a una posible instalación e inclusive proyectar las dificultades del mantenimiento.

El agua pulverizada técnicamente es más factible y está aprobado por norma NFPA; entre las decisiones que acarrea el uso del agua, se debe estudiar el uso de rociadores, aspersores, gabinetes y la ubicación de su instalación.

Para responder la pregunta: ¿cómo se puede evaluar si la red de incendios proporciona caudales y presiones por encima de lo normado?, se puede usar un software de diseño hidráulico o continuar con la forma actual de abarcar este tema, que consiste en realizar un cálculo simple de caudales a cierta presión respetando el estudio de riesgos y la normativa; después que el proyecto esté concluido verificar el cumplimiento de la norma, o esperar a que Osinergmin lo evalúe dando la conformidad o denegándola; lo habitual dentro de lo negativo es que no pase la prueba de gabinetes, omita algunos accesorios como reductores de presión o la elección de la bomba sea incorrecta, entre otras.

Como respuesta al problema se planteó un cálculo mediante métodos numéricos para predecir el funcionamiento, debido a que la red de incendios no es muy compleja de analizar y es más barato que un software de diseño. Para lograrlo primero se identificó los escenarios de riesgos y su demanda hidráulica, para la evaluación se utilizó documentos técnicos

publicados por Osinergmin; después se propuso el diseño del sistema fijo de aspersión de los tanques de GLP, se consideró principalmente la normativa NFPA 15; para la evaluación de los gabinetes de la red, se probó boquillas de mangueras con factor de descarga nominal para encontrar un factor de descarga en la salida del gabinete; se comprobó los parámetros hidráulicos frente al escenario de máximo riesgo para lo que se utilizó técnicas numéricas, como resultado se obtuvo caudales y presiones los cuales fueron comparados con lo normado; la selección de la bomba y la validación del reservorio de agua son consecuencia del cálculo numérico.

Particularmente la planta envasadora seleccionada sigue el procedimiento descrito en párrafos anteriores, incluido el cálculo del sistema de diluvio.

## **1.5 Objetivo General y Objetivos Específicos**

### ***1.5.1 Objetivo General***

- Analizar teóricamente el comportamiento hidráulico de la red de incendios de una planta envasadora de GLP considerando la incorporación de un sistema de diluvio.

### ***1.5.2 Objetivos Específicos***

- Determinar el máximo escenario de riesgo frente a incendios.
- Diseñar la configuración de diluvio óptima para el sistema de aspersión de los tanques de almacenamiento de GLP.
- Comprobar que los caudales y presiones del sistema cuenten con la capacidad de mitigación del máximo escenario de riesgo.
- Seleccionar las características hidráulicas de la bomba contra incendios.
- Validar el volumen de reserva de agua necesario en la cisterna para abastecer a la red privada del sistema contra incendio.

## 2 Capítulo 2. Marco Teórico

### 2.1 Antecedentes

Alcarraz Espinoza, L. 2020. Tesis de grado para optar el Título Profesional de Ingeniero Mecánico de Fluidos. “Análisis y diseño hidráulico optimizado de un sistema de protección contra incendio por enfriamiento y sofocación para tanques verticales de almacenamiento de hidrocarburos líquidos en la planta terminal Juliaca”. El objetivo principal fue diseñar el más óptimo sistema de protección contra incendio para tanques verticales de almacenamiento de hidrocarburos líquidos.

La metodología de investigación tuvo un enfoque aplicativo, alcance descriptivo y diseño no experimental. Los resultados más importantes consistieron en la comparación y análisis de los escenarios de incendios de los tanques de almacenamiento, como también la selección de los diámetros de la red de tuberías.

De la Tesis se destaca la simulación de hidrantes y rociadores de espuma, que independientemente del uso del software WaterCad y de la composición del fluido, es importante porque las ecuaciones a resolver son de mecánica de fluidos, enfatizando en la ecuación para emisores o coeficiente de descarga, como ejemplo los hidrantes.

Rodríguez Rivas, D. 2018. Monografía Técnica para optar el título profesional de Ingeniero mecánico de fluidos modalidad M3. "Cálculo hidráulico de un sistema de protección contra Incendio por Diluvio a Base de Agua para la Envasadora de GLP Llama Gas Naranjal, Lima - Perú". El objetivo principal fue realizar el cálculo hidráulico de un sistema automático de diluvio para un tanque de almacenamiento de GLP.

La metodología desarrollada tuvo un enfoque aplicativo, alcance descriptivo y diseño no experimental. Entre las conclusiones de la monografía destaca el cálculo de la demanda requerida, las dimensiones de las tuberías de conducción para la red de diluvio y el equipo de bombeo óptimo.

El trabajo monográfico desarrollado por Rodríguez Rivas, fue muy importante para el desarrollo de la monografía técnica, resalto la similitud de los objetivos, no obstante, señalo las diferencias. La diferencia se centra en el análisis teórico del funcionamiento de los gabinetes y sistema de diluvio, para lo cual se estimó un coeficiente de descarga en las salidas de gabinetes y sistema de aspersión.

Chávez Caja, R. 2014- Monografía técnica para optar el título profesional de Ingeniero mecánico de fluidos. “Implementación de un sistema de diluvio para tanques GLP”. Tuvo como objetivo elaborar un sistema de diluvio de protección contra incendio para tanques horizontales de almacenamiento de GLP, ya que los sistemas contra incendios están orientados a proporcionar un grado de protección a la propiedad y la vida.

La metodología desarrollada tuvo un enfoque aplicativo, alcance descriptivo y diseño no experimental. Obtuvo por conclusión los valores de presión y caudal para la operación de diluvio.

La monografía presenta el diseño de un sistema de diluvio para un tanque de 5000 gal, los cálculos desarrollados no consideran la presión por velocidad, debido a su poca influencia para el objetivo principal del autor; sin embargo, proporcionó lineamientos en el diseño del sistema fijo de aspersión del tanque a implementar. Debo mencionar que para el diseño presentado incorporé el efecto de la velocidad, como también se usó las recomendaciones de Osinergmin para la distribución de los aspersores en las tuberías.

Miranda Yupanqui, E. 2014. Monografía Técnica para optar el título profesional de Ingeniero mecánico de fluidos modalidad M3. “Diagnóstico del sistema contra incendios en una Planta de Almacenamiento de GLP”. El objetivo del trabajo monográfico estaba dirigido en establecer pautas en el diseño de un sistema de protección contra incendios en base a un sistema por aspersión”.

La metodología desarrollada tuvo un enfoque aplicativo, de diseño experimental y de alcance descriptivo. Entre sus conclusiones se determinó la disminución del rendimiento de las bombas del sistema contra incendio, justificadas en ligeras fugas, desgastes en los impulsores en consecuencia se recomendó el mantenimiento correctivo; respecto al sistema fijo de aspersión, no se cumplió la tasa mínima de aplicación de agua, además se identificó el bloqueo en algunos aspersores y una válvula de inundación presentaba golpe de ariete por cierre remoto (no listada).

En esta monografía se puede visualizar resultados en la etapa de prueba de la bomba y del sistema fijo de aspersión, su valor radica en la apreciación del comportamiento real del sistema contra incendio en una planta de envasado de GLP. Un claro ejemplo es la comparación de la curva de fábrica de la bomba y la curva real de funcionamiento. Los cuales para este caso difieren en un intervalo aceptable (óptima instalación).

Velásquez Romero, J. 2014. Monografía técnica para optar el Título Profesional de Ingeniero Mecánico de Fluidos. “Diseño hidráulico del sistema de protección contra incendio del supermercado Plaza Vea-Centro Comercial Brasil”. El objetivo principal fue seleccionar el equipo de bombeo y los rociadores contra incendio, siguiendo las pautas de las normas NFPA.

La monografía técnica mencionada tuvo un enfoque aplicativo, de diseño no experimental, tiene la intención de aplicar conocimiento ya existente, con finalidad de diseñar una futura instalación de protección contra incendios. La conclusión es la selección de la bomba contra incendios de motor Diesel junto con el sistema de rociadores.

El aporte es la curva de la bomba; mis cálculos concluyen en una bomba contra incendios de la misma capacidad, por lo tanto, la selección de la motobomba de Velásquez fué de utilidad para el análisis del sistema contra incendio.

Aguirre, M y Grimaldo, L. 2004. En la Tesis de grado para optar el Título Profesional de Ingeniero Mecánico de Fluidos. “Diseño hidráulico de sistemas contra incendio mediante simulación numérica”. El objetivo principal de esta tesis fue el desarrollo de un modelo numérico para el flujo de agua en redes de tuberías, sistemas de rociadores, cálculos hidráulicos y dimensionamiento clásico de redes del sistema basadas en principios de la hidráulica, básicamente realizando un algoritmo para dar solución a las ecuaciones continuidad y energía.

La tesis mencionada tiene un enfoque aplicativo, de diseño no experimental, tiene la intención de predecir un funcionamiento, tiene un alcance descriptivo. La conclusión relevante fue el desarrollo del programa en lenguaje de programación Pascal y su aplicación para simular el funcionamiento de instalaciones contra incendios conformados por rociadores automáticos de agua.

La tesis estudiada brindó conocimientos teóricos para la realización del presente trabajo. Y sembró las bases para la incorporación de soluciones mediante iteraciones. Sus resultados en la selección de rociadores y diámetros de tuberías sirvieron para estimar comportamientos de funcionamiento vinculados a diferentes caudales y presiones.

## 2.2 Bases Teóricas Fundamentales

La mecánica de fluidos es un campo extenso, es de importancia describir los conceptos más representativos para el desarrollo del tema.

### 2.2.1 Ecuación de Continuidad

Streeter y Wylie (1991) explican la ecuación de continuidad como la conservación de la masa, la masa de ingreso es igual al de salida (p. 94).

$$\frac{dm}{dt} = 0 \quad (1)$$

$$\oint \rho v dA = 0 \quad (2)$$

Resolviendo la ecuación de continuidad en dos secciones se tiene:

$$Q = \rho V_1 A_1 = \rho V_2 A_2 \quad (3)$$

Donde:

$\rho$ : densidad del fluido.

V: velocidad.

A: área de la sección de paso del fluido.

### 2.2.2 Ecuación de Bernoulli Modificada

Para un fluido permanente, incompresible, no viscoso y uniforme se tiene la ecuación (4). Nótese, que la energía estática, dinámica y potencial están igualadas en una posición de inicio 1 y una posición final 2, conocida como la ecuación de Bernoulli a la cual se le agrega la pérdida de carga, para obtener resultados reales.

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{V_1^2}{2g} + z_1 = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{V_2^2}{2g} + z_2 + \sum (hf + hl) \quad (4)$$

Donde:



$\Sigma(h_f + h_l)$ : representan las pérdidas de energía ocasionados por la tubería principal y accesorios, conocidas como perdidas por fricción y perdidas locales (Rocha, 2007).

La ecuación de Bernoulli modificada, tiene un componente asociado a la velocidad con unidades de presión, la National Fire Protection Association, NFPA utiliza la siguiente ecuación:

$$P_v = 0.001123 \frac{Q^2}{D^4} \quad (5)$$

Donde:

$P_v$ : presión de velocidad en psi.

$Q$ : flujo en gpm.

$D$ : diámetro interno en pulgadas.

### 2.2.3 *Pérdidas de Carga por Fricción*

La ecuación (6), presenta la fórmula de Darcy Weisbach, válido para flujo laminar y turbulento.

$$h_f = f \frac{L V^2}{D 2g} \quad (6)$$

Donde:

$h_f$ : pérdida de carga por fricción en metros.

$V$ : velocidad media del fluido en m/s.

$f$ : factor de fricción (coeficiente de Darcy).

$D$ : diámetro interno de la tubería en metros.

$L$ : longitud de la tubería en metros.

$g$ : aceleración de la gravedad.

Otra ecuación es la de Hazen y Williams; Rocha (2007) menciona que está limitada para el agua en flujo turbulento, velocidades que no excedan los 3 m/s y diámetros mayores a 2 pulgadas (p. 218). No obstante, es ampliamente utilizado en sistemas contra incendio y avalado por las normas NFPA las cuales redactan la ecuación (7) en sus normativas.

$$hf = 4.52 \frac{Q^{1.85}}{C^{1.85} \cdot D^{4.87}} \quad (7)$$

Donde:

hf: resistencia a la fricción en psi por pie de tubería.

D: diámetro interno de la tubería en pulgada.

Q: flujo en gpm.

C: coeficiente de pérdida por fricción, información en Tabla 1.

### **Tabla 1**

#### *Coefficientes de Hazen y Williams para Pérdida por Fricción*

Tubería o Tubo	Valor C Hazen y Williams
De hierro dúctil o fundido sin revestimiento.	100
De acero negro (sistemas húmedos, incluidos sistemas de diluvio)	120
De acero negro (sistemas secos, incluidos sistemas de acción previa)	100
De acero galvanizado (sistemas húmedos, incluidos sistemas de diluvio)	120
De acero galvanizado (sistemas secos, incluidos sistemas de acción previa)	100
De plástico listado – subterráneo	150
De hierro dúctil o fundido con revestimiento de cemento	140
De tubos de cobre o de acero inoxidable	150

*Nota:* Adaptado de “Norma para Sistemas Fijos de Agua Pulverizada para Protección contra incendios”, NFPA 15 edición 2017, 2016, p.31.

### 2.2.4 Pérdidas de Carga Locales o por Accesorios

Corresponden a las pérdidas de energía que ocurre en el transporte de un fluido al atravesar contracciones, ensanchamientos, entradas, cambios de dirección, válvulas y boquillas o cualquier accesorio; la ecuación (8) representa la pérdida local, donde k es el coeficiente de pérdida.

$$h_l = k \frac{V^2}{2g} \quad (8)$$

Las normas NFPA utilizan el concepto de longitud equivalente el cual consiste en darle un valor longitudinal al accesorio o al cambio de dirección del flujo. En la Tabla 3, se muestra una carta de equivalencias de longitudes de tubería para cédula 40.

En el caso que el diseño comprenda tuberías de otros diámetros, diferentes al de cédula 40, los valores de la Tabla 3 deben multiplicarse por un valor de corrección mostrado en la ecuación (9), tal como lo aclara la NFPA. En caso la tubería tenga un coeficiente de Hazen y Williams distinto de 120, existe un factor correctivo para las longitudes equivalentes, Tabla 2.

$$\left( \frac{\text{Diámetro interno actual}}{\text{Diámetro interno de la tubería de acero Cédula 40}} \right)^{4.87} = F \quad (9)$$

**Tabla 2**

*Factores Correctivos por Material.*

Valor C	Factor Multiplicativo
100	0.713
120	1.00
130	1.16
140	1.33
150	1.51

*Nota:* Adaptado de “Norma para Sistemas Fijos de Agua Pulverizada para Protección contra incendios”, NFPA 15 Edición 2017, 2016, p.30.

**Tabla 3***Longitudes Equivalentes de Válvulas y Accesorios*

Accesorios y válvulas	Accesorios y válvulas expresadas en Pies equivalentes de tubería													
	¾“	1”	1 ¼”	1½“	2”	2 ½”	3”	3 ½”	4”	5”	6”	8”	10”	12”
	Pies	Pies	Pies	Pies	Pies	Pies	Pies	Pies	Pies	Pies	Pies	Pies	Pies	Pies
Codos de 45°	1	1	1	2	2	3	3	3	4	5	7	9	15	13
Codo estándar de 90°	2	2	3	4	5	6	7	8	10	12	14	18	22	27
Codo de giro largo 90°	1	2	2	2	3	4	5	5	6	8	9	13	16	18
En T o cruz (Flujo con giro 90°)	4	5	6	8	10	12	15	17	20	25	30	35	50	60
Válvula de compuerta	-	-	-	-	1	1	1	1	2	2	3	4	5	6
Válvula Mariposa	-	-	-	-	6	7	10	-	12	9	10	12	19	21
Válvula de seguridad	-	-	-	-	1	1	1	1	2	2	3	4	5	6
Retención Oscilante	-	-	-	-	11	14	16	19	22	27	32	45	55	65
Válvula de manguera de globo	-	-	-	46	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Válvula de manguera o ángulo	-	-	-	20	-	31	-	-	-	-	-	-	-	-

*Nota:* La tabla presentada es una combinación de dos tablas publicadas por la NFPA, Adaptado de “Norma para la Instalación de

Sistemas de Montantes y Mangueras”, NFPA 14 edición 2019, 2018, p. 14. y de la “Norma para Sistemas Fijos de Agua Pulverizada para

Protección contra incendios”, NFPA 15 Edición 2017, 2016, p.30.

### 2.2.5 Ecuación de Descarga de Orificios

$$Q = CA\sqrt{2gH} \quad (10)$$

$$A = \pi \frac{D^2}{4} \quad (11)$$

Al remplazar la ecuación (11) en (10) se tiene:

$$Q = 29.84C_dD^2\sqrt{P} \quad (12)$$

Donde:

Q: caudal en gpm.

P: presión en psi.

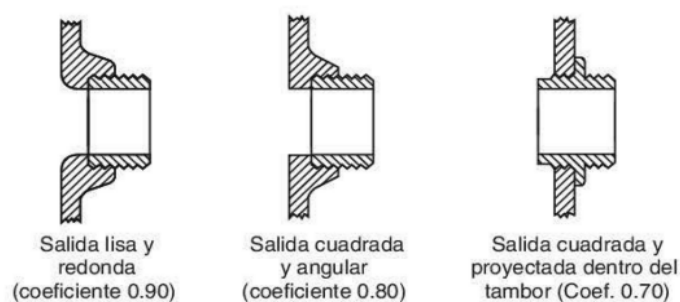
C<sub>d</sub>: coeficiente de descarga.

D: diámetro en pulgadas.

Es importante mencionar que la ecuación (12) es la misma que se describe en la (NFPA 24, 2018) para la prueba en Hidrantes; en la Figura 1, se muestra algunos coeficientes de descarga genéricos.

#### Figura 1

##### *Orificios en la Descarga del Hidrante*



*Nota:* Adaptado de “Norma para la Instalación de Tuberías para Servicio Privado de Incendios y sus Accesorios”. NFPA 24 Edición 2019, 2018. Anexo C.

De la ecuación de descarga por orificios, simplificándola y reemplazando los valores, se llega a una constante k. La ecuación (13) presenta la fórmula para rociadores y aspersores.

$$Q = k\sqrt{P} \quad (13)$$

Donde:

K: es el coeficiente de descarga para la boquilla.

Q: caudal en gpm.

P: presión normal.

### 2.2.6 Ecuación de Bomba Centrífuga

La bomba centrífuga es una turbomáquina orientada a proporcionar energía en forma de presión; existe una relación entre la presión y el caudal determinada por la ecuación (14):

$$H_{\text{presión}} = AQ_x^2 + BQ_x + C \quad (14)$$

Algunos softwares como el Epanet, utilizado para simulaciones hidráulicas, plantean la siguiente ecuación de ajuste para tres puntos:

$$H_{\text{presión}} = A - BQ^C \quad (15)$$

En el caso de múltiples puntos, mayores o iguales a cuatro, Epanet une los puntos mediante líneas rectas (Rossman et al., 2020).

### 2.2.7 Ecuaciones de Métodos Numéricos

Los métodos numéricos permiten obtener soluciones de ecuaciones con un grado de dificultad importante, mediante iteraciones de ensayo y error. En el presente trabajo monográfico se utilizó el método de Newton Raphson para resolver funciones dependientes de caudales.

**2.2.7.1 Método de Newton-Raphson.** Es un procedimiento iterativo, es uno de los más

usados y efectivos. A diferencia de los métodos de la bisección, secante y punto fijo, el método de Newton-Raphson no trabaja sobre un intervalo, sino que basa su fórmula en un proceso iterativo; Chapra y Canale (2006) describe una deducción geométrica y una deducción desde la expansión de la serie de Taylor, donde se analiza la convergencia; su desventaja radica en el análisis de funciones con raíces múltiples.

Interpretación geométrica, en la Figura 2 se tiene la recta tangente a la curva en el punto  $x_i$ , dicha recta intercepta al eje x en el punto  $x_{i+1}$ . La pendiente de la recta es equivalente a la derivada de la función.

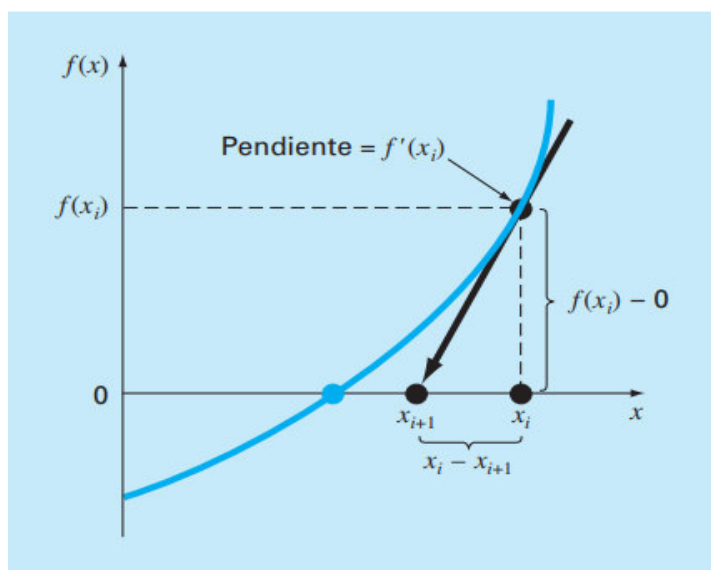
$$\frac{f(x_i) - 0}{x_i - x_{i+1}} = \frac{f(x_i)}{dx} \quad (16)$$

por lo tanto, despejando:

$$x_{i+1} = x_i - \frac{f(x_i)}{f'(x_i)} \quad (17)$$

**Figura 2**

*Representación Gráfica del Método de Newton- Raphson*



*Nota:* Adaptado de “Métodos Numéricos para Ingenieros”. Steven C. Chapra, Raymond P. Canale, 2006, p. 148.

Chapra y Canale (2006) menciona que la convergencia depende de la función y del valor inicial para la iteración, a su vez, del conocimiento del problema físico (p. 152).

**2.2.7.2 Método de Newton Raphson para Sistema de Ecuaciones no Lineales.** Consiste en adaptar la solución de una sola ecuación no lineal de una variable en un problema vectorial que incorpora todas las variables (Burden et al., 2017, p. 476).

Donde “X” y  $F(x) = 0$  son la representación vectorial de todas las incógnitas y las funciones dependientes igualadas a cero, escalarmente se tiene:

$$\begin{pmatrix} X_1 \\ X_2 \\ X_3 \\ \dots \\ X_n \end{pmatrix} \quad y \quad \begin{pmatrix} F_1(X_1, X_2, X_3, \dots, X_n) = 0 \\ F_2(X_1, X_2, X_3, \dots, X_n) = 0 \\ F_3(X_1, X_2, X_3, \dots, X_n) = 0 \\ \dots \\ F_n(X_1, X_2, X_3, \dots, X_n) = 0 \end{pmatrix} \quad (18)$$

De la derivada de las funciones del vector  $F_{x(i)}$  con respecto a las variables  $x_i$ , se obtiene la matriz jacobiana.

$$J \left( \begin{matrix} F_1, F_2, F_3, \dots, F_n \\ X_1, X_2, X_3, \dots, X_n \end{matrix} \right) = \begin{pmatrix} \frac{dF_1}{dX_1} & \frac{dF_1}{dX_2} & \dots & \frac{dF_1}{dX_n} \\ \frac{dF_2}{dX_1} & \frac{dF_2}{dX_2} & \dots & \frac{dF_2}{dX_n} \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ \frac{dF_n}{dX_1} & \frac{dF_n}{dX_2} & \dots & \frac{dF_n}{dX_n} \end{pmatrix} \quad (19)$$

De la ecuación (17), fórmula de Newton Raphson, adaptándola vectorialmente:

$$\begin{pmatrix} X_1^1 \\ X_2^1 \\ X_3^1 \\ \dots \\ X_n^1 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} X_1^0 \\ X_2^0 \\ X_3^0 \\ \dots \\ X_n^0 \end{pmatrix} - J^{-1} \left( \begin{matrix} F_1, F_2, F_3, \dots, F_n \\ X_1, X_2, X_3, \dots, X_n \end{matrix} \right) \begin{pmatrix} f_1(X_1, X_2, X_3, \dots, X_n) \\ f_2(X_1, X_2, X_3, \dots, X_n) \\ f_3(X_1, X_2, X_3, \dots, X_n) \\ \dots \\ f_n(X_1, X_2, X_3, \dots, X_n) \end{pmatrix}^{(0)} \quad (20)$$

La solución puede efectuarse manualmente, sin embargo, es tedioso; la ayuda de un lenguaje de programación es importante, para la monografía se usó Python.



## **2.3 Bases Teóricas de Ingeniería.**

### **2.3.1 Concepto del GLP**

Es una mezcla de propano, butano en diferentes proporciones y en menor medida de polipropileno y butileno.

### **2.3.2 Generalidades en una Planta de Envasado de GLP**

En el presente trabajo monográfico se consideró el Decreto Supremo 027-94 EM Reglamento de Seguridad para Instalaciones y Transporte de Gas Licuado de Petróleo, el cual regula las operaciones en plantas envasadoras.

**2.3.2.1 Tanque Estacionario de GLP.** En las plantas de envasado de GLP se utilizan tanques de almacenamiento horizontales, los cuales deben cumplir códigos de construcción e instalación descritos en código ASME sección VIII y la NFPA 58, respectivamente; pueden ser monticulados, enterrados, semimonticulados y aéreos. (D.S. 027-94-EM, 1994)<sup>1</sup>. La Figura 3, muestra la instalación de un tanque de GLP horizontal aéreo.

**2.3.2.2 Camión Tanque para Gas Licuado de Petróleo.** conocido como camión cisterna, cumple la función de suministrar GLP a la planta de envasado. Entre los medios de transporte de los hidrocarburos líquidos existen los de granel y los camiones barandas.

**2.3.2.3 Bomba y Compresor para GLP.** Sirven para efectuar el trasiego del GLP, deben instalarse de acuerdo con las instrucciones del fabricante para facilitar los servicios a que están destinadas.

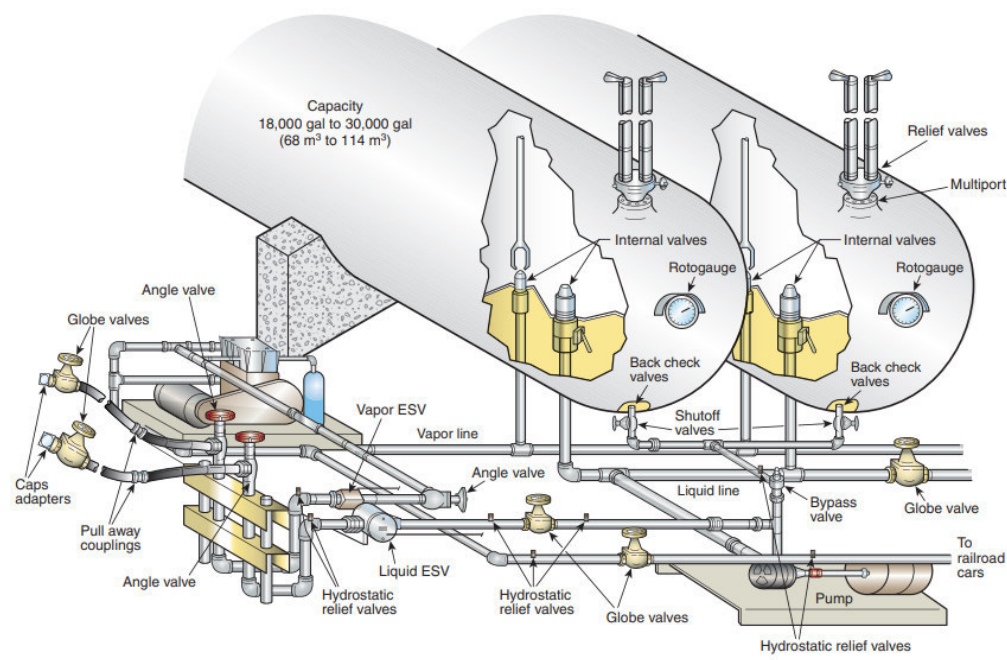
**2.3.2.4 Plataforma de Envasado.** Lugar donde se realiza la manipulación y albergue de cilindro de GLP para el traslado, no confundir con la zona de apilamiento o almacenamiento.

---

<sup>1</sup> En 1994 se emitió el Decreto Supremo 027-94-EM-Osinergming en el Perú, el cual establece criterios de seguridad a cumplir por las empresas de envasado de GLP, no obstante, es importantísimo resaltar que muchos de sus artículos están enlazados con las normas internacionales ASME, ASTM, NFPA, API, entre otros.

**Figura 3**

*Tanque de GLP con Detalles de Válvulas y Tuberías.*



*Typical Bulk Plant Container and Piping Details. (Courtesy of RegO® Products)*

*Nota:* Adaptado de "LP-Gas Code Handbook, Eleventh Edition", NFPA 58, 2016, p.

266.

**2.3.2.5 Tuberías Conductoras de GLP.** La red de distribución de GLP se divide en una línea líquida y otra gaseosa, la tubería líquida tienen un diámetro mayor; ambas deben ser de acero cédula 40 si son soldadas o de cédula 80 si son roscadas. Para las uniones de tuberías mayores de 2 pulgadas solo podrán ser soldadas o bridadas<sup>2</sup>.

**2.3.2.6 Múltiple de Llenado.** Lugar de llenado de los cilindros de GLP, en la actualidad se está migrando a carruseles de llenado.

**2.3.2.7 Cilindros para GLP.** Envases portátiles de acero con capacidad de 5, 10, 15, 45 kg.

### **2.3.3 Radiación Térmica e Ignición.**

Debido al riesgo de un incendio a grandes escalas originado por el almacenamiento de hidrocarburos a presión, describo algunos conceptos básicos.

<sup>2</sup> Para más detalles de construcción, instalación y modificación revisar el Decreto Supremo 027-94, se especifica sobre tuberías el artículo 34.

**2.3.3.1 La Radiación Térmica.** Casal et al. (1999), lo describe como el efecto de liberación de energía térmica en un tiempo relativamente corto, comúnmente originado por una explosión y supera el radio de acción del incendio, este fenómeno no permite la huida de las personas (p. 184).

**2.3.3.2 Energía de Ignición.** Como menciona Casal et al. (1999) es la energía requerida para activar una mezcla inflamable. Esta energía depende de la mezcla o del producto inflamable, de la concentración, la presión y la temperatura (p. 118).

#### **2.3.4 Identificación de Riesgos en una Planta de Envasado de GLP**

La Chemical Industry Association describe un examen crítico, formal y sistemático a una nueva instalación, para determinar riesgos potenciales de la operación o funcionamiento de sus componentes, nombrándola metodología Hazop, la cual es usada en estudios de riesgos. Con respecto a incendios existen fenómenos peligrosos de tipo térmico que pueden ocurrir en una planta de envasado; Casal et al. (1999) los define como:

- Jet fire. También llamado dardo de fuego es una llama alargada inmóvil.
- Pool fire. llama de charco en una instalación libre sin desplazamiento.
- Flash fire. Se dispersa al ras del suelo es móvil causada por fuga de gases.
- BLEVE. Se produce explosión, causado por un recipiente sometido a altas temperaturas.

Osinermin (s.f.) evalúa el escenario de máximo riesgo considerando como evento final un Jet fire por fuga de un orificio de 1 pulg, además limita el área de influencia con un círculo de 10 metros de radio, la Tabla 4, muestra la demanda mínima en caso de riesgo de incendio en el establecimiento. Los casos de fugas más comunes se pueden producir por:

Rotura de manguera hacia la cisterna (manguera de envasado), por falla de abrazadera, por arrancar sin desconectar mangueras, por desacople de conector de llenado, falla en tuberías flexibles de la bomba o compresor.

**Tabla 4***Requerimientos de Caudales Mínimos por Unidad de Riesgo*

Equipo o Unidad	Número Mínimo de Mangueras (salvo que el Estudio de Riesgos Indique Mayores Valores).
	1 manguera para cisternas con capacidad de hasta 6,000 galones.
Camión cisterna, Camión Granelero.	2 mangueras para cisternas con capacidad mayor a 6,000 pero menor o igual a 14,000 galones.
	3 mangueras para cisternas con capacidad mayor a 14,000 galones.
Plataforma de almacenamiento de cilindros con GLP (u otra zona donde se almacena cilindros llenos o vacíos, pero no se envasan).	1 manguera.
Tanque estacionario aéreo, Tanque estacionario semimonticulado.	Requiere flujo por aspersores
Tanque estacionario enterrado, Tanque pulmón enterrado.	No requiere flujo de Agua.
Tanque pulmón aéreo.	1 manguera o sistema de enfriamiento por aspersores.
Camión baranda.	1 manguera
Tanque pulmón Monticulado.	Requiere flujo por rociadores, en la parte expuesta del túnel inferior (si lo tuviera), caso contrario no requiere flujo de agua para enfriar.

*Nota:* Tener presente que se consideran mangueras de 100 gpm, Adaptado de

“Criterios Mínimos Aplicables a la Determinación del Escenario de Máximo Riesgo

Individual Probable en Plantas Envasadoras de GLP”, Osinergmin, s.f.

### **2.3.5 Sistema contra Incendios en Planta Envasadora de GLP**

Los sistemas contra incendios en plantas de envasado están principalmente conformados por una bomba contra incendio listada, tanque de almacenamiento de agua,

tuberías y válvulas listadas, cuentan con un sistema de detección contra incendios activado por rociadores piloto, detectores de humo o calor.

La red de incendios debe pasar por testeos de presión y activación, las cuales ayudaran a prevenir fugas y bloqueos en la red de tuberías, los accesorios deben estar certificados (listados), que garanticen un funcionamiento acorde a diseño.

**2.3.5.1 Cisterna de Agua contra Incendio.** Es el lugar donde se almacena el agua para enfrentar los incendios, en su mayoría son depósitos de concreto armado, algunas empresas disponen de un tanque cilíndrico vertical, respecto a la capacidad exigida se tiene en cuenta la distancia y tiempo de respuesta de las estaciones de bomberos cercanas, o fuente de agua próxima. Para más información en el decreto supremo 027-94-EM, Art. 73.

**2.3.5.2 Red de Tuberías.** Permite el traslado de agua para el combate de incendios, por lo tanto, su diseño debe considerar las pérdidas por fricción, la confiabilidad del sistema y la posibilidad de expansión. Además, debe usarse aislantes térmicos en lugares de baja temperatura, todas las tuberías deben ser listadas.

**2.3.5.3 Válvula de Diluvio.** También conocida como válvula de inundación, se activa mediante el sistema de rociadores piloto, manual o detectores de llama, debe ser listada.

**2.3.5.4 Válvula Reductora de Presión.** Actúa sobre la presión aguas arriba y proporciona una presión de salida constante, instalado para controlar el exceso de presión en los gabinetes y en el sistema de diluvio; actualmente existen modelos donde la válvula reductora de presión está incorporada con la de diluvio.

Otros accesorios no menos importantes son las válvulas de compuerta, válvulas mariposa, válvulas de retención, filtros, tuberías flexibles, entre otros.

**2.3.5.5 Gabinetes, Mangueras y Pitones contra Incendio.** Cumplen la misma función que los hidrantes, están diseñados para mitigar incendios en interiores. Existen tres clases de gabinetes contra incendios mencionados en la Tabla 5.

En el caso de que la presión residual supere al máximo mencionado en la Tabla 5 se debe colocar una válvula angular reductora de presión, esta tiene por finalidad disminuir la presión; de no considerarse su instalación puede ocasionar daños al operador.

La manguera contra incendio interiormente está elaborada de caucho, la parte exterior cuenta con una cubierta duradera de fibra de poliéster, otro material usado es el nitrilo; no obstante, deben pasar inspecciones periódicas para evitar su deterioro.

Respecto al concepto de pérdida de carga Scheffey et al. (2012) recoge en su reporte publicaciones de Underwriters Laboratories (UL) y FM Global (FM) estándares de prueba, estableciendo máximas pérdidas por fricción, donde consideró un valor de 135 para el coeficiente de Hazen y Williams.

**Tabla 5**

*Gabinetes Contra Incendio, Condiciones Normadas de Caudales y Presiones*

Gabinetes	Intervalo de Presión Residual	Caudal Mínimo	Medidas de Salida.
Gabinete Clase I	65 -100 psi	100 gpm	1 ½ pulg.
Gabinete Clase II	100-175 psi	250 gpm	2 ½ pulg.
Gabinete Clase III	65-100 psi y 100 -175 psi	100 gpm y 250 gpm	1 ½ y 2 ½ pulg

*Nota:* La información que se muestra en la tabla es un resumen de los artículos redactados en La Norma para la Instalación de Sistemas de Montantes y Mangueras edición 2019, 2018, NFPA 14.

**Tabla 6**

*Pérdidas por Fricción Máximas para 100 ft de Tubería, Datos UL.*

Diámetro de Manguera (in.)	Caudal (gpm)	Máxima Perdida por Fricción (psi)
1.5	120	45
2.0	150	20
2.5	220	12
3.0	400	15

*Nota:* Adaptado de “Determination of Fire Hose Friction Loss Characteristics “, Scheffey et al., 2012, p. 7.

También se tiene, una fórmula para la perdida por fricción, adaptada por la NFPA:

$$FL = C \left( \frac{Q}{100} \right)^2 \frac{L}{100} \quad (21)$$

Donde:

C: es el coeficiente de perdida de carga, Tabla 7.

L: es la longitud en pies.

Q: es el caudal en gpm.

FL: es la perdida de carga.

Un accesorio importante son los pitones contra incendios, son los encargados de regular el caudal a cierta presión; clasificados como de orificio fijo, de caudal seleccionable y pitones automáticos; con chorros de tipo lanza o niebla.

Los pitones de caudal fijo, poseen una presión y caudal nominal de operación, si trabaja a presiones más bajas o altas del nominal el caudal varía siguiendo el comportamiento de una curva justificada por su orificio de salida.

Los pitones de caudal seleccionable, poseen una presión nominal de operación y varios caudales seleccionables, funciona como varios pitones de caudal fijo, para operarla se debe cerrar o abrir una válvula que lleva incorporada la cual gradúa el orificio de salida.

**Tabla 7***Coefficientes de Pérdida por Fricción para Mangueras Contra Incendio*

Diámetro de Manguera	Coefficiente
0.75 in.	1100
1 in.	150
1 ¼ in.	80
1 ½ in.	24
1 ¾ in.	15.5
2 in.	8
2 ½ in.	2
3 in.	0.677
3 ½ in.	0.34
4 in.	0.2
4 ½ in.	0.1
5 in.	0.08
6 in.	0.05

*Nota:* Adaptado de “Stationary Fire Pumps Handbook, fifth Edition”, NFPA 20 edición 2016, 2015, p.124.

Los pitones automáticos, su funcionamiento consiste en el cierre automático de la válvula que regula el tamaño del orificio de salida, permitiendo múltiples caudales siempre a la presión nominal o presión de trabajo.

La Standard for Spray Nozzles (NFPA 1964, 2017) en su capítulo de Operational Design Requirements menciona que para pitones automáticos la presión no debe oscilar por debajo ni por encima del 15% de su valor nominal. Es muy común utilizar boquillas contra incendio de caudal seleccionable tipo niebla.<sup>3</sup>

Otro accesorio es el bifurco, permiten dividir el caudal, en plantas de envasado son de 2 ½ en la entrada con dos salidas de 1 ½ pulgadas.

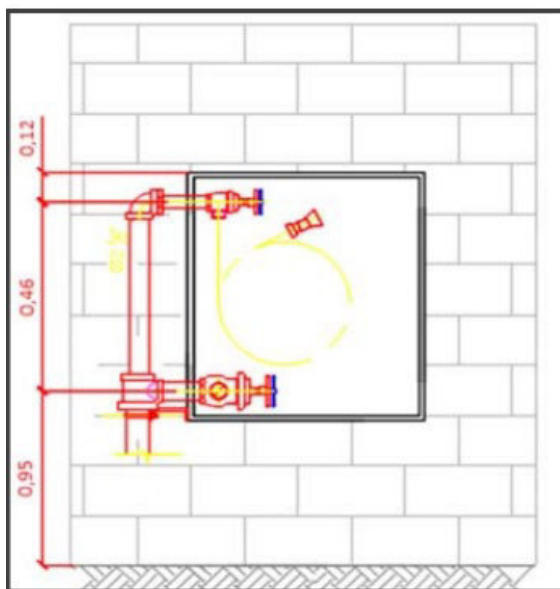
(Osinermin, s.f.), muestra cómo debe instalarse un gabinete contra incendio correctamente en interiores. Detalle en la Figura 4.

<sup>3</sup> Dicha información se ubica en la NFPA 1964 edition 2018, numeral 4.1.5, además, se recomienda aplicar consideraciones de fabricante



## Figura 4

### *Instalación Correcta de Conexiones de Manguera*



*Nota:* Tomado de “Buenas Prácticas en pruebas de aceptación de conexiones de mangueras contra incendio, en Plantas Envasadoras de GLP”, Osinergmin, s.f., p. 6.

**2.3.5.6 Bomba contra Incendio Principal, Tablero de Control y Bomba Jockey.** La bomba es la parte principal de un sistema contra incendio entrega trabajo para desplazar el agua y de esa forma enfrentar incidentes, las más usadas se dividen en bombas de motor diésel y motor eléctrico. Entre las normas debe resaltarse; la Norma para la Instalación de Bombas Estacionarias contra Incendios (NFPA 20) y la Norma para la Inspección, Prueba y Mantenimiento de Sistemas de Protección contra Incendios a Base de Agua (NFPA 25).

Conjuntamente con la bomba principal se instala una pequeña bomba de pequeños caudales y altas presiones, en caso de fugas ocurre una descompensación de presiones para evitar el encendido de la bomba principal, la bomba jockey es la que se activa.

La NFPA 20 (2015) explica que la bomba debe tener una presión a cero caudales entre el 101-140% de la presión nominal y al 150% del caudal nominal debe tener una presión superior al 65% del valor nominal<sup>4</sup>, y debe ser listada.

<sup>4</sup> Para más información revisar NFPA 20 edición 2016, numeral 6.2.

Tablero de control, está encargado de la activación de la bomba contra incendio, la NFPA 20 (2015), dedica todo el capítulo doce para su instalación y correcto uso.

Para evitar la cavitación, fenómeno de implosión de burbujas producto de la diferencia de presiones en la entrada de la bomba que causa grandes deterioros en el impulsor, se dispone del cálculo del NPSH disponible y se compara con el NPSH requerido proporcionado por el fabricante de la bomba. También es de ayuda las recomendaciones de la NFPA, recomiendan un buen diseño en la succión considerando reducciones, criterios de instalación del plato anti vórtice y válvulas de purga.

Para la cavitación, el valor de la presión atmosférica se puede calcular teóricamente con el uso de ecuaciones termodinámicas, considerando el aire como gas ideal, ecuación (24).

Debe cumplirse:

$$\text{NPSH}_{\text{disponible}} > \text{NPSH}_{\text{requerido}} \quad (22)$$

Para calcular el NPSH disponible se tiene la siguiente ecuación:

$$\text{NPSH}_{\text{disp}} = \frac{P_{rs} + P_{\text{atm}} - P_v}{\gamma} \cdot 10 \pm H_{\text{geos}} - H_p \quad (23)$$

Donde

$P_v$ : representa la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo.

$P_{rs}$ : representa la presión del depósito.

$H_{\text{geos}}$ : es la altura geométrica de succión (positiva o negativa).

$$P_{\text{atm}} = 10.33 - \frac{\text{Altitud (en metros)}}{900} \quad (24)$$

$H_p$ : son las pérdidas por fricción.

$\gamma$ : corresponde al peso específico.

La potencia de la bomba está determinado por el caudal, presión, eficiencia de la bomba y el peso específico.

$$\text{Potencia de la bomba en (HP)} = \frac{Q(\text{m}^3/\text{s}) H(\text{m. c. a}) (998)(9.8)}{746. \text{e}} \quad (25)$$

Es oportuno mencionar otros conceptos como, la selección del motor diésel, la instalación de las válvulas de alivio de la red de incendios, la cimentación de la bomba, las pruebas de arranque, entre otros; no obstante, son conceptos que se pueden obviar para el logro de los objetivos específicos de la presente monografía.

**2.3.5.7 Sistema de Diluvio en Planta Envasadora de GLP.** Es el encargado de enfriar el tanque de GLP; está compuesto por los aspersores, sistema de detección, tuberías y accesorios. Las tuberías pueden estar llenas de agua, denominado instalación de tubería húmeda; existen instalaciones que por las bajas temperaturas ocasionan congelamiento, por lo tanto, están vacías, nombrado tubería de instalación seca, no obstante, deben tener una protección aislante.

**2.3.5.7.1 Aspersores y Rociadores.** Se diferencian en su uso; los rociadores se instalan en oficinas o como sistema de activación, mientras que los aspersores exclusivamente cubren el tanque de GLP para su enfriamiento.

**2.3.5.7.2 Descripción de los Sistemas de Activación.** Existen dos instalaciones famosas, los de activación por rociadores pilotos y activación por detectores de llama.

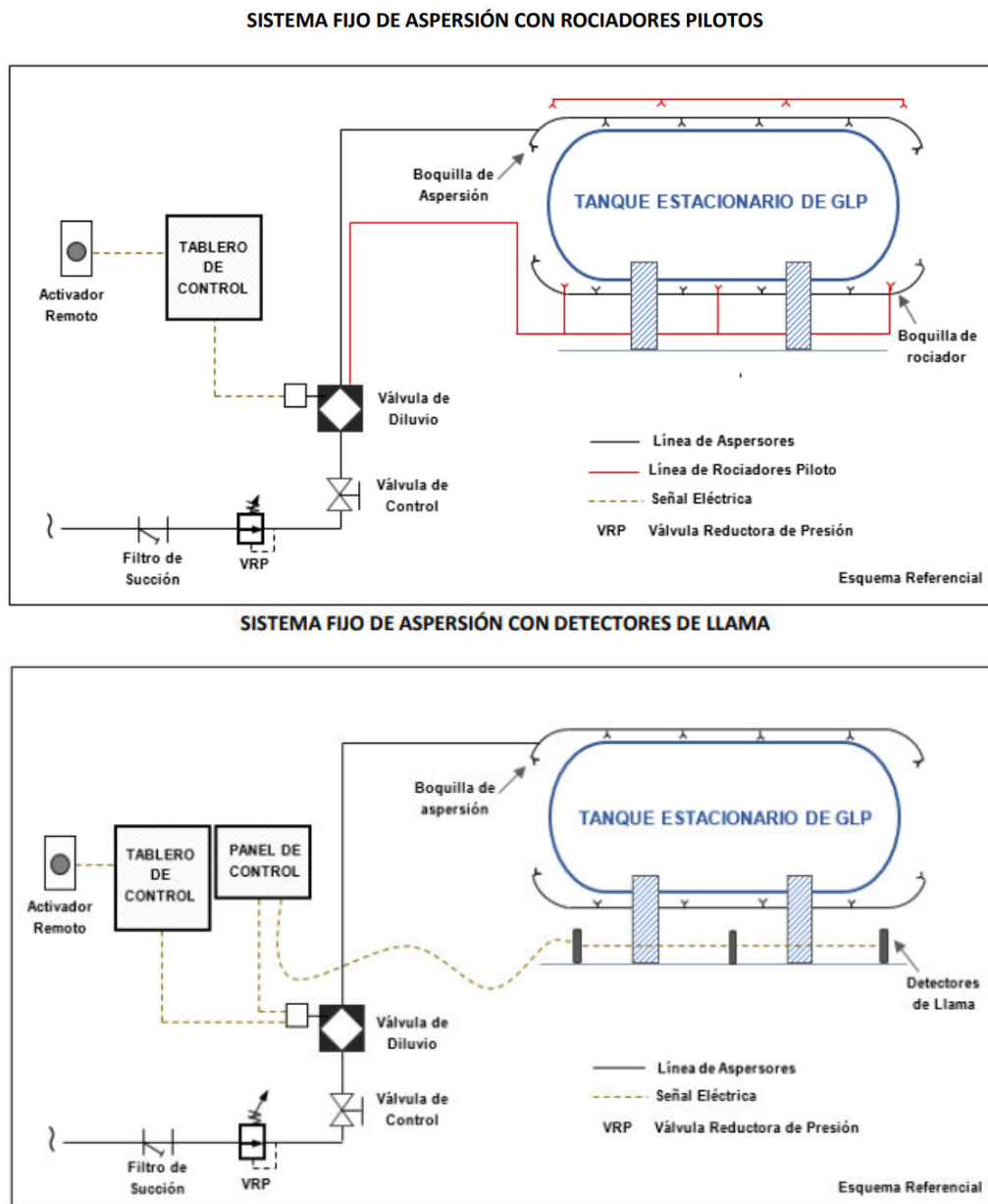
Los rociadores pilotos en su diseño cuentan con un elemento termosensible que se rompe al estar sometidos a una temperatura de diseño, dicho elemento termosensible está colocada en el orificio de salida del rociador impidiendo la despresurización del agua. En un incendio la temperatura se eleva, en consecuencia, se origina la despresurización de la línea de rociadores piloto, la válvula de diluvio se abre por la variación de presión y suministra caudales a los aspersores. La Figura 5, permite visualizar dicha instalación.

La activación por detectores de humo o llama, su activación no está solo vinculado al incremento de temperatura, también a la calidad del aire, es una ventaja, pero es más caro.

Otra diferencia es que la señal se envía al tablero de control, la cual envía una señal de respuesta y abre la válvula de diluvio. La Figura 5, muestra una instalación general.

**Figura 5**

*Activación del Sistema de Diluvio por Rociadores Piloto y Detectores Llama*



*Nota:* Adaptado de “Buenas prácticas en el diseño de sistemas de aspersión siguiendo los requisitos de NFPA 15 - edición 2017, en Plantas Envasadoras de GLP”, Jorge Merino Novoa, Osinergmin, s.f., p. 4.

**2.3.5.7.3 Consideraciones para el Diseño del Sistema de Aspersión.** Para la instalación de aspersores en el sistema de diluvio debe considerarse:

- Una tasa de aplicación de agua mayor a 10.2 litros (D.S. 027-94-EM, 1994; NFPA 15, 2016).<sup>5</sup>
- (NFPA 15, 2016; Osinergmin, s.f.) menciona que la distancia horizontal o vertical de las boquillas de aspersión no debe exceder a los 3m.<sup>6</sup> La Tabla 8 muestra la distribución recomendada.
- (Osinergmin, s.f.) menciona la recomendación sobre la ubicación vertical de las boquillas de aspersión respecto al tanque de almacenamiento, proponen la distancia de 0.6 m o 2 pies, con finalidad de evitar la mayor cantidad de pérdidas de caudal debido al viento, verificar la cobertura del tanque con el caudal de diseño.<sup>7</sup>
- La distancia horizontal entre boquillas debe ser tal que la pulverización se encuentre o traslapen en la superficie protegida (NFPA 15, 2016; Osinergmin, s.f.).<sup>8</sup>
- Las tuberías del sistema fijo de aspersión deben ser superiores a 1 pulgada para tuberías de acero (Osinergmin, s.f.; NFPA 15, 2016).<sup>9</sup>
- La presión de aspersión es superior a 30 psi en boquillas menores a 9 mm (Osinergmin, s.f.; NFPA 15).<sup>10</sup>
- Las pérdidas por fricción de los accesorios solo se consideran en los cambios de dirección, incluye T. Respecto a los codos reductores, se considera como la longitud

---

<sup>5</sup> Decreto Supremo 027-94-EM, art. 73; La NFPA 15 edición 2017, considera para recipientes y vasijas la tasa de 10.2 ((l/min)/m<sup>2</sup>), numeral. 7.4.2.1.

<sup>6</sup> Osinergmin recopila información en el documento técnico elaborado por el ingeniero Merino, de la NFPA 15 edición 2017, lo describe en el numeral 7.1.8.

<sup>7</sup> La NFPA 15 edición 2017 en el numeral 7.4.3.6.7, menciona que la distancia vertical debe ser máxima 0.8 metros, en versiones anteriores se consideró una distancia vertical de 2 ft.

<sup>8</sup> Mencionado en la NFPA 15 edición 2017 en el numeral 7.4.3.7.4.

<sup>9</sup> Mencionado en la NFPA 15 edición 2017 en el numeral 5.3.8.

<sup>10</sup> La NFPA 15 edición 2017 en el numeral 8.1.2 exige una presión superior a 20 psi, al respecto de la información de catálogos recopilada por el ingeniero Merino en los Documentos Técnicos de Osinergmin se menciona que para esta clase de aspersores la presión será superior a 30 psi.

equivalente la que corresponde a la salida más pequeña; donde se utilice conos reductores las pérdidas son cero, para el adaptador de la boquilla aspersora la pérdida se considera cero (NFPA 15, 2016).<sup>11</sup>

- Para el calculo de la descarga de boquillas aspersora se considera la presión normal, salvo que sea una boquilla final donde la presión total está permitida (NFPA 15, 2016)<sup>12</sup>.
- La presión de velocidad solo se ignora si es menor al 5 % de la presión total en cada empalme del sistema a calcular (NFPA 15, 2016)<sup>13</sup>.

**Tabla 8**

*Número de Aspersores Recomendado por Diámetro de Tanque de GLP*

Número de Hileras a Usar	Ángulos entre las Boquillas	Máximo Diámetro del Tanque para Varios Ángulos de Boquillas		
		60°	90°	120°
		(m)	(m)	(m)
3	120	1.4	2.4	-
4	90	1.7	3.2	5.2
5	72	2.1	3.8	6.1
6	60	2.4	4.5	7.3
7	53.5	2.8	5.1	8.1

*Nota:* Adaptado de “Buenas prácticas en el diseño de sistemas de aspersión siguiendo los requisitos de NFPA 15 - edición 2017, en *Plantas Envasadoras de GLP*”, Jorge Merino Novoa, Osinergmin, s.f., Anexo 1.

<sup>11</sup> Considerar la información de la NFPA 15 edición 2017 en el numeral 8.5.3.5.

<sup>12</sup> Mencionado en la NFPA 15 edición 2017 en el numeral 8.5.1.5.2.

<sup>13</sup> Mencionado en la NFPA 15 edición 2017 en el numeral 8.1.5.

### 3 Capítulo 3. Desarrollo o Proceso Metodológico

#### 3.1 Enfoque, Diseño y Alcance

##### 3.1.1 *Enfoque*

Para clasificar el presente trabajo monográfico, se usó conocimiento estandarizado con la finalidad de integrarlas al análisis del sistema contra incendio, se usó principalmente fórmulas de ingeniería y normativas NFPA. Por lo tanto, el presente trabajo monográfico es de tipo aplicado.

##### 3.1.2 *Diseño y Tipo de Diseño*

Hernández et al. (2014), diferencia diseño experimental y no experimental, enfatizando la condición que un diseño experimental debe cumplir, que consiste en la construcción de una realidad. En cambio, la investigación no experimental requiere observar fenómenos tal y como se dan en su contexto natural, para después analizarlos (p. 152). Este trabajo monográfico no construye una situación específica se parte de lo que ya existe, se propone un diseño a partir de conceptos teóricos ya establecidos. Además, se puede generalizar el procedimiento propuesto a otras instalaciones, siempre que se aplique correctamente. Por lo tanto, la monografía es no experimental.

Respecto al tipo de diseño; sea transeccional o transversal describen variables en un tiempo único, mientras que los longitudinales analizan las variables y sus modificaciones en el tiempo (Hernández et al., 2014).

La presente monografía no tiene como objetivo, medir variables y compararlas en el tiempo, la monografía plantea la ejecución de un diseño, si bien es cierto, una intención es predecir, el propósito no es relacionar cuanto varían mis resultados con el tiempo, las teorías físicas utilizadas son generales y se deben mantener iguales. La variable tiempo no se menciona ni relaciona en ningún objetivo. Por lo tanto, la monografía es de tipo transversal.

### **3.1.3 Alcance**

Una investigación puede ser exploratoria, descriptiva, correlacional y explicativa, no obstante, el estudio puede ser descriptivo y tener un antecedente exploratorio como también puede ser base de un estudio correlacional y posteriormente explicativa, la clasificación del alcance estará limitada por la información y la finalidad (Hernández et al., 2014, p. 90); también define la investigación descriptiva como la búsqueda del investigador por especificar propiedades, describir características de un grupo de personas, procesos, o cualquier fenómeno que sea analizado, además, aclara que si bien su intención es medir o recopilar información no busca relacionarlas. Considerando que la presente monografía sometió a un análisis teórico la instalación de una red contra incendios, para lo cual recopiló información con la intención de predecir caudales y presiones, los resultados son descriptivos con finalidad explicativa; no obstante, no posee información experimental con que comparar, debido a que se encuentra en fase de diseño, el sentido explicativo de la monografía carece de soporte, además se utilizó información y conceptos de la hidráulica, las cuales cuenta con una amplia bibliografía, sustentada en numerosas experimentaciones; se concluye, la monografía tiene un alcance descriptivo.

### **3.2 Estándares y Normatividades para la Toma de Decisiones**

Las normas que se tomaron en cuenta son las normas NFPA, el Decreto Supremo 027-94-EM y Documentos técnicos elaborados por Osinergmin. Este conjunto de normas permitió el cumplimiento de los objetivos trazados.

Las normas que garantizan el diseño, selección, operación del sistema contra incendios son:

**NFPA 15**, Norma para Sistemas Fijos de Agua Pulverizada para Protección contra incendios. Esta norma se aplicó para el diseño del sistema de Diluvio.



**NFPA 20**, Norma para la instalación de Bombas Estacionarias para protección contra incendios. Se usó para la verificación de la bomba y accesorios en el cuarto de bombas; también para realizar la estimación de pérdidas de carga.

**NFPA 24**, Norma Para la Instalación de Tuberías para Servicio Privado de Incendios y sus Accesorios. Se consultó la norma para la verificación de los gabinetes contra incendios, se consideró que los gabinetes funcionan como hidrantes.

**NFPA 14**, Norma para la Instalación de Sistemas de Montantes y Mangueras. Se consultó dicho material informativo para el análisis de los gabinetes contra incendios.

**Decreto Supremo 027-94-EM**, Reglamento de Seguridad para Instalaciones y Transportes de Gas Licuado de Petróleo. (Normativa nacional de plantas de envasado de GLP, en muchos casos insiste en el uso de las normas NFPA). Se utilizó por ejemplo en la validación de la cisterna de almacenamiento de agua.

**Documentos Técnicos de Osinergmin**, La división de Supervisión de Hidrocarburos Líquidos publicó documentos técnicos para plantas envasadoras de GLP, presentan manuales de seguridad, procedimientos de prueba e inspección de sistemas contra incendio y otras recomendaciones de diseño. Por ejemplo, la elección de hileras para sistemas de diluvio; la metodología para determinar el escenario de máximo riesgo, entre otras.

### **3.3 Obtención de Datos y Herramientas Informáticas**

Para el desarrollo del estudio se contó con las imágenes de planos de distribución e instalación sanitaria de la planta de envasado seleccionada, Anexo B; este material fue obtenido por mesa de partes vía correo electrónico gracias a Osinergmin, Anexo E.

La monografía requirió procesos iterativos para el cumplimiento del objetivo, se trabajó con el lenguaje de programación Python para obtener dichos resultados, Anexo A; se realizó cálculos con el software Epanet para comprobación, Anexo D; AutoCAD para visualizar los planos 2D e isométricos, Anexo C.

### 3.4 Consideraciones de Diseño

#### 3.4.1 Planteamiento del Problema

Para el desarrollo de la monografía se escogió la planta de Zeta Gas Andino, ubicado en la región Huánuco, a 1863 msnm. La planta cuenta con un tanque de almacenamiento horizontal aéreo de una capacidad de 10 000 gal, se ha propuesto ampliar su almacenamiento a través de la instalación de un nuevo tanque de GLP de capacidad 13 900 gal, por lo tanto, la empresa de envasado debe garantizar que su sistema contra incendio sea capaz de combatir el escenario de riesgo máximo.

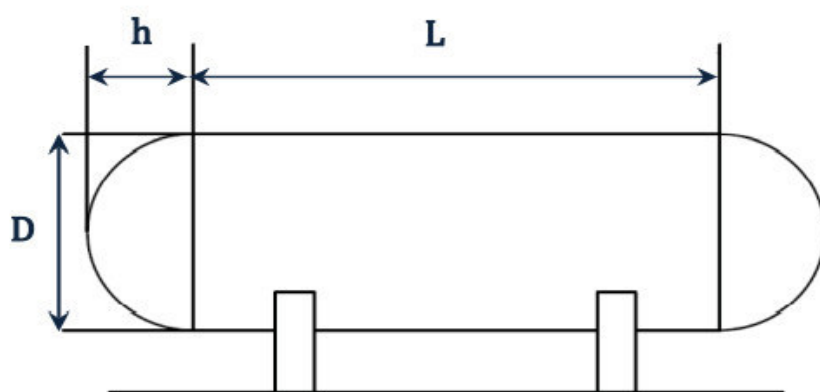
Tras la revisión de los planos sanitarios de la envasadora, se decidió, conservar la red principal de incendio, se realizó un nuevo diseño del sistema fijo de aspersion adecuándolo a la infraestructura en conjunto para los dos tanques, se consideró la normativa vigente.

#### 3.4.2 Características de la Planta de Envasado de GLP

##### 3.4.2.1 Características de los Tanques de GLP.

**Figura 6**

*Medidas Generales de Tanque Horizontal de GLP*



*Nota:* Adaptado de “Buenas prácticas en el diseño de sistemas de aspersion siguiendo los requisitos de NFPA 15 - edición 2017, en Plantas Envasadoras de GLP”, Jorge Merino Novoa, Osinergmin, s.f., p. 12.

**Tabla 9***Dimensiones de los Tanques de GLP del Proyecto*

Tanque	Capacidad	Diámetro(m)	Largo (m)	H, Casquete (m)
Actual	10 000 gal	2.14	9.13	1.07
Nuevo	13 900 gal	2.32	11.23	1.16

**3.4.2.2 Características de la Red Principal del Sistema contra Incendio.** Se contempla diámetros de 6”, 4”, 2 ½” y de 2”; Tubería de acero A53 cédula 40 y gabinetes clase III

La planta de envasado cuenta con una red de tuberías presentada en los planos, de la evaluación a dicha instalación principal se obtuvo:

Tuberías de 6 pulgadas que permiten un paso nominal de 750 gpm, tuberías de 4 pulgadas que alimentan menos de 3 gabinetes contra incendio; por lo tanto, la distribución de tuberías presentada es viable para las nuevas condiciones de diseño.

Respecto a los Gabinetes en total son 4 distribuidos en planta, revisar imagen de plano sanitario, Anexo B.

- 1 en la pared frente a la plataforma.
- 1 en pared posterior a la plataforma.
- 1 al costado de la cisterna de agua contra incendio.
- 1 cercana a las oficinas administrativas.

Además, la planta dispondrá de bifurcos, con entrada de 2 ½ pulgadas a dos salidas de 1 ½ pulgadas.

De los planos sanitarios se sabe que la capacidad de la cisterna de agua es de 462 m<sup>3</sup>, y la empresa tiene planificado una ampliación de 338 m<sup>3</sup> para el combate de incendios.

### 3.5 Cálculos de Ingeniería

#### 3.5.1 Cálculo del Caudal Mínimo para el Combate de Incendios

Para hallar los caudales mínimos en tanques de almacenamiento de GLP se debe determinar el área de enfriamiento y multiplicarlo por la densidad hidráulica de 10.2 lpm; para las otras posibles fuentes de ignición se usó la Tabla 4.

Como primer paso es necesario definir la superficie o zona de diluvio a enfriar.

$$A_{\text{total}} = A_{\text{cabezales}} + A_{\text{cilindro}} \quad (26)$$

$$A_{\text{total}} = 2\pi \left( \frac{D^2}{4} + h^2 \right) + \pi DL \quad (27)$$

Se multiplicó el área total por la densidad hidráulica:

$$Q_{\text{min}} = A_{\text{total}} \times dr \quad (28)$$

Se reemplazó las dimensiones de los tanques en la ecuación (27):

Para el tanque de 10 000 gal:

$$A_{\text{total}} = 2\pi \left( \frac{2.14^2}{4} + 1.07^2 \right) + \pi(2.14)(9.13)$$

$$Q_{\text{min}} = 75.768 \text{ m}^2 \times 10.2 \frac{\text{lpm}}{\text{m}^2}$$

$$Q_{\text{min}} = 772.837 \text{ lpm} = 204.162 \text{ gpm}$$

Para el tanque de 13 900 gal:

$$A_{\text{total}} = 2\pi \left( \frac{2.32^2}{4} + 1.16^2 \right) + \pi(2.32)(11.23)$$

$$Q_{\text{min}} = 98.759 \text{ m}^2 \times 10.2 \frac{\text{lpm}}{\text{m}^2}$$

$$Q_{\text{min}} = 1007.342 \text{ lpm} = 266.112 \text{ gpm}$$

**Tabla 10***Demanda Hidráulica por Fuente de Ignición*

Elemento de Riesgo	Abreviatura	Caudal en gpm.
Tanque de 10 000 gal	Tk1	205
Tanque de 13 900 gal	Tk2	267
Tanque pulmón	Tp	100
Cisterna 1	C1	300
Cisterna 2	C2	300
Plataforma de Envasado	P	100
Camión 1	CB1	100
Camión 2	CB2	100
Camión 3	CB3	100
Camión 4	CB4	100

*Nota:* Zonas de peligro en la planta de envasado con su respectivo caudal de mitigación.

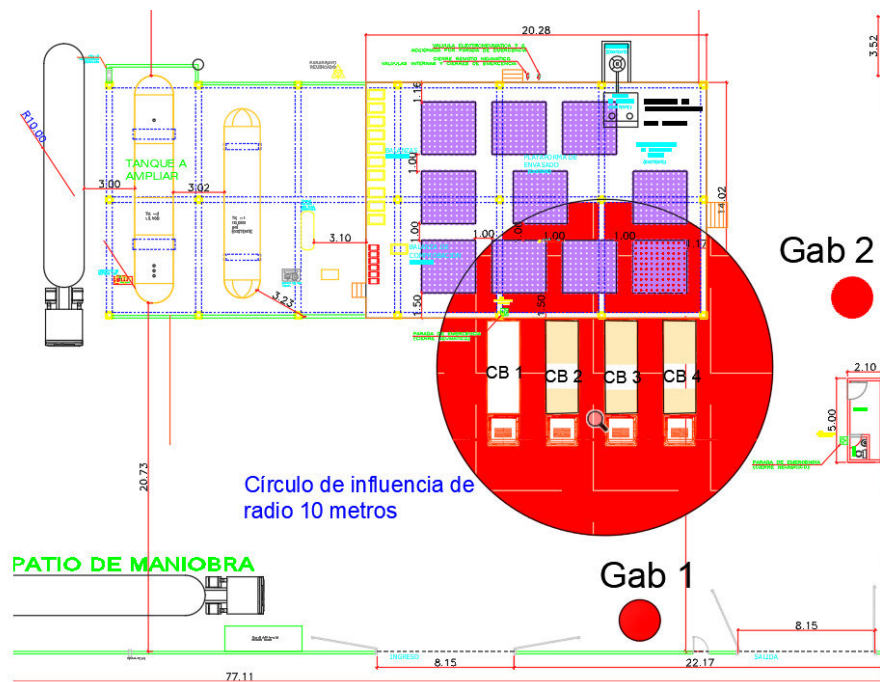
En la Tabla 10, se incorporó los caudales mínimos de enfriamiento de los tanques de 13 900 gal y 10 000 gal, además se agregó la demanda de las otras fuentes de ignición con la ayuda de Tabla 4, la cual explica el requerimiento mínimo de caudales en establecimientos de envasado de GLP.

### **3.5.2 Demanda Hidráulica para los Escenarios de Riesgos**

En la Figura 7, se visualiza los elementos de riesgo frente a un incendio de la planta envasadora; se estimó que el incidente ocurrirá en el camión baranda número tres, por lo tanto, se trazó el área de influencia con un círculo de 10 metros de radio, el alcance del incidente cubre la plataforma de envasado y los demás camiones barandas, sin embargo, el camión 1, queda protegido por el tercer camión, principio de apantallamiento, el caudal necesario es de 100 gpm por cada camión y 100 gpm para la plataforma de envasado, de la suma se determinó un caudal de 400 gpm

**Figura 7**

*Ejemplo de Escenario de Riesgo frente a Incendios*



*Nota:* Modificado de “Plano A-01 Distribución de planta envasadora Zeta Gas Andino. Osinergmin, sistema de acceso a la información pública mediante expediente 202100280971, 20 de diciembre de 2021.

El escenario de mayor demanda ocurre en el tanque de 13 900 gal o en el camión cisterna de 16 000 gal, para ambos escenarios de incendio es necesario el encendido del sistema de diluvio y el uso de 3 mangueras contra incendio de 100 gpm; la Tabla 11, recopila la demanda de caudal para cada posible escenario, donde se determinó un caudal de 772 gpm para el máximo riesgo.

### **3.5.3 Capacidad de Almacenamiento Mínimo en Cisterna de Agua**

Para un caudal de 772 gpm; con un valor numérico de uno a cuatro horas, determinado por él (D.S. 027-94-EM, 1994), se calculó la capacidad de 701.4 m<sup>3</sup>, para cuatro horas, el más desfavorable. La capacidad de la cisterna de agua, debe estar por encima del volumen mínimo.

**Tabla 11***Demanda para Escenarios de Riesgo en Planta Envasadora de GLP*

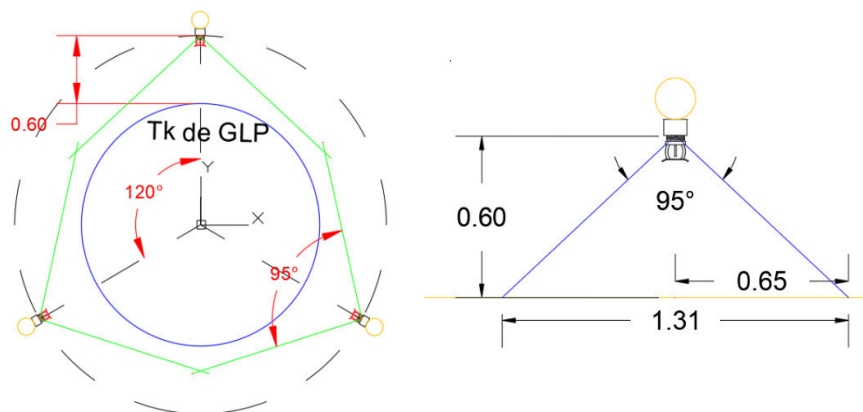
Zonas Comprometidas	Caudales Mínimos para las Zonas de Origen del Incendio (gpm).									
	Tk1	Tk2	Tp	C1	C2	P	CB1	CB2	CB3	CB4
Tk 1	205	205	205	205	-	-	-	-	-	-
Tk 2	267	267	267	267	-	-	-	-	-	-
Tp	100	-	100		-	-	-	-	-	-
C 1	-	300	-	300	-	-	-	-	-	-
C 2	-	-	-	-	300		-	-	-	-
P	100	-	100	-	-	100	100	100	100	100
CB 1	-	-	-	-	-	100	100	100	-	-
CB 2	-	-	-	-	-	100	100	100	100	-
CB 3	-	-	-	-	--	100	-	100	100	100
CB 4	-	-	-	-	-	100	-	-	100	100
Total, caudales	672	772	672	772	300	500	300	400	400	300

### 3.5.4 *Diseño y Análisis del Sistema de Diluvio para los Dos Tanques de GLP*

**3.5.4.1 Selección de la Arquitectura del Sistema de Diluvio.** En la Tabla 8, se recomienda el uso de tres hileras para diámetros menores a 2.4 m con un ángulo cónico de aspersion de 90°, sin embargo, de catálogo se seleccionó un ángulo de 95°.

La distancia vertical entre aspersor y tanque de almacenamiento de GLP será de 2 pies o su equivalente 0.6 metros justificado en las recomendaciones del fabricante, NFPA 15 y Osinergmin. Para dicha altura vertical se designó una distancia radial de 1.3 metros indicado en la Figura 8. La ecuación (29) permite el cálculo de aspersores para cada tanque.

$$N_{\text{aspersores superficie cilindrica}} = \frac{L_{\text{cilindro}}}{x} + 1 \quad (29)$$

**Figura 8***Vista de Distribución de Aspersores*

Para el tanque: 10 000 gal:

$$N_{\text{aspersores superficie cilíndrica}} = \frac{9.13}{1.3} + 1 = 8.02$$

Puede ser 8 aspersores, sin embargo, por seguridad se escogió 9, más un aspersor en cada extremo. La cantidad de aspersores en total por hilera es de 11. Para calcular la distancia de separación se utiliza nuevamente la ecuación (29), donde se despeja  $x$ .

$$9 = \frac{9.13}{x} + 1$$

$$x = 1.14 \text{ metros}$$

Se realiza el mismo análisis y cálculo para el tanque de 13 900 gal:

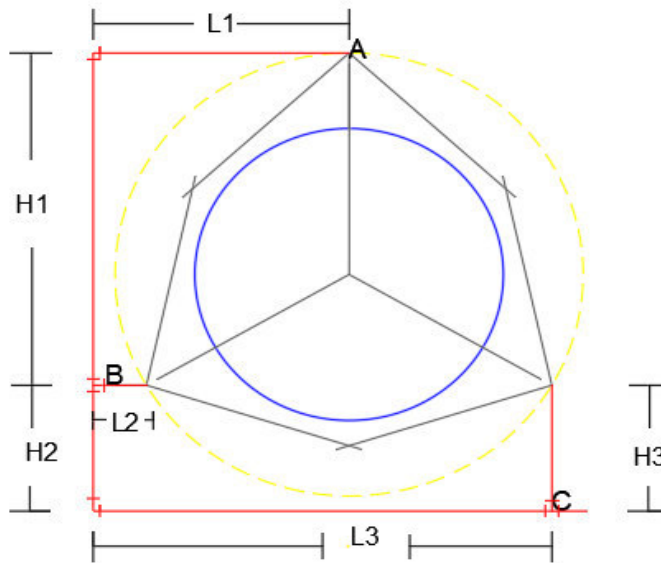
$$N_{\text{aspersores superficie cilíndrica}} = \frac{11.23}{1.3} + 1 = 9.6 \text{ se redondeó a } 10.$$

$$10 = \frac{11.23}{x} + 1$$

$$x = 1.25 \text{ metros}$$

Se escogió 10 aspersores en la superficie cilíndrica con una separación de 1.25 metros, más un aspersor en cada extremo perteneciente a la superficie semiesférica del tanque, en total son 12 aspersores.



**Figura 9***Dimensiones del Sistema de Diluvio***Tabla 12***Medidas y Características del Sistema de Diluvio.*

Características	Tanque de 10 000 gal	Tanque de 13 900 gal	Diámetro (in)
Ángulo entre aspersores	120°	120°	-
Ángulo cónico de aspersión	95°	95°	-
Distancia vertical	0.6 m	0.6 m	-
Número de hileras	3	3	-
Número de aspersores por hilera	11	12	-
Número total de aspersores del sistema	33	36	-
Diámetro nominal de hilera.	2 in	2 in	-
Espacio entre aspersores	1.14 m	1.25 m	2.067
Longitud de arco <sup>a</sup>	1.75 m	1.84 m	2.067
L1	1.85 m	1.92 m	2.469
L2	0.4 m	0.4 m	2.469
L3	3.29 m	3.45 m	4.026
H1	2.51 m	2.64 m	2.469
H2	0.74 m	0.74 m	4.026
H3	0.74 m	0.74 m	2.469

*Nota:* <sup>a</sup> Representa la longitud de la tubería entre el aspersor en el extremo y el

subsiguiente, revisar Anexo C.1.

**3.5.4.2 Análisis del Sistema de Diluvio para los Tanques de 10 000 y 13 900 gal.** Debe considerarse aspersores de diferente factor k de descarga, con una aleatoriedad de diámetros de tubería y rango de presiones en funcionamiento. No obstante, se hizo un precálculo y se probó valores de presión, coeficientes de descarga para el aspersor más desfavorable; esto solo determinó el caudal total, Tabla 13. Se observa que los caudales de enfriamiento mínimos de 267 y 205 gpm, a una presión cercana a 40 psi y un k de 1.2 logra un adecuado enfriamiento, de igual forma lo consigue un factor k de 1.4 y presiones cercanas a 30 psi.

Para calcular la presión de operación del sistema de diluvio, se consideró en un primer análisis un caudal inicial 8 gpm, un coeficiente de Hazen y Williams de 120, las dimensiones de la Tabla 12 y un factor k de 1.2. El análisis incluyó el efecto de la presión por velocidad, para poder incluirla es necesario el uso de técnicas numéricas para su cálculo. La arquitectura se muestra en el Anexo C.1.

La Figura 10, muestra un diagrama de flujo que sintetiza el desarrollo del análisis, para establecer la ecuación de Newton Raphson se consideró la función igualada a cero como la diferencia de la energía hidráulica entre el nodo anterior y el actual, y se tomó por incógnita el caudal de aporte. Se puede utilizar diferentes caudales y k de inicio, y repetir varias veces el procedimiento

**Tabla 13**

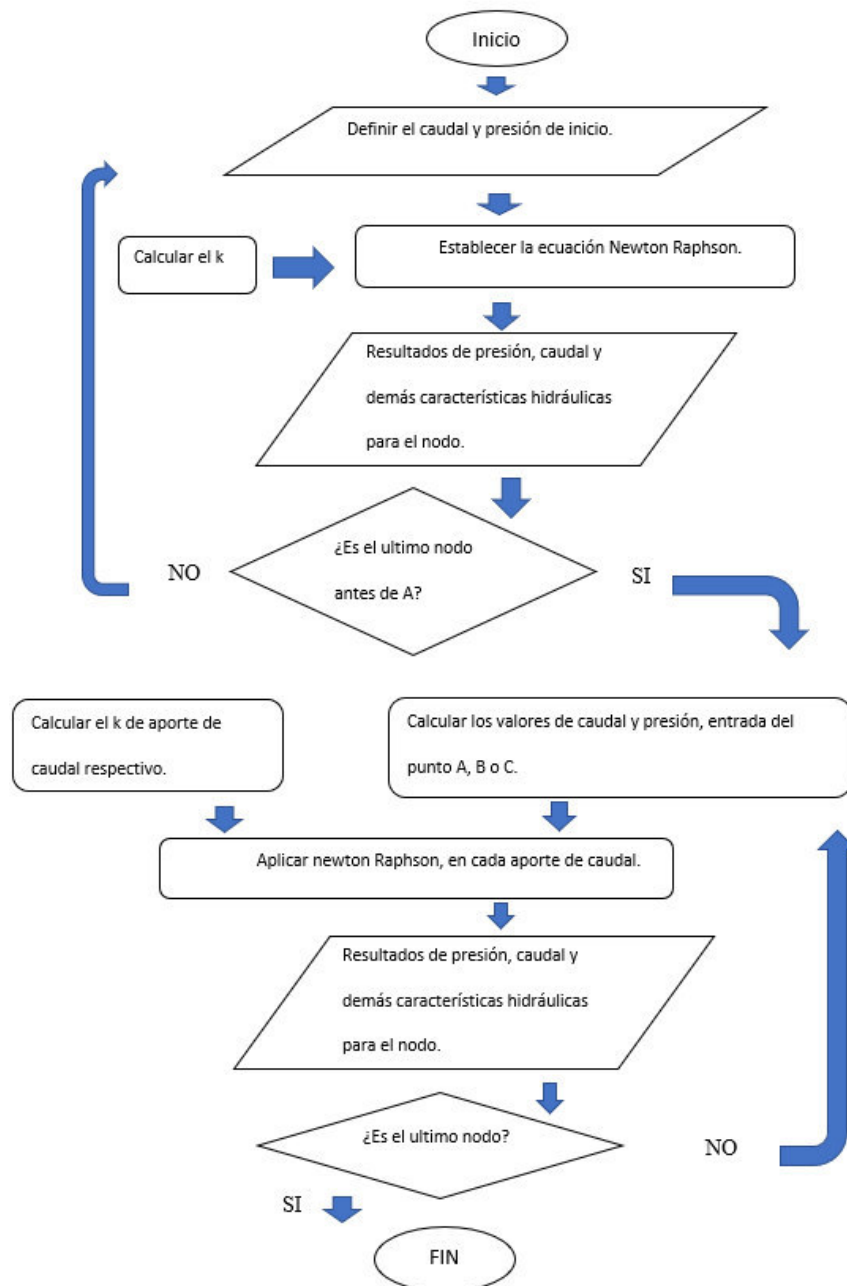
*Precálculo Sistema de Diluvio*

Caudales (gpm)	Tanque de 10 000 gal	Tanque de 13 900 gal
$1.2\sqrt{30} = 6.57^a$	$33 \times 6.57 = 216.81 \text{ gpm}$	$36 \times 6.57 = 236.52 \text{ gpm}$
$1.4\sqrt{30} = 7.67$	$33 \times 7.67 = 253.11 \text{ gpm}$	$36 \times 7.67 = 276.12 \text{ gpm}$
$1.2\sqrt{40} = 7.59$	$33 \times 7.59 = 250.5 \text{ gpm}$	$36 \times 7.59 = 273.24 \text{ gpm}$

*Nota:* <sup>a</sup> Cálculo de la ecuación (13).

**Figura 10**

*Diagrama de Flujo para el Sistema de Diluvio*

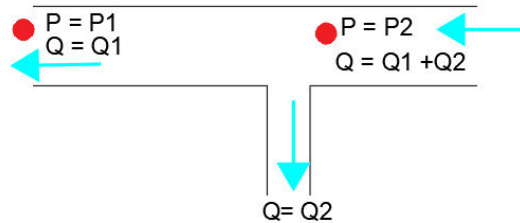


Se desarrolló los cálculos para el primer tanque de 10 000 gal:

***Cálculo del Primer Factor de Distribución  $k_{f1}$*** . Se sabe que el factor de descarga es 1.2, el efecto de la T hasta la línea principal causa un incremento de presión, no obstante, dicho efecto se puede despreciar al solo existir una T.

### Figura 11

#### Balace de la Ecuación de Bernoulli Modificada



*Nota:* Se aplica la ecuación de Bernoulli modificada, considerar que Q2 es el caudal de aporte y Q1 el caudal de los aspersores aguas abajo.

**Cálculos en la Línea Principal.** El último aspersor se encuentra 0.84 metros por debajo de la línea de aspersión principal, Anexo C.1.

Se nombró al último aspersor del extremo como el aspersor del nodo 1, así sucesivamente con el resto de boquillas.

$$\text{Para el nodo 1: } Q = 8 \text{ gpm}$$

$$P = 44.44 \text{ psi}$$

La presión es igual a la presión total para el primer punto.

Longitud: 1.75 metros.

Diámetro: 2.067 pulgadas.

Z: -0.84 metros.

Para el nodo 2 se planteó las ecuaciones siguientes:

$$P_{n_{\text{nodo2}}} + P_{V_{\text{nodo2}}} + Z_{\text{nodo2}} = P_{n_{\text{nodo1}}} + P_{V_{\text{nodo1}}} + Z_{\text{nodo1}} + \sum hf_{2-1}$$

$$\sum hf_{2-1} = 4.52 \frac{Q_1^{1.85}}{C^{1.85} \cdot D_1^{4.87}} (L + Le)$$

$$P_{V_{\text{nodo2}}} = 0.001123 \frac{(Q_1 + Q_2)^2}{D^4}$$

$$P_{V_{\text{nodo1}}} = 0.001123 \frac{Q_1^2}{D_1^4}$$

Además: por equilibrio de caudales:

$$k_{f1} \sqrt{P_{n_{\text{nodo2}}}} = Q_2$$

$$Z_{\text{nodo1}} = -0.84 \text{ m}$$

Se sustituyeron los valores en el sistema de ecuaciones planteado.

Las unidades deben estar en psi.

$$P_{n_{\text{nodo2}}} + P_{V_{\text{nodo2}}} + 0 = 44.44 - 0.84(3.28)(0.4335) + \sum hf_{2-1}$$

La presión total en el punto 1 es 44.44 psi por ser aspersor de extremo.

$$\sum hf_{2-1} = 4.52 \frac{8^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 2.067^{4.87}} (1.75(3.28)) = 0.00504$$

$$P_{V_{\text{nodo2}}} = 0.001123 \frac{(8 + Q_2)^2}{2.067^4}$$

Además: por equilibrio de caudales:

$$1.2 \sqrt{P_{n_{\text{nodo2}}}} = Q_2$$

Para resumir, se planteó una ecuación dependiente del caudal  $Q_2$ :

$$\left(\frac{Q_2}{1.2}\right)^2 = 43.246 + 0.00504 - 0.001123 \frac{(8 + Q_2)^2}{2.067^4}$$

Se resolvió la ecuación por Newton Raphson:

$$P_{n_{\text{nodo2}}} = 43.24; P_{V_{\text{nodo2}}} = 0.0155$$

$$P_{t_{\text{nodo2}}} = 43.25; Q_2 = 7.88$$

$Q_2 + Q_1 = 8 + 7.88 = 15.88$  gpm, caudal de salida del nodo 2.

Para el nodo 3 se planteó las ecuaciones siguientes:

$$P_{n_{\text{nodo3}}} + P_{V_{\text{nodo3}}} + Z_{\text{nodo3}} = P_{n_{\text{nodo2}}} + P_{V_{\text{nodo2}}} + Z_{\text{nodo2}} + \sum hf_{2-1}$$

$$Z_{\text{nodo3}} = Z_{\text{nodo2}}$$

$$P_{V_{\text{nodo}}} + P_{n_{\text{nodo}}} = P_{t_{\text{nodo}}}$$

$$\sum hf_{3-2} = 4.52 \frac{15.88^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 2.067^{4.87}} (1.14(3.28)) = 0.0117$$

$$P_{V_{\text{nodo3}}} = 0.001123 \frac{(15.88 + Q3)^2}{2.067^4}$$

Además: por equilibrio de caudales:

$$1.2 \sqrt{P_{n_{\text{nodo3}}}} = Q3$$

Para resumir, se obtuvo una ecuación dependiente del caudal Q3:

$$\left(\frac{Q3}{1.2}\right)^2 = 43.255 + 0.0116 - 0.001123 \frac{(8 + Q3)^2}{2.067^4}$$

Se resolvió la ecuación por Newton Raphson:

$$P_{n_{\text{nodo3}}} = 43.232; P_{V_{\text{nodo3}}} = 0.0347; Q3 = 7.88$$

$Q3 + 15.88 = 7.88 + 15.88 = 23.76$  gpm, caudal de salida del nodo 3.

Se realizó los mismos cálculos hasta llegar al último nodo, antes del punto A, resultados en la Tabla 14, se observó que el efecto de la velocidad es despreciable, no obstante, se realizó su cálculo; el motivo, la combinación de un caudal pequeño para el diámetro de la tubería.

**Tabla 14**

*Resultados para el Ramal 1*

Nodos	Presión Normal (psi)	Presión Total (psi)	Caudal de Entrada (gpm)	Caudal de Aporte (gpm)	Caudal de Salida (gpm)
Nodo 1	44.44	44.4	8	0	8
Nodo 2	43.2392	43.2547	8	7.8802	15.8802
Nodo 3	43.2317	43.2664	15.8802	7.8795	23.7597
Nodo 4	43.2294	43.2910	23.7597	7.8793	31.6390
Nodo 5	43.2367	43.3328	31.639034	7.8799	39.5190
Nodo 6	43.2577	43.3959	39.5190	7.8818	47.4009

**Cálculo del Segundo Factor de Distribución kf2.** En el punto A se adhiere a la línea principal un ramal 2, esta sección de tubería tiene las mismas características que el tramo calculado, con la diferencia de poseer un aspersor menos, por lo tanto:

Caudal de salida = 39.52 gpm

Presión total = 43.33 psi

$$Pn_A + Pv_A + Z_A = Pn_{ramal2} + \frac{V_{ramal2}^2}{2g} + Z_{ramal2} + \sum hf$$

$$Z_A = Z_{ramal2}$$

$$Pt_A = Pt_{ramal2} + \sum hf$$

De la sustitución, se simplificó en la ecuación:

$$Pt_A = Pt_{ramal2} + 4.52 \frac{Q^{1.85}}{C^{1.85} \cdot D^{4.87}} (L + Le)$$

L= 0.575 metros, Le = T de 2 ½ a 2 pulgadas, Tabla 3, la NFPA 15 menciona que se considera el diámetro más pequeño, corresponde 10 pies.

$$Pt_A = 43.33 + 4.52 \frac{39.52^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 2.067^{4.87}} (0.575(3.28) + 10)$$

$$Pt_A = 43.53$$

$$kf2 = \frac{39.52}{\sqrt{43.53}} = 5.989$$

**Cálculos para el Punto A.** se observa desde el nodo 6 al nodo A lo siguiente:

L: 0.575 metros, una diferencia de cotas de 0.

Le: una T de 2 ½ a 2 pulgadas es de 10 pies

kf2: 5.989 y una presión total de: 43.39

$$P_{n_{\text{nodoA}}} + P_{v_{\text{nodoA}}} + Z_{\text{nodoA}} = P_{n_{\text{nodo6}}} + P_{v_{\text{nodo6}}} + Z_{\text{nodo6}} + \sum hf_{A-6}$$

$$Z_{\text{nodo6}} = Z_{\text{nodoA}}$$

$$P_{n_{\text{nodo6}}} + P_{v_{\text{nodo6}}} = P_{t_{\text{nodo6}}}$$

$$\sum hf_{A-6} = 4.52 \frac{47.4^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 2.067^{4.87}} (0.575(3.28) + 10) = 0.28$$

$$P_{v_{\text{nodoA}}} = 0.001123 \frac{(47.4 + Q_{\text{ramal2}})^2}{2.469^4}$$

Además: por equilibrio de caudales:

$$5.989 \sqrt{P_{n_{\text{nodoA}}}} = Q_{\text{ramal2}}$$

Para resumir, se planteó la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{Q_{\text{ramal2}}}{5.989}\right)^2 = 43.39 + 0.28 - 0.001123 \frac{(47.4 + Q_{\text{ramal2}})^2}{2.469^4}$$

Donde la única incógnita es el caudal  $Q_{\text{ramal2}}$ , resultados:

$$P_{n_{\text{nodoA}}} = 43.448 \text{ psi}; P_{v_{\text{nodoA}}} = 0.228 \text{ psi}$$

$$Q_{\text{ramal2}} = 39.48$$

$$Q_{\text{total}} = 47.4 + 39.48 = 86.88 \text{ gpm}$$

En el punto A el caudal de salida es de 86.88 gpm con una presión total de 43.67 psi, que es la suma de la presión normal y la presión por velocidad. En el punto B y C, existe un ramal idéntico a la unión de los ramales del punto A; entonces los datos de salida del punto A son considerados para el cálculo de sus coeficientes de distribución  $k$ .

El ramal de intercepción en el punto B con el principal será el ramal 3; a continuación, el cálculo del coeficiente de distribución para dicho ramal.

**El Cálculo del Coeficiente de Distribución  $k_{f3}$ .** Se estableció como un ramal idéntico a la salida en A, se planteó la ecuación de Bernoulli Modificada, ecuación (4).



$$P_{t_B} + Z_B = P_{n_{ramal3}} + \frac{V_{ramal3}^2}{2g} + Z_{ramal3} + \sum hf$$

$$Z_B = Z_{ramal3}$$

$$P_{t_B} = P_{t_{ramal3}} + \sum hf$$

$$P_{t_{ramal3}} = P_{t_{nodoA}}$$

$$Q = Q_A$$

De la sustitución, se simplificó en la ecuación:

$$P_{t_B} = P_{t_{nodoA}} + 4.52 \frac{Q^{1.85}}{C^{1.85} \cdot D^{4.87}} (L + Le)$$

$L = 0.4$  metros y  $Le = T$  de 4 a 2 ½ pulgadas; la NFPA 15 considera el diámetro más pequeño, corresponde 12 pies, de la Tabla 3.

$$P_{t_B} = 43.67 + 4.52 \frac{86.88^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 2.469^{4.87}} (0.4(3.28) + 12)$$

$$P_{t_{nodoB}} = 44.08$$

$$kf3 = \frac{86.88}{\sqrt{44.08}} = 13.085$$

**Cálculo para el Punto B.** Con el factor de distribución calculado se planteó las ecuaciones siguientes:

$$P_{n_{nodoB}} + P_{v_{nodoB}} + Z_{nodoB} = P_{n_{nodoA}} + P_{v_{nodoA}} + Z_{nodoA} + \sum hf_{B-A}$$

$$Z_A = (Z_B + 2.51) \text{ metros}$$

$$P_{n_{nodoA}} + P_{v_{nodoA}} = P_{t_{nodoA}}$$

El valor del caudal de entrada en B es 86.88, el mismo en la salida de A.

$L = 2.51$  metros de tubería vertical y  $1.85$  de tubería horizontal y un codo de  $2 \frac{1}{2}$  pulgadas.

$$\sum hf_{B-A} = 4.52 \frac{86.88^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 2.469^{4.87}} ((2.51 + 1.85)(3.28) + 6) = 0.618$$

$$P_{V_{nodoB}} = 0.001123 \frac{(86.88 + Q_{ramal3})^2}{4.026^4}$$

Además: por equilibrio de caudales:

$$13.085 \sqrt{P_{nodoB}} = Q_{ramal3}$$

Para resumir, se planteó la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{Q_{ramal3}}{13.085}\right)^2 = 43.67 + 0.618 - 0.001123 \frac{(86.88 + Q_{ramal3})^2}{4.026^4} + 3.6$$

Donde la única incógnita es el caudal  $Q_{ramal3}$ , resultados:

$$P_{nodoB} = 47.73 \text{ psi}; P_{V_{nodoB}} = 0.13 \text{ psi}$$

$$Q_{ramal3} = 90.4$$

$$Q_{total} = 90.4 + 86.88 = 177.29$$

El caudal de salida del punto B es de  $177.3$  gpm y una presión total igual a  $47.86$  psi.

Para el tramo de B hasta C, se requiere conocer un coeficiente de distribución de caudales en C, al ser alimentado por un ramal con una configuración idéntica a la salida del punto A, se seleccionó los datos de salida del punto A, para el cálculo del factor de distribución; el tramo aportante será el ramal 4.

***El Cálculo del Coeficiente de Distribución  $k_f4$ .*** Se consideró como un ramal idéntico a la salida en A, se planteó la ecuación de Bernoulli Modificada, ecuación (4).

$$P_{tC} + Z_C = P_{n_{ramal4}} + \frac{V_{ramal4}^2}{2g} + Z_{ramal4} + \sum hf$$

$$Z_{ramal4} = (Z_C + 0.74) \text{ metros}$$

$$P_{tC} = P_{t_{\text{ramal4}}} + 0.74(1.4223) + \sum hf$$

$$P_{t_{\text{ramal4}}} = P_{tA}$$

$$Q = QA$$

De la sustitución, se simplificó en la ecuación:

$$P_{tC} = P_{tA} + 4.52 \frac{Q^{1.85}}{C^{1.85} \cdot D^{4.87}} (L + Le) + Z_{\text{ramal4}}$$

$L = 0.74$  metros de  $2 \frac{1}{2}$  pulgadas

$Le = T$  de 4 pulgadas, de la Tabla 3, corresponde 20 pies.

$$P_{tC} = 43.67 + 4.52 \frac{86.88^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 2.469^{4.87}} (0.74(3.28) + 20) + 1.05$$

$$P_{tC} = 45.4$$

$$kf4 = \frac{86.88}{\sqrt{45.4}} = 12.89$$

**Cálculo para el Punto C.** Con el factor de distribución calculado se planteó las siguientes ecuaciones:

$$P_{n_{\text{nodoC}}} + P_{v_{\text{nodoC}}} + Z_{\text{nodoC}} = P_{n_{\text{nodoB}}} + P_{v_{\text{nodoB}}} + Z_{\text{nodoB}} + \sum hf_{C-B}$$

$$Z_{\text{nodoC}} = (Z_{\text{nodoB}} - 0.74) \text{ metros}$$

$$P_{n_{\text{nodoB}}} + P_{v_{\text{nodoB}}} = P_{t_{\text{nodoB}}}$$

El valor del caudal de entrada en C es 177.29, el mismo en la salida de B.

$L = 0.74$  metros de tubería vertical y 3.29 metros de tubería horizontal de 4 pulgadas.

$Le =$  existe un codo de 4 pulgadas, corresponde 10 pies.

$$\sum hf_{C-B} = 4.52 \frac{177.29^{1.85}}{120^{1.85} 4.026^{4.87}} ((0.74 + 3.29)(3.28) + 10) = 0.24$$

$$P_{V_{\text{nodoc}}} = 0.001123 \frac{(177.29 + Q_{\text{ramal4}})^2}{4.026^4}$$

Además: por equilibrio de caudales:

$$12.89 \sqrt{P_{n_{\text{nodoc}}}} = Q_{\text{ramal4}}$$

Para resumir, se planteó la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{Q_{\text{ramal4}}}{12.89}\right)^2 = 47.86 + 0.24 - 0.001123 \frac{(177.29 + Q_{\text{ramal4}})^2}{4.026^4} + 1.05$$

Donde la única incógnita es el caudal  $Q_{\text{ramal4}}$ , resultados:

$$P_{n_{\text{nodoc}}} = 48.86 \text{ psi}$$

$$P_{V_{\text{nodoc}}} = 0.3 \text{ psi}$$

$$Q_{\text{ramal4}} = 90.12$$

$$Q_{\text{total}} = 90.07 + 177.29 = 267.4 \text{ gpm}$$

Para el punto C se calculó una presión total de 49.16 psi y un caudal de 267.4 gpm.

En esta intersección es donde termina el primer sistema de diluvio, resumen en Tabla 15, se realizó el mismo procedimiento para el sistema de diluvio del tanque de 13 900 gal, se calculó un caudal total de 291.5 gpm con una presión total de 49.46 psi, resumen de cálculos en Tabla 16. Los resultados están en psi y gpm, a excepción de la velocidad que se encuentra en m/s.

Se corrió el código del Anexo A.1, para probar con diferentes caudales de inicio y factor de descarga igual a 1.2 y 1.4, la Tabla 17 y Tabla 18 muestran resultados en psi y gpm, además están limitados para un k de 1.2 que es el valor seccionado para el desarrollo del trabajo monográfico.

**Tabla 15***Resultados del Sistema de Diluvio para el Tanque de 10 000 gal*

Nodo	Perdidas Fricción	Velocidad Entrada	Velocidad Salida	Presión Normal	Presión Total	Presión Velocidad	Caudal de Aporte	Caudal de Entrada	Caudal de Salida
nodo 1	0	0	0.233138	44.444444	44.444444	0	0	8	8
nodo 2	0.005039	0.233138	0.462784	43.239238	43.254752	0.015514	7.880204	8	15.880204
nodo 3	0.011679	0.462784	0.692411	43.231702	43.266431	0.03473	7.879517	15.880204	23.759721
nodo 4	0.024612	0.692411	0.922032	43.229459	43.291043	0.061583	7.879313	23.759721	31.639034
nodo 5	0.041807	0.922032	1.151672	43.236771	43.33285	0.096079	7.879979	31.639034	39.519014
nodo 6	0.063085	1.151672	1.381367	43.257708	43.395935	0.138226	7.881887	39.519014	47.400901
Punto A	0.280675	1.381367	1.774549	43.448497	43.676610	0.228112	39.480486	47.400901	86.881387
Punto B	0.618987	1.774549	1.361861	47.731219	47.865570	0.134350	90.405572	86.881387	177.286958
Punto C	0.244831	1.361861	2.054103	48.857257	49.162902	0.305645	90.116020	177.286958	267.402978

**Tabla 16***Resultados del Sistema de Diluvio para el Tanque de 13 900 gal*

Nodo	Perdidas Fricción	Velocidad Entrada	Velocidad Salida	Presión Normal	Presión Total	Presión Velocidad	Caudal de Aporte	Caudal de Entrada	Caudal de Salida
nodo 1	0	0	0.233138	44.444444	44.444444	0	0	8	8
nodo 2	0.005302	0.233138	0.462784	43.182619	43.198123	0.015504	7.875043	8	15.875043
nodo 3	0.012799	0.462784	0.692411	43.176222	43.210921	0.0347	7.87446	15.875043	23.749503
nodo 4	0.026965	0.692411	0.922032	43.176362	43.237886	0.061525	7.874472	23.749503	31.623975
nodo 5	0.045801	0.922032	1.151672	43.187703	43.283687	0.095984	7.875507	31.623975	39.499482
nodo 6	0.069109	1.151102	1.380684	43.214706	43.352796	0.13809	7.877968	39.499482	47.37745
Punto A	0.263003	1.380684	1.931900	43.345439	43.615799	0.270360	47.207770	47.377450	94.585220
Punto B	0.747744	1.931900	1.484348	47.958811	48.118415	0.159604	98.647024	94.585220	193.232244
Punto C	0.293609	1.484348	2.239389	49.101254	49.464525	0.363272	98.291238	193.232244	291.523482

**Tabla 17***Resultados para Múltiples Caudales, Diluvio del Tanque de 10 000 gal*

N	Q, Inicial	P, Aspersor Alejado	P, Total	Q, Total	Nuevo k
1	6.0	25.000000	29.177640	202.696491	37.525039
2	6.5	29.340278	33.640808	218.816101	37.726461
3	7.0	34.027778	38.459465	234.978116	37.890104
4	7.5	39.062500	43.633523	251.175614	38.024834
5	8.0	44.444444	49.162902	267.402978	38.137084
6	9.0	56.250000	61.287323	299.929895	38.311965
7	10.0	69.444444	74.832177	332.531427	38.440454
8	11.0	84.027778	89.796979	365.188872	38.537778
9	12.0	100.000000	106.181293	397.889151	38.61340

**Tabla 18***Resultados para Múltiples Caudales, Diluvio del Tanque de 13 900 gal*

N	Q, Inicial	P, Aspersor Alejado	P, Total	Q, Total	Nuevo k
1	6.0	25.000000	29.406103	221.046502	40.762885
2	6.5	29.340278	33.885897	238.602381	40.988807
3	7.0	34.027778	38.722296	256.205312	41.172532
4	7.5	39.062500	43.915203	273.847736	41.323939
5	8.0	44.444444	49.464525	291.523482	41.450199
6	9.0	56.250000	61.632079	326.955704	41.647171
7	10.0	69.444444	75.224333	362.471565	41.792155
8	11.0	84.027778	90.240738	398.050241	41.902176
9	12.0	100.000000	106.680800	433.677127	41.987826

Respecto al nuevo k de la Tabla 17 y Tabla 18, es el valor que relaciona caudal y presión, se consideró su uso para el cálculo de la red en funcionamiento y es necesario la instalación de una válvula reductora de presión, para evitar desperdicio de caudales.

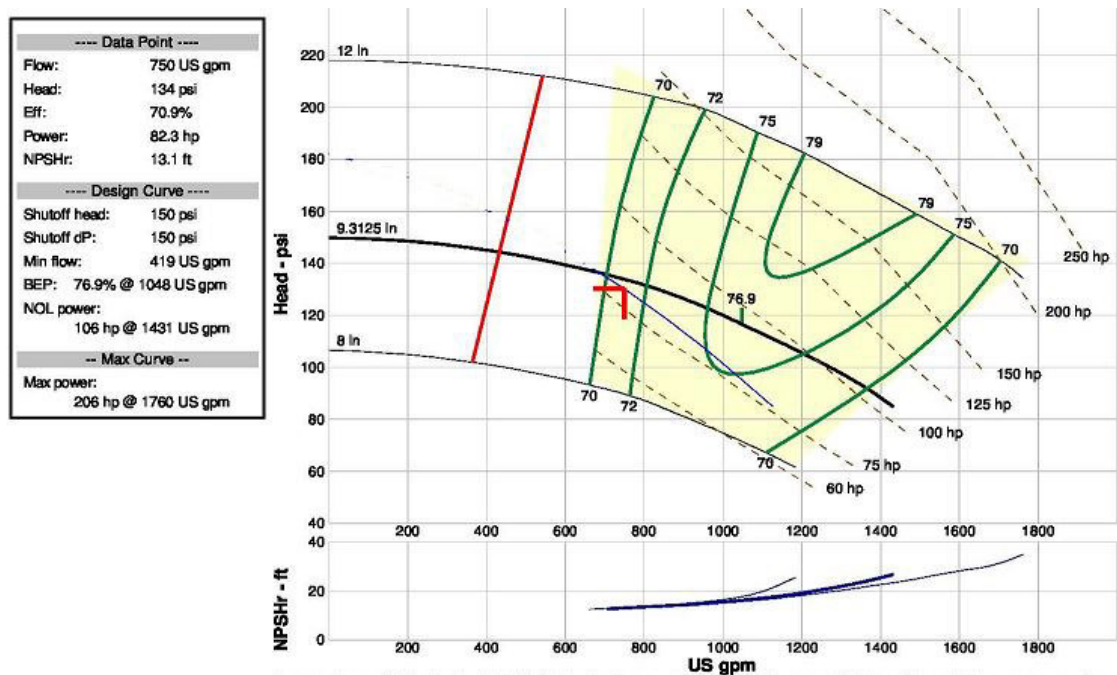
### 3.5.5 *Análisis de la Bomba contra Incendios*

Se debe aclarar que el estudio está en la etapa de proyecto, no existe una bomba instalada para el actual escenario, por lo tanto, se buscó una bomba cuya curva de operación satisfaga los requerimientos hidráulicos, se seleccionó una bomba de capacidad de 750 gpm y

130 psi que corresponde a la curva del trabajo monográfico realizado por José Luis Velázquez Romero, Figura 12; es importante mencionar que en la Figura 13, el cuarto de bomba posee tuberías de 6 pulgadas; la NFPA 20 menciona que el diámetro de brida en la succión y descarga de la bomba puede ser menor, siempre que se use un reductor excéntrico y en la salida un expansor concéntrico. De la Figura 12, de la revisión de la curva de operación se observó que la presión a cero caudales es de 150 psi, ubicado dentro del rango de 101 y 140 %; la presión al 150% de la capacidad nominal (1125 gpm) supera los 100 psi, la condición de que tenga un mínimo del 65% de su presión nominal está cubierta.

**Figura 12**

*Curva de la Bomba*



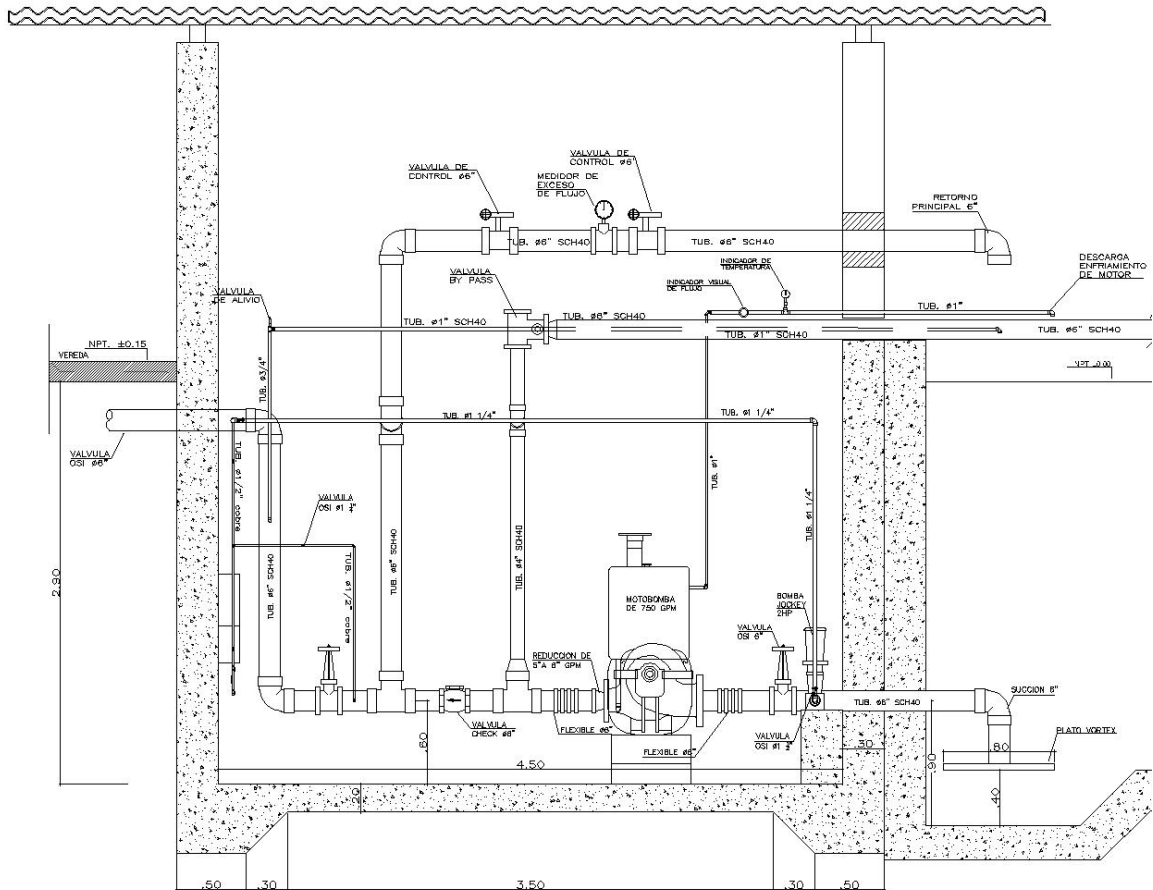
**Performance Evaluation:**

Flow US gpm	Speed rpm	Head psi	Efficiency %	Power hp	NPSHr ft
900	3000	126	73.8	89.3	14.5
750	3000	134	70.9	82.3	13.1
600	3000	138	67.9	73.2	11.9
450	3000	141	65	64.1	10.7
300	3000	--	--	--	--

*Nota:* Adaptado de “Diseño hidráulico del sistema de protección contra incendio del supermercado Plaza Vea-Centro Comercial Brasil”, Monografía Técnica para optar el título profesional de Ingeniero Mecánico de Fluidos, José Luis Velázquez Romero, 2014. Anexo C, p. 99.

Figura 13

## Cuarto de Bomba



*Nota:* Adaptado de “Plano IS-04 Detalle del Cuarto de Bombas de Planta envasadora Zeta Gas Andino”. Osinergmin, sistema de acceso a la información pública mediante expediente 202100280971. 20 de diciembre de 2021.

Se planteó la ecuación de Bernoulli modificada, entre el depósito y la succión; el depósito se encuentra expuesto a la presión atmosférica, el fluido de la tubería en movimiento y la velocidad del agua en el depósito cercana a 0. La presión total en la succión depende del caudal, representado en la siguiente ecuación:

$$P_{NS} + P_{VS} = Z_{\text{dep}} - Z_s - \sum hf_{\text{dep-s}}$$

$$P_{t_{b-s}} = 2.3(1.4223) - 4.52 \frac{Q^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 6.065^{4.87}} \quad (8.25)$$



**Tabla 19**

*Accesorios entre el Depósito y la Succión de Bomba.*

Accesorio	Desde el Depósito hasta Succión de Bomba		
	Diámetro Nominal	Longitud m	Longitud ft
Tubería	6	1.6	5.249344
Válvula OSI (compuerta)	6	-	3
Flexible	6	-	-
Reductor	6-5	-	-
Cota del depósito	-	2.3	7.54593
Total, longitud de tubería	6	-	8.249344

**Tabla 20**

*Puntos de la Curva Características de la Bomba*

Caudal en gpm	Presión en psi	Presión en psi, Succión en la Bomba - $P_{t_{b-s}}$	Presión en psi, Descarga de la Bomba.
232.98	148.03	3.25	151.28
371.40	145.56	3.22	148.79
454.53	143.6	3.2	146.81
537.62	141.23	3.18	144.41
620.72	138.57	3.15	141.72
764.28	132.92	3.09	136.02
872.59	127.64	3.04	130.69
956.69	122.69	3	125.69
1066.59	114.86	2.94	117.8
1177.47	106.73	2.87	109.6

*Nota:* Los encabezados: Caudal en gpm y Presión en psi corresponden a la Figura 12.

Se calculó la ecuación de la bomba con los datos de la Tabla 20:

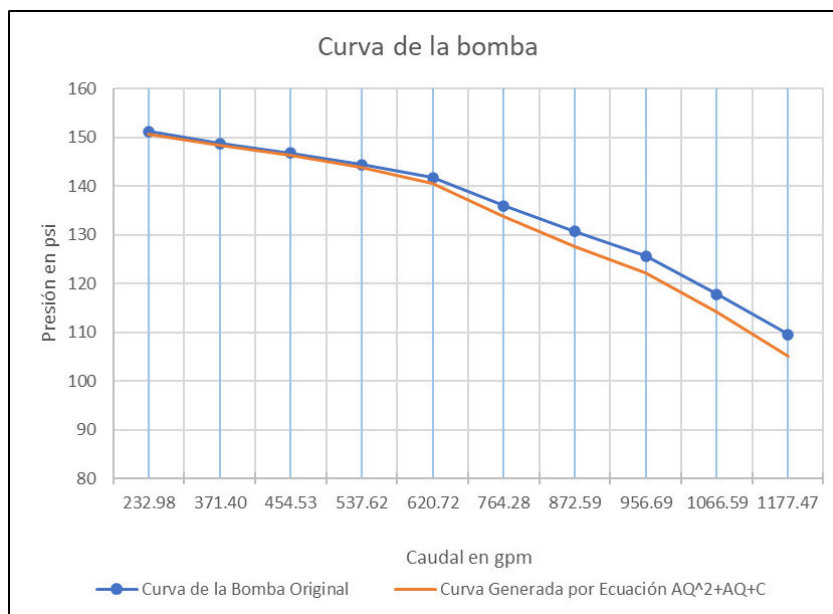
$$P_{\text{bomba descarga}} = A Q_n^2 + B Q_n + C$$

$$P_{\text{bomba descarga}} = -4 \cdot 10^{-5} Q_n^2 + 0.0082 Q_n + 150.95$$

De la evaluación de los puntos, se afirma que la ecuación cuadrática es poco representativa para valores superiores a 620 gpm,

**Figura 14**

*Curva Generada por la Ecuación de la Bomba*



Una opción para aproximarse más al valor original, es plantear ecuaciones lineales entre puntos consecutivos, válidos en su intervalo. El software Epanet utiliza esta metodología para más de 3 puntos. Se encontró la ecuación lineal y se usó dos puntos consecutivos de la curva original de descarga; para el punto de operación se sugirió el siguiente intervalo:

entre los caudales: 872.59 y 956.69.

Y las presiones: 130.69 y 125.69

$$P_{\text{bomba descarga}} = AQ_n + B$$

$$P_{\text{bomba descarga}} = -0.05734 Q_n + 177$$

Para el cálculo del NPSH, la planta de envasado se encuentra en la región de Huánuco a 1863 msnm, donde se registra temperaturas entre 7.1°C y 30 °C, por lo tanto, es necesario revisar el NPSH de la bomba.

De la sustitución en la ecuación (24):

$$P_{\text{atm}} = 10.33 - \frac{1863}{900} = 8.26 \text{ mca}$$

Se supuso un caudal de 1200 gpm y una temperatura de 30 °C; de la ecuación (23):

$$\text{NPSH}_{\text{disp}} = \frac{8.26(0.1) - 0.04753}{0.9951} \cdot 10 \pm 2.3 - 0.29 = 9.8 \text{ m ó 32 pies}$$

De la Figura 12, se sabe que el NPSH requerido es de 20 pies, entonces la bomba cumple con un NPSH disponible mayor que el requerido.

Referente a la potencia hidráulica, el caudal de 750 gpm equivale a 0.0473 m<sup>3</sup>/s y 130 psi equivale a 91.5 m.c.a.

$$P = \frac{(91.5)(0.0473)(9.81)(998)}{746} = 56.8 \text{ HP}$$

En la Figura (12), la bomba seleccionada tiene una eficiencia de 70.9 %

$$\text{Potencia de la bomba} = \frac{56.8}{0.709} = 80.16 \text{ HP}$$

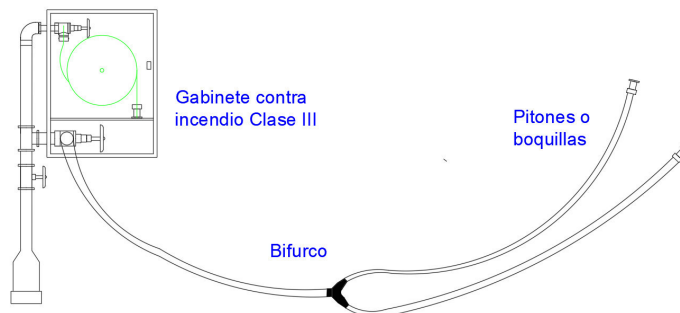
### 3.5.6 *Análisis de los Gabinetes contra Incendios*

Para el análisis se considera un pitón de caudal seleccionable; sin embargo, su funcionamiento estará limitado para un solo caudal nominal, funcionará como caudal fijo. Se seleccionó de catálogos de pitones, el valor nominal de 75 psi y 125 gpm; 100 psi y 125 gpm. En la Figura 15, se muestra un gabinete de clase III conectado a una manguera de 2 ½ pulgadas de 30 metros y conectado a un bifurco de 2 ½ de entrada con salidas de 1 ½ pulgadas, cada salida tendrá una manguera equipada con una boquilla contra incendio listada. Debido al hecho que se usó la salida de 2 ½ necesariamente la presión será cercana a 100 psi, es común colocar una válvula reductora de presión tipo globo angular en la salida de 1 ½ pulgadas, para la protección del personal

Se calculó el coeficiente de descarga:

**Figura 15**

*Instalación de dos Mangueras en Gabinete Clase III.*



$$k = \frac{Q}{\sqrt{P}}; \quad k = \frac{125}{\sqrt{75}} = 14.43; \quad k = \frac{125}{\sqrt{100}} = 12.5$$

Para un caudal de 100 gpm se estableció la presión en la boquilla:

$$P = \left(\frac{Q}{k}\right)^2; \quad P = \left(\frac{100}{14.43}\right)^2 = 48.9 \text{ psi}; \quad P = \left(\frac{100}{12.5}\right)^2 = 64 \text{ psi}$$

Se seleccionó el pitón de 64 psi y 100 gpm; el coeficiente de Hazen y Williams es de 135 para mangueras contra incendio; mientras que el coeficiente C para la ecuación (21) en mangueras de 2 ½ es 2 y para mangueras 1 ½ es 24.

La presión total es la suma de la presión de velocidad y normal; las pérdidas por fricción atraviesan la manguera de 1 ½ y 2 ½ pulgadas, la diferencia de alturas entre el gabinete y la salida del pitón será cero, se estimó que el operador o bombero coloque la manguera a la misma altura del gabinete contra incendio, 0.95 metros, por lo tanto:

$$P_{tG} = P_{tp} + \sum hf_{G-P}$$

$$P_{tp} = \left(\frac{Q}{k}\right)^2$$

Perdida de carga para Hazen y Williams:

$$\sum hf_{G-P} = 4.52 \frac{Q^{1.85}}{135^{1.85} \cdot 1.610^{4.87}} (100) + 4.52 \frac{(2Q)^{1.85}}{135^{1.85} \cdot 2.469^{4.87}} (100)$$

Perdida de carga para la ecuación (21), usada por bomberos:

$$FL = 24 \left(\frac{Q}{100}\right)^2 \frac{100}{100} + 2 \left(\frac{2Q}{100}\right)^2 \frac{100}{100}$$

Se despreció efectos del bifurco y un caudal de 100 gpm por manguera:

$$Pt_p = 64, \quad \sum hf_{G-p} = 36.9$$

$$Pt_G = 64 + 36.9 = 100.9 \text{ psi}$$

$$Pt_G = 96 \text{ psi, resultado para la ecuación (21)}$$

Se calculó el factor de distribución de caudales k:

$$k = \frac{200}{\sqrt{100.9}} = 19.9; \quad \frac{200}{\sqrt{96}} = 20.4$$

Se obtiene un k = 19.9, que es el valor que considera una mayor pérdida de carga.

Para el caso de una sola manguera de 1 ½ pulgadas, con el mismo pitón:

$$Pt_G + Z_G = Pt_p + Z_p + \sum hf_{G-p}$$

$$Pt_p = 64 \text{ psi}, \quad Z_G = 1.41 \text{ m}, \quad Z_p = 0.95 \text{ m}$$

$$\sum hf_{G-p} = 4.52 \frac{100^{1.85}}{135^{1.85} \cdot 1.610^{4.87}} (100) = 25.5 \text{ psi}$$

$$Pt_G = 64 - 0.652 + 25.5$$

$$Pt_G = 88.8 \text{ psi}$$

$$Pt_G = 87.35 \text{ psi, resultado para la ecuación (21)}$$

Se calculó el factor de distribución de caudales k:

$$k = \frac{100}{\sqrt{88.8}} = 10.61; \quad \frac{100}{\sqrt{87.35}} = 10.7$$

Se seleccionó el valor de k = 10.61 correspondiente a una presión de 64 psi en la boquilla de manguera.

En las pruebas de campo también se evalúa el funcionamiento del gabinete mediante la instalación de un tubo Pitot en la salida, para realizar la comprobación directamente en la descarga del gabinete, se considera la relación de presión y caudal en la salida de 2 ½ pulgadas, brindada por la ecuación (12):

### 3.5.7 *Funcionamiento para el Escenario de Máximo Riesgo*

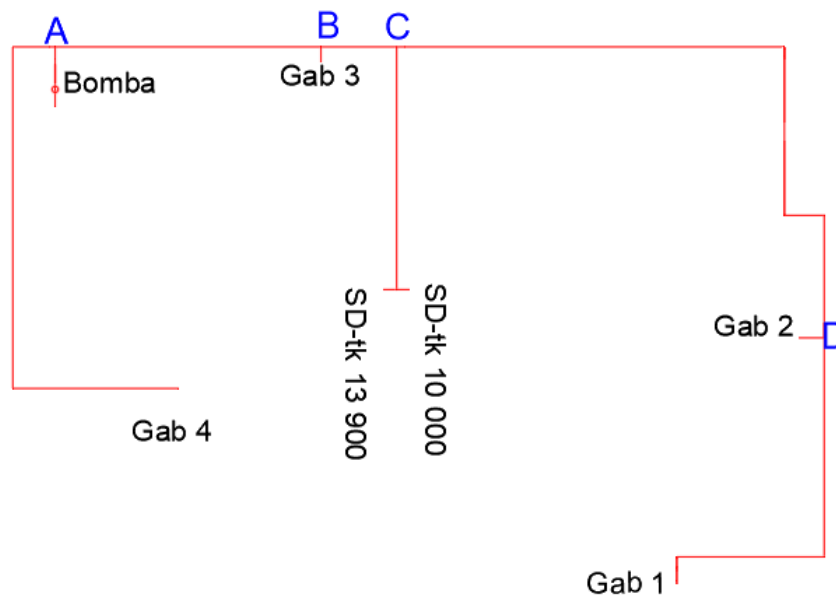
Para evaluar el funcionamiento del sistema contra incendio es necesario sumar las pérdidas por fricción en los tramos por donde pase agua.

Del plano de instalaciones sanitarias y cuarto de bomba proporcionado por Osinergmin, Anexo B, se elaboró el bosquejo representado en la Figura 16.

El máximo riesgo se origina cuando ocurre en el camión cisterna, el sistema de diluvio se activa y es necesario el uso de gabinetes contra incendios; para el enfriamiento del camión cisterna se proporciona dos mangueras conectadas al Gabinete 1, el cual es el más alejado de la bomba y del Gabinete 4 una manguera contra incendio, Figura 17.

**Figura 16**

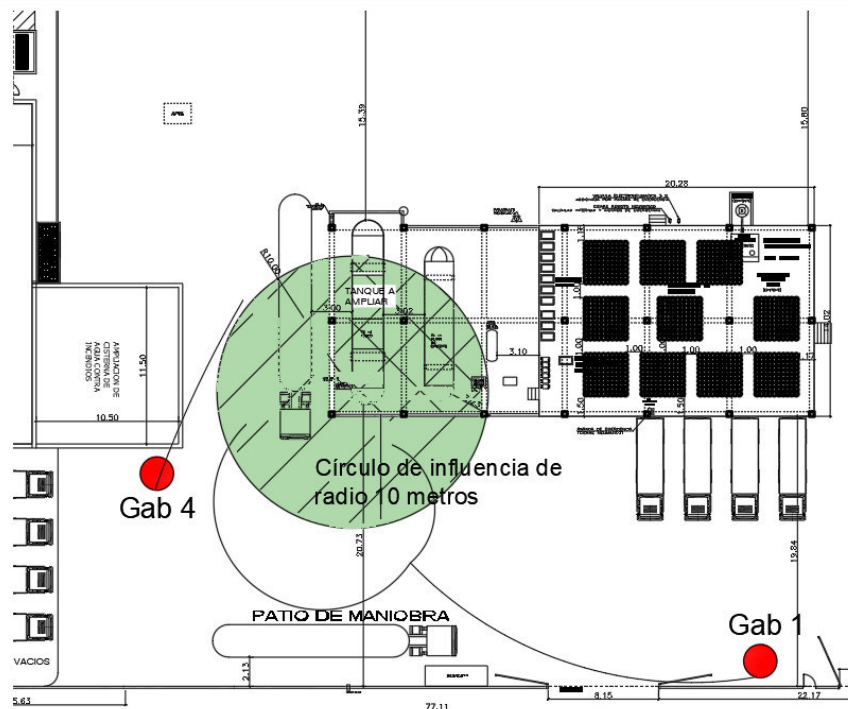
*Bosquejo del Plano Sanitario*



*Nota:* Bosquejo del plano de instalaciones sanitarias.

**Figura 17**

*Escenario de Riesgo más Demandante.*



*Nota:* Trazo del círculo de 10 metros en camión cisterna de 16 000 galones, gabinete 1 y 4 a utilizar, si bien es cierto existe otros gabinetes; sin embargo, por propósitos de seguridad para el cálculo se utilizó el gabinete 1, al ser el más alejado, Modificado de “Plano A-01 Distribución de planta envasadora Zeta Gas Andino”, Osinergmin, sistema de acceso a la información pública mediante expediente 202100280971. 20 de diciembre de 2021.

**3.5.7.1 Medidas del Sistema contra Incendio.** La longitud equivalente de los accesorios fué obtenido de la Tabla 3, se identificó a la bomba en la cota cero, no se consideró la pérdida de carga en reducciones rectas tal como lo indica la NFPA 15.

Para la pérdida de carga de la válvula de diluvio se utilizó un promedio. Para más especificaciones revisar la pérdida de carga en los catálogos de diversas marcas.

**Tabla 21***Dimensiones de Tuberías (Bomba – Punto A)*

Accesorio	Entre la Bomba y el Punto A (antes de T)		
	Diámetro Nominal	Longitud m	Longitud ft
Expansión de 6 pulg.	-	-	-
Flexible	6	-	-
Válvula check	6	-	32
Válvula OSI (compuerta)	6	-	3
Tubería	6	2.32	7.6115488
Codo hacia arriba	6	-	14
Tubería	6	2.02	6.6272968
Codo	6	-	14
Tubería - hasta pared	6	0.5	1.64042
Tubería	6	1.178	3.86482952
Codo hacia arriba	6	-	14
Tubería atraviesa el nivel de piso	6	0.92	3.0183728
Cota punto del punto A	-	2.94	9.64567
Total, longitud de tubería	6	-	99.7624792

**Tabla 22***Dimensiones de Tuberías (Punto C – Sistema de Diluvio)*

Accesorio	Desde el Punto C hasta el Sistema de Diluvio		
	Diámetro Nominal	Longitud m	Longitud ft
T	6	-	30
Válvula reductora de Presión	4	-	-
Válvula de diluvio	4	-	21
Tubería	4	22.84	74.9343856
T	4	-	20
Tubería	4	1.15	3.772966
Cota del sistema de diluvio	-	2.94	9.64567
Total, longitud de tubería	6	-	30
Total, longitud de tubería	4	-	119.7073516

*Nota:* Para el cálculo se consideró la válvula reductora de presión después de la T.



**Tabla 23***Dimensiones de Tuberías (Punto A – Gabinete 4 Salida 1 ½ pulg)*

Accesorios	Desde el Punto A hasta el Gabinete 4, Salida 1 ½.		
	Diámetro Nominal	Longitud m	Longitud ft
T	6	-	30
Tubería	6	0.514	1.68635176
Reducción de 6 a 4	-	-	-
Tubería	4	3.478	11.41076152
Codo	4	-	10
Tubería	4	32.148	105.4724443
Codo hacia abajo	4	-	10
Tubería	4	1.29	4.2322836
Codo	4	-	10
Tubería	4	15.569	51.07939796
Codo hacia arriba	4	-	10
Tubería	4	0.79	2.5918636
reducción de 4 a 2 ½	-	-	-
Tubería	2 ½	0.95	3.116798
Tubería	2 ½	0.46	1.5091864
Codo de 2 ½	2 ½		6
Tubería	1 ½	0.2	0.656168
Válvula angular	1 ½	-	20
Cota del gabinete 4 salida 1 ½	-	3.85	12.631234
Total, longitud de tubería	6	-	31.68635176
Total, longitud de tubería	4	-	214.786751
Total, longitud de tubería	2 ½	-	10.625984
Total, longitud de tubería	1 ½	-	20.65617

**Tabla 24***Dimensiones de Tuberías (Puntos A-B-C-D - Gabinete 1)*

Accesorio	Desde el Punto A hasta el Gabinete 1, Salida 2 ½.		
	Diámetro Nominal	Longitud m	Longitud ft
Punto A	-	-	-
T	6	-	30
Tubería	6	25.026	82.10630184
Cota del punto B	-	2.94	9.64567
Tubería	6	7.133	23.40223172

Accesorio	Desde el Punto A hasta el Gabinete 1, Salida 2 ½.		
	Diámetro Nominal	Longitud m	Longitud ft
Cota del punto C; T sin efectos, ingreso del caudal del sistema de diluvio.	-	2.94	9.64567
Tubería	6	0.728	2.38845152
Reducción 6 a 4	-	-	-
Tubería	4	35.77	117.3556468
Codo hacia abajo	4	-	10
Tubería	4	1.29	4.2322836
Codo	4	-	10
Tubería	4	15.85	52.001314
Codo	4	-	10
Tubería	4	3.733	12.24737572
Codo hacia arriba	4	-	10
Tubería	4	1.29	4.2322836
Codo	4	-	10
Tubería	4	11.54	37.8608936
Cota del punto D - T sin efectos de flujo.	-	2.94	9.64567
Tubería	4	20.611	67.62139324
Codo hacia abajo	4	-	10
Tubería	4	1.29	4.2322836
Codo	4	-	10
Tubería	4	13.867	45.49540828
Codo hacia arriba	4	-	10
Tubería	4	1.29	4.2322836
Codo	4	-	10
Tubería	4	1.124	3.68766416
Codo	4	-	10
Reducción de 4 a 2 ½	-	-	-
Tubería	2 ½	0.45	1.476378
T	2 ½	-	12
Tubería	2 ½	0.2	0.656168
Válvula angular	2 ½	-	31
Cota de gabinete 1	-	3.39	11.1220476
Total, longitud de tubería	6	-	137.897
Total, longitud de tubería	4	-	453.199
Total, longitud de tubería	2 ½	-	45.133

**3.5.7.2 Planteamiento de Ecuaciones para el Sistema de Diluvio.** Primero fué necesario determinar el valor de la presión de regulación en la válvula reductora, se consideró los cálculos del sistema de diluvio, se probó para distintas presiones sin embargo se optó por 58 psi como la más optima:

El valor de la presión total se determinó igual 58 psi

$$P_n + P_v = P_t = 58$$

Las cotas entre la salida del punto C y el sistema de diluvio se encuentra 0.5 metros sobre el suelo.

$$Z_{vred} = Z_{tk1} = Z_{tk2}$$

$$P_t = \left(\frac{Q}{k}\right)^2$$

Para el tramo válvula reductora hasta el sistema de diluvio del tanque 1.

$$P_{t_{vred}} = P_{t_{tk1}} + \sum hf_{vred-tk1}$$

Para el tramo válvula reductora hasta el sistema de diluvio del tanque 2.

$$P_{t_{vred}} = P_{t_{tk2}} + \sum hf_{vred-tk2}$$

Se tomó los datos de la Tabla 22, y se formuló las siguientes ecuaciones:

$$P_{t_{vred}} = \left(\frac{Q_1}{k_1}\right)^2 + 4.52 \frac{(Q_3)^{1.85}}{C^{1.85} \cdot D^{4.87}} (L1) + 4.52 \frac{Q_1^{1.85}}{C^{1.85} \cdot D^{4.87}} (L2)$$

$$P_{t_{vred}} = \left(\frac{Q_2}{k_2}\right)^2 + 4.52 \frac{(Q_3)^{1.85}}{C^{1.85} \cdot D^{4.87}} (L1) + 4.52 \frac{Q_2^{1.85}}{C^{1.85} \cdot D^{4.87}} (L3)$$

$$Q_1 + Q_2 = Q_3$$

$$P_{t_{vred}} = 58; \quad k_1 = 38.1; \quad k_2 = 41.4$$

$$L1 = 95.934; \quad L2 = L3 = 23.773; \quad D = 4.026; \quad C = 120$$

Se utilizó el método de Newton; por lo tanto, se igualó a cero las funciones, donde las incógnitas fueron los caudales:

$$F1 = 58 - \left(\frac{Q_1}{38.1}\right)^2 + 4.52 \frac{(Q_3)^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 4.026^{4.87}} (95.9) + 4.52 \frac{Q_1^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 4.026^{4.87}} (23.7) = 0$$

$$F2 = 58 - \left(\frac{Q_2}{41.4}\right)^2 + 4.52 \frac{(Q_3)^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 4.026^{4.87}} (95.9) + 4.52 \frac{Q_2^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 4.026^{4.87}} (23.7) = 0$$

$$F3 = Q_1 + Q_2 - Q_3 = 0$$

Se derivó las funciones respecto al caudal y se ordenó en la matriz jacobiana:

$$\begin{bmatrix} Q_1^{i+1} \\ Q_2^{i+1} \\ Q_3^{i+1} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Q_1^i \\ Q_2^i \\ Q_3^i \end{bmatrix} - J^{-1} \left( \begin{matrix} F_1, F_2, F_3 \\ Q_1, Q_2, Q_3 \end{matrix} \right) \begin{bmatrix} F_1(Q_1, Q_2, Q_3) \\ F_2(Q_1, Q_2, Q_3) \\ F_3(Q_1, Q_2, Q_3) \end{bmatrix}^{(i)}$$

Para resolver se realizó un código en Python, Anexo A.2, resultados:

$$Q_1 = 266.9 \text{ gpm}; \quad Q_2 = 289.7 \text{ gpm}; \quad Q_3 = 556.6 \text{ gpm}$$

$$P_1 = 49.07 \text{ psi}; \quad P_2 = 48.98 \text{ psi}; \quad P_3 = 58 \text{ psi}$$

### 3.5.7.3 Planteamiento de Ecuaciones para la Red de Gabinetes.

Las incógnitas fueron los caudales proporcionados por el gabinete 1, el gabinete 4 y el caudal de bombeo, la cual obedece a la ecuación de la bomba; todo lo demás es dato.

Para las salidas de los gabinetes se sabe:

$$P_t = \left(\frac{Q}{k}\right)^2, \quad P_t = P_n + P_v$$

Se planteó la ecuación de Bernoulli modificado, entre el punto A y los gabinetes.

$$P_{tA} + Z_A = P_{t_{Gab4}} + Z_{Gab4} + \sum hf_{A-Gab4}$$

$$P_{tA} + Z_A = P_{t_{Gab1}} + Z_{Gab1} + \sum hf_{A-Gab1}$$

**Para el Tramo, Gabinete 4 hasta el Punto A.** La pérdida de carga del tramo posee las siguientes características, los datos son obtenidos de Tabla 23.

$$D1 = 6.065; D2 = 4.026; D3 = 2.469; D4 = 1.610 \text{ pulgadas}$$

$$L1 = 31.686; L2 = 214.787; L3 = 10.626; L4 = 20.656 \text{ pies}$$

$$\begin{aligned} \sum hf_{A-Gab4} &= 4.52 \frac{Q_1^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 6.065^{4.87}} (31.686) + 4.52 \frac{Q_1^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 4.026^{4.87}} (214.79) \\ &+ 4.52 \frac{Q_1^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 2.469^{4.87}} (10.626) + 4.52 \frac{Q_1^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 1.610^{4.87}} (20.656) \end{aligned}$$

La cota del gabinete 4 es 12.63 pies o 3.85 metros y la cota para el punto A es de 9.65 pies o 2.94 metros. Para la salida de 1 ½ un k de emisión de 10.61.

**Para el Tramo Gabinete 1 hasta el Punto A.** La pérdida de carga del tramo posee tuberías y accesorios, obtenidos de Tabla 24. Se consideró que en el punto C el caudal tiene un incremento de 556.6 gpm proporcionado por el sistema de diluvio.

Tramo del gabinete 1, hasta el punto C:

$$D1 = 6.065; D2 = 4.026; D3 = 2.469 \text{ pulgadas}$$

$$L1 = 2.39; L2 = 453.2; L3 = 45.13 \text{ pies}$$

La altura de cota del gabinete 1 es 11.12 pies o 3.39 metros; un k de 19.9 para la descarga del gabinete salida 2 ½ pulgadas. La cota para el punto D es de 9.645 pies o 2.94 metros. Para la pérdida por fricción se planteó la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} \sum hf_{C-Gab1} &= 4.52 \frac{Q_2^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 6.065^{4.87}} (2.39) + 4.52 \frac{Q_2^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 4.026^{4.87}} (453.2) \\ &+ 4.52 \frac{Q_2^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 2.469^{4.87}} (45.13) \end{aligned}$$

Tramo entre el punto C y el punto A, se insertó el caudal del sistema de diluvio:

$$D1 = 6.065; Q_{VD} = 556.6 \text{ gpm}$$

$$L1 = 112.11; L2 = 23.40 \text{ pies}$$

$$\sum hf_{A-C} = 4.52 \frac{(Q_2 + 556.6)^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 6.065^{4.87}} (135.51)$$

Finalmente, para los tramos completos; Gabinete 1 y Punto A, Gabinete 4 y Punto A se obtuvo las siguientes ecuaciones:

$$Pt_A + Z_A = \left(\frac{Q_2}{19.9}\right)^2 + 3.39(1.4223) + \sum hf_{A-C} + \sum hf_{C-Gab1}$$

$$Pt_A + Z_A = \left(\frac{Q_1}{10.61}\right)^2 + 3.85(1.4223) + \sum hf_{A-Gab4}$$

**Para el Tramo Bomba y Punto A.** Se despejó la presión de la bomba en función a la energía hidráulica en A disminuido por la pérdida de carga y por la diferencia de alturas, entonces:

$$Pt_{bomba} = Pt_A + Z_A + \sum hf_{bomba-A} - Z_{bomba}$$

Datos de la Tabla 21:

Donde:  $L = 99.76$ ;  $D = 6.065$ ;  $Q_{VD} = 556.6$ ;  $Z_{bomba} = 0$ ;  $Z_A = 9.64$  pies

$$\sum hf_{bomba-A} = 4.52 \frac{(Q_3 + 556.6)^{1.85}}{120^{1.85} \cdot 6.065^{4.87}} 99.76$$

$$Q_3 = Q_2 + Q_1 + 556.6$$

**Solución de Ecuaciones en el Punto A.** Se ordenó las ecuaciones en:

$$F1 = Pt_{Gab4} + Z_{Gab4} + \sum hf_{A-Gab4} - (Pt_{Gab1} + Z_{Gab1} + \sum hf_{A-Gab1}) = 0$$

$$F2 = Q_3 - (Q_2 + Q_1 + 556.6) = 0$$

Para F3, se restó la presión de la bomba proporcionada por la ecuación general de la bomba con  $Pt_{bomba}$  anteriormente formulado, se obtuvo:

$$F3 = -4 \cdot 10^{-5} Q_3^2 + 0.0082 Q_3 + 150.95 - Pt_{bomba} = 0$$

También se probó la ecuación lineal para el intervalo válido

$$F_3 = -0.05734 Q_3 + 177 - P_{t_{bomba}} = 0$$

Se calculó la derivada de las funciones respecto al caudal y se ordenó en la matriz jacobiana, para la iteración:

$$\begin{bmatrix} Q_1^{i+1} \\ Q_2^{i+1} \\ Q_n^{i+1} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Q_1^i \\ Q_2^i \\ Q_n^i \end{bmatrix} - J^{-1} \left( \begin{matrix} F_1, F_2, F_3 \\ Q_1, Q_2, Q_n \end{matrix} \right) \begin{bmatrix} F_1(Q_1, Q_2, Q_n) \\ F_2(Q_1, Q_2, Q_n) \\ F_3(Q_1, Q_2, Q_n) \end{bmatrix}^{(i)}$$

Para resolver se realizó un código en Python, Anexo A.3, resultados:

$$Q_1 = 112.49 \text{ gpm}; \quad Q_2 = 205.63 \text{ gpm}; \quad Q_n = 874.75 \text{ gpm}$$

$$P_{Gab4} = 112.41 \text{ psi}; \quad P_{Gab1} = 106.78 \text{ psi}; \quad P_{bomba \text{ descarga}} = 130.29 \text{ psi}$$

Punto de operación en descarga: 130.5 psi, 875 gpm.

Además, se calculó la presión normal para los gabinetes 4 y 1:

$$P_v = 0.001123 \frac{Q^2}{D^4} = 0.001123 \left( \frac{112.5^2}{1.610^4} \right) = 2.1 \text{ psi}$$

$$P_v = 0.001123 \frac{Q^2}{D^4} = 0.001123 \left( \frac{205.6^2}{2.469^4} \right) = 1.3 \text{ psi}$$

$$P_n = 112.4 - 2.1 = 110.3 \text{ psi};$$

$$P_n = 106.8 - 1.3 = 105.5 \text{ psi}$$

Resumen en Tabla 25, los resultados muestran caudales y presiones totales. En el Anexo D, se muestra el mismo cálculo en Epanet.

**Tabla 25**

*Resultados para la Red de Gabinetes con 58 psi en Válvula Reductora*

Método	Q <sub>Gab4</sub>	Q <sub>Gab1</sub>	Q <sub>Vred</sub>	Q <sub>bomba</sub>	P <sub>Gab4</sub>	P <sub>Gab1</sub>	P <sub>bomba</sub>
Ecuación Lineal	112.5	205.6	556.62	874.75	112.4	106.8	130.3
Ecuación General	111.3	203.4	556.62	871.4	110	104.5	127.7
Epanet	112.6	205.8	556.43	874.8	112.6	106.9	130.5

Respecto a la potencia se tiene 130.3 psi en descarga, se consideró en la Tabla 20, que aproximadamente el reservorio de agua proporciona 3 psi, por lo tanto, la bomba realmente entregará 127.3 psi los cuales equivalen a 89.4 m.c.a., el caudal es igual a 874.75 gpm equivalentes a 0.0552 m<sup>3</sup>/s.

Se calculó la potencia hidráulica:

$$P = \frac{(89.4)(0.0552)(9.81)(998)}{746} = 65.8 \text{ HP}$$

De la Figura (12), se estimó una eficiencia de 0.738 para el cálculo de la potencia de la bomba.

$$P = \frac{65.8}{0.738} = 89.2 \text{ HP}$$

La Figura (12), presenta una tabulación de puntos de la bomba, también se puede calcular el valor de la potencia con dichos datos.



## 4 Capítulo 4 Resultados y Discusiones

### 4.1 Presentación, Análisis e Interpretación de Datos

#### 4.1.1 *Respecto a los Escenarios de Riesgos*

La planta de envasado presenta zonas de ignición las cuales pueden producir catástrofes, se logró identificar dichas zonas y estimar los caudales mínimos para su enfriamiento. El escenario de mayor riesgo puede ocurrir en el camión cisterna de 16 000 galones de capacidad, pero también en el tanque de 13 900 galones, para enfriar dicho incidente será necesario el uso de tres mangueras contra incendio y el encendido del sistema de diluvio. Las mangueras pueden ser proporcionadas por cualquiera de los gabinetes, nótese que se consideró bifurcos para esta posibilidad. Se usó el gabinete 4, que es el más cercano al incidente y el gabinete 1 el más lejano de la bomba. Al usar el gabinete 1 es sobreentendido que el gabinete 2 y 3 tendrán una mejor respuesta al estar más cerca.

#### 4.1.2 *Respecto al Sistema Fijo de Aspersión*

Se seleccionó los diámetros de las tuberías del sistema de diluvio, los cuales son iguales o mayores a las 2 pulgadas, se tomó en consideración la estabilidad del sistema, dicha configuración proporciona la ventaja de tener presiones de velocidad despreciables, como se muestra en los cálculos. Respecto a las distancias escogidas entre aspersores y tanque de GLP, son las recomendadas por la NFPA 15 y Osinergmin. No obstante, por ejemplo, en el tanque de 10 000 galones se considera un total de 11 aspersores, se puede colocar 12 o incrementar la distancia axial entre el tanque de GLP y el aspersor, siempre que la presión de salida sea lo suficientemente potente para no disiparse en el trayecto, no desviarse por efectos de viento u otros,<sup>14</sup> pero esto ocasiona un incremento de caudales en la operación, el cual exige una mayor capacidad de almacenamiento de agua para el combate de incendios.

---

<sup>14</sup> Considerar no más de 0.8 metros.

**Tabla 26***Resultados Finales del Sistema de Diluvio para Diferentes k*

Zonas	Factor k de 1.2		Factor k de 1.4	
	Presión	Caudal	Presión	Caudal
Válvula reductora de presión.	58 <sup>a</sup>	556.6 <sup>b</sup>	48 <sup>c</sup>	569.37 <sup>d</sup>
Salida del Tanque de 10000 gal	49.07	266.9	38.7	273
Salida del Tanque 13900 gal	48.98	289.7	38.6	296.3

*Nota:* <sup>a y c</sup> Son presiones para la válvula reductora de presión, <sup>b y d</sup> son los caudales que proporcionaría el sistema de diluvio, también debe tenerse en cuenta que son presiones totales.

Con respecto al factor k del aspersor, se optó por el mismo para ambos tanques en toda su superficie. Si se hubiera seleccionado un k mayor ocurría un desperdicio de caudales, a no ser que se disminuya la presión en la válvula reductora de presión, tal como se muestra en la Tabla 26, no obstante, debe considerarse que esta trabaje en un intervalo dentro de sus especificaciones técnicas.

#### **4.1.3 Funcionamiento frente al Escenario de Máximo Riesgo**

Para combatir el escenario de máximo riesgo se dispuso del gabinete 1 con dos mangueras, del gabinete 4 con una manguera, del sistema de diluvio con una presión de 58 psi en la válvula reductora. Para la resolución se empleó métodos numéricos, los resultados se describen a continuación.

La motobomba contra incendio para las condiciones estudiadas proporcionará 874.75 gpm y 130.5 psi, al ser este el escenario de máximo riesgo debe entenderse que todos los demás escenarios están cubiertos.

**Tabla 27***Resultados Teóricos Hidráulicos de la Red de Incendios*

Zonas	Características Hidráulicas		Características Hidráulicas	
	Mínimas Normadas		Calculadas	
	Presión psi	Caudal gpm	Presión psi	Caudal gpm
Gabinete 1, 2 ½	100	250	106.8	205.6
Gabinete 4, 1 ½	65	100	112	112
Aspersor más alejado	20	-	Aprox. 40	Aprox. 7.5-8
Motobomba	-	-	130.5	874.75

*Nota:* Las presiones corresponden a presiones totales, las presiones normadas son presiones residuales, sin embargo, la presión de velocidad no excede los 2.5 psi.

De la Tabla 27, la presión calculada del gabinete 1 es 106.8 psi por encima del mínimo y por debajo del máximo de 175, por lo tanto, cumple con las condiciones de seguridad; se observa que, aparentemente el caudal está por debajo del permitido que es 250 gpm, sin embargo, la salida de 2 ½ pulgadas hace uso de dos mangueras de 100 gpm con un coeficiente de descarga de 10.61, si se quisiera verificar dicha condición es necesario el uso de pitones de 2 ½ pulgadas. Respecto al gabinete 4 donde se utiliza una manguera de salida 1 ½ pulgadas, la presión calculada excede el máximo permitido de 100 psi, por lo tanto, debe usarse una válvula globo angular reductora de presión, con respecto al caudal, se encuentra por encima del permitido.

El aspersor más lejano tendrá una presión entre 40 y 44 psi y un caudal entre 7.5 y 8 gpm, visualizar Tabla 17 y Tabla 18, dicho arreglo cumple con la normativa vigente; la presión de la válvula reductora escogida es 58 psi, esta condición proporciona un total de 556.6 gpm el cual es mucho mayor al mínimo de 472 gpm, el exceso de caudal tiene su justificación por el funcionamiento en conjunto de los sistemas de enfriamiento de ambos tanques de GLP y del caudal en exceso tomado por seguridad.

**Tabla 28***Resultados del Sistema de Diluvio con Valores Máximo y Mínimo*

Zona del Sistema de Diluvio	Presión en válvula reductora igual a 60 psi		Presión en válvula reductora igual a 50 psi	
	Presión psi	Caudal gpm	Presión psi	Caudal gpm
	Salida del Tanque de 10 000 galones.	50.8	271.7	42.2
Salida del Tanque de 13 900 galones.	50.7	295	42.13	269.1

*Nota:* Valores aproximados para k de 1.2 en aspersores.

Si se quisiera seleccionar el valor mínimo se debe tener en cuenta un caudal cercano a 267 gpm del tanque de 13 900; sin embargo, esta presión ajustada al mínimo puede comprometer la seguridad al momento de la instalación de tuberías y válvulas, la Tabla 28, muestra el escenario para las presiones máximas y mínimas en válvula reductora de presión.

#### **4.1.4 Capacidad del Tanque de Almacenamiento de Agua contra Incendio**

De los datos de la planta, se sabe que se cuenta con una capacidad actual de 462 m<sup>3</sup>, con una ampliación de 338 m<sup>3</sup>. De la Tabla 29, se afirma que la bomba contra incendio no debe operar más de 4 horas con un caudal superior a 881 gpm, este caudal está por encima del punto de operación de la bomba, por lo tanto, se cumple con la normativa vigente.

**Tabla 29***Almacenamiento en Cisterna de Agua*

Condición de Almacenamiento	Resultados	
	Caudal gpm	Volumen m <sup>3</sup>
Mínimo calculado.	772	701
Calculado en funcionamiento.	875	795
Proyectado a construir	881	801

## 4.2 Toma de Decisiones

Respecto a las decisiones tomadas, el sistema de aspersión tendrá tuberías de diámetro nominal igual o mayor a 2 pulg. Respecto a la línea principal del sistema contra incendio, la bomba y pitones, aclaro lo siguiente:

Se consideró innecesario realizar alguna modificación a la línea central del sistema contra incendio, de igual forma el cuarto de bomba mantendrá la configuración inicial, la bomba para el análisis es una bomba seleccionada del trabajo monográfico de Velázquez, con nombre “Diseño hidráulico del sistema de protección contra incendio del supermercado Plaza Vea-Centro Comercial Brasil”, dicha bomba cumple con todos los parámetros hidráulicos, no obstante, se debe estudiar al motor diésel para su instalación. En el caso se disponga de otra curva para la bomba, se procederá a calcular su ecuación y se reemplazará en los códigos o en el software Epanet.

En las salidas de 1 ½ pulg. de los gabinetes es necesario la instalación de válvulas reductoras de presión tipo globo angular, de esta forma se protege la integridad del operador y se satisface la normativa.

Respecto a la disponibilidad de almacenamiento de agua es preciso señalar que la planta cuenta con la capacidad suficiente para enfrentar cualquier incendio, siempre que la ampliación señalada de 338 m<sup>3</sup> se efectúe.

## Capítulo 5. Conclusiones

- Se determinó los escenarios de riesgos, se identificó el más demandante el cual ocurre en el tanque de almacenamiento de 13 900 galones o en el camión cisterna de 16 000 galones de GLP, ambos escenarios demandan mínimo de 792 gpm para el combate de incendio.
- El sistema fijo de aspersión tendrá aspersores con ángulo de boquilla de 95°, con un factor k de descarga igual a 1.2; el tanque de 10 000 galones estará conformado por 33 aspersores distribuidos en 3 ramales de 11 aspersores cada uno, el de 13 900 galones estará compuesto por 36 aspersores en total, 12 por hilera. El encendido del sistema de diluvio será en conjunto, con un caudal de 556.6 gpm y la válvula reductora de presión deberá tener una presión de 58 psi.
- Respecto al escenario de máximo riesgo; se afirma, la red de incendios cuenta con la capacidad para combatir dicho escenario; el gabinete 4 tendrá una presión de 112.4 psi y un caudal de 112.5 gpm aproximadamente en la salida de 1 ½ pulgadas, mientras que el gabinete 1 lo hará con 205.6 gpm a 106.8 psi de presión aproximadamente en la salida de 2 ½ pulgadas. De la extrapolación a los demás gabinetes de la planta, se concluye, la obligatoriedad de la instalación de válvulas globos angulares reductoras de presión en las salidas de 1 ½ pulgadas para una óptima operación.
- La bomba contra incendios seleccionada tiene 130 psi y 750 gpm como valores nominales, el punto de operación para el máximo riesgo se alcanzó para 875 gpm y 130.5 psi.
- La cisterna para abastecer la red privada del sistema contra incendio necesita 701 metros cúbicos como mínimo, sin embargo, se sometió a evaluación lo planificado por la empresa, la capacidad de 800 m<sup>3</sup> cubre el escenario de riesgo máximo que alcanza los 795 m<sup>3</sup> si se opera por 4 horas consecutivas.

## Bibliografía

- Aguirre, M., & Grimaldo, L. (2004). *Diseño hidráulico de sistemas contra incendio mediante simulación numérica* (Tesis). Universidad Nacional Mayor de San Marcos.
- Alcarraz Espinoza, L. (2020). *Análisis y diseño hidráulico optimizado de un sistema de protección contra incendio por enfriamiento y sofocación para tanques verticales de almacenamiento de hidrocarburos líquidos en la planta terminal Juliaca* (Tesis). Universidad Nacional Mayor de San Marcos.
- Burden, R. L., Faires, J., & Burden, A. M. (2017). *Análisis Numérico* (10<sup>a</sup> ed.). México D.F.: Cengage Learning Editores.
- Casal, J., Montiel, H., Planas, E., & Vílchez, J. (1999). *Análisis del Riesgo en Instalaciones Industriales* (1<sup>a</sup> ed.). Barcelona: Los autores.
- Chapra, S., & Canale, R. (2006). *Métodos Numéricos para Ingenieros* (5<sup>a</sup> ed.). Mexico D.F.: McGraw-Hill/Interamericana Editores.
- Chavez Caja, R. (2014). *Implementación de un sistema de diluvio para tanques GLP* (Monografía Técnica). Universidad Nacional Mayor de San Marcos.
- D.S. 027-94-EM. (1994). *Decreto Supremo N° 27-94 EM. Aprueban el Reglamento de Seguridad Para Instalaciones y Transporte de Gas Licuado de Petróleo*. Lima.  
<https://www.gob.pe/institucion/osinergmin/normas-legales/728454-027-94-em>
- Hernández, R., Fernández, C., & Baptista, P. (2014). *Metodología de la Investigación* (6<sup>a</sup> ed.). México D.F.: McGraw-Hill/Interamericana editores.
- Scheffey, J., Forssell, E. & Benfer, M. (2012). *Determination of Fire Hose Friction Loss Characteristics*. The Fire Protection Research Foundation. National Fire Protection Association. <https://www.nfpa.org/>: <https://www.nfpa.org/-/media/Files/News-and-Research/Fire-statistics-and-reports/Emergency-responders/RFFireHoseFrictionRevised.ashx>

- Rossman, L., Woo, H., Tryby, M., Shang, F., Janke, R. & Haxton, T. (2020). *Epanet 2 User's Manual*. Water Supply and Water Resources Division, National Risk Management Research Laboratory. Environmental Protection Agency (EPA). Cincinnati  
<https://nepis.epa.gov/Exe/ZyPURL.cgi?Dockey=P10113EM.txt>.
- Miranda Yupanqui, E. (2014). "*Diagnóstico del sistema contra incendios en una Planta de Almacenamiento de GLP*" (Monografía Técnica). Universidad Nacional Mayor de San Marcos.
- National Fire Protection Association, NFPA 20. (2015). *Stationary Fire Pumps Handbook*. (5<sup>a</sup> ed.). (C. R. Duffy, Ed.). Quincy, Massachusetts.
- National Fire Protection Association, NFPA 58. (2016). *LP-Gas Code Handbook*. (P. Eric Nette, Ed.) Quincy, Massachusetts.
- National Fire Protection Association NFPA 14. (2018). Norma para la Instalación de Sistemas de Montantes y Mangueras (Edición 2019). Quincy, Massachusetts.
- National Fire Protection Association NFPA 15. (2016). Norma para sistemas Fijos de Agua Pulverizada para Protección contra Incendios (Edición 2017). Quincy, Massachusetts.
- National Fire Protection Association NFPA 1964. (2017). La Standard for Spray Nozzles (Edition 2018). Quincy, Massachusetts.
- National Fire Protection Association NFPA 20. (2015). Norma para la Instalación de Bombas Estacionarias para Protección contra Incendios (Edición 2016). Quincy, Massachusetts.
- National Fire Protection Association NFPA 24. (2018). Norma Para la Instalación de Tuberías para Servicio Privado de Incendios y sus Accesorios (Edición 2019). Quincy, Massachusetts.
- Organismo Supervisor de la Inversión en Energía y Minería. (s.f). Criterios Mínimos aplicables a la determinación del Escenario de máximo Riesgo Individual Probable en



Plantas Envasadoras de GLP. Lima. Almacenamiento - Documentos Técnicos para Plantas Envasadoras de GLP (osinergmin.gob.pe)

Organismo Supervisor de la Inversión en Energía y Minería. (s.f.). Buenas prácticas en pruebas de aceptación de conexiones de mangueras contra incendio, en Plantas Envasadoras de GLP. Lima. Almacenamiento - Documentos Técnicos para Plantas Envasadoras de GLP (osinergmin.gob.pe)

Organismo Supervisor de la Inversión en Energía y Minería. (s.f.). Buenas prácticas en el diseño de sistemas de aspersión siguiendo los requisitos de NFPA 15 - edición 2017, en Plantas Envasadoras de GLP. Lima. Almacenamiento - Documentos Técnicos para Plantas Envasadoras de GLP (osinergmin.gob.pe)

Rocha, A. (2007). *Hidraulica de Tuberias y Canales* (1ª ed.). Facultad de Ingenieria Civil, Universidad Nacional de Ingenieria.

Rodriguez Rivas, D. (2018). *Cálculo hidráulico de un sistema de protección contra Incendio por Diluvio a Base de Agua para la Envasadora de GLP Llama Gas Naranjal, Lima - Perú* (Monografía Técnica). Universidad Nacional Mayor de San Marcos.

Streeter, V., & Wylie, E. (1991). *Mecánica de los Fluidos* (8va Edicion. ed.). Mexico D.F.: McGraw-Hill/Interamericana Editores.

Velásquez Romero, J. (2014). *Diseño hidráulico del sistema de protección contra incendio del supermercado Plaza Vea-Centro Comercial Brasil* (Monografía Técnica). Universidad Nacional Mayor de San Marcos.

## **Anexos**

## Anexo A. Códigos en Python – Jupyter Notebook.

### Anexo A.1. Código del Sistema de Diluvio.

```

# MÉTODO DE NEWTON RAPSHON
def ecuacionsolve(y,x): # def ecuacionsolve(función,incógnita)
    import sympy as sy
    import numpy as np
    der=sy.diff(y,x)
    x1=np.zeros(50)
    x1[0]=10
    for i in range(49):
        x1[i+1]=x1[i]-y.subs(x,x1[i])/der.subs(x,x1[i])
        error=abs(x1[i+1]-x1[i])
        respuesta=x1[i+1]
        if x1[i+1]<0:
            respuesta=str( "Campo de números imaginarios, consultar otra es
trategia: ")
            break
        if error<=0.0001:
            break
    return respuesta
def HWilliam_iterativo(p1,Q,L,z,da,db,k):
    a1=3.1416*((da*2.54/100)**2)/4 # Área de la tubería en m
    v1=6.30901964E-5*Q/a1 # Velocidad de entrada en m/s
    import sympy as sy
    q2=sy.Symbol("q2") # se definió la incógnita, caudal de aporte.
    hf=((Q**1.85)*4.52*L)/(120**1.85*(da**4.87)) # en psi
    p2=p1+hf+z # Presión total
    pv=0.001123*(Q+q2)**2/db**4 # Presión de velocidad
    Pn=(p2-pv) # Presión normal
    y=k*Pn**0.5-q2 # función para iteración
    q=ecuacionsolve(y,q2) # caudal de aporte
    Pv=0.001123*(Q+q)**2/db**4
    Pn=p2-Pv
    a1=3.1416*((db*2.54/100)**2)/4
    v2=6.30901964E-5*(Q+q)/a1 # Velocidad de salida en m/s
    return hf,v1,v2,Pn,p2,Pv,q

# Cálculo del k de distribución
def k_distribu(Pt1,Q,lt,d,z):
    pt2=Pt1+4.52*Q**1.85*(lt)/(120**1.85*d**4.87)+z
    kdis=Q/pt2**0.5
    return kdis

# Código para el Sistema de Diluvio tanque de 13 900 galones:
def tan13k(Q,k): # Cálculo para el tk de 13 900 galones
    vector=[] # Para almacenar respuestas
    resumen=[]
    qini,p1=Q,(Q/k)**2
    vector.append([0,0,Q*6.309E-5/(3.1416*((2.067*2.54/100)**2)/4),p1,p1,0,
0,Q,Q])
    hf,v1,v2,Pn,Pt,Pv,q=HWilliam_iterativo(p1,Q,1.84*3.28084,-0.88*1.4223,2
.067,2.067,1.2)
    Qs=Q+q # caudal de salida
    vector.append([hf,v1,v2,Pn,Pt,Pv,q,Q,Qs])
# PROCESO ITERATIVO, CAUDALES DE APORTE EN CADA NODO ANTES DEL PUNTO A
n=0
while n<4:
    Q,p1=Qs,Pt

```

```

hf, v1, v2, Pn, Pt, Pv, q=HWilliam_iterativo(p1, Q, 1.25*3.28084, 0, 2.067, 2.067, k)
  Qs=Q+q
  n=n+1
  vector.append([hf, v1, v2, Pn, Pt, Pv, q, Q, Qs])
  # Cálculo del kf1
  Pt1=vector[5][4] # para el tank 10k variar[5][4] * [4][4]
  Qds=vector[5][8] # para el tank 10k variar[5][8] * [4][8]
  kf1=k_distribu(Pt1, Qds, 0.89*3.28084+10, 2.067, 0)
  # Punto A
  hf, v1, v2, Pn, Pt, Pv, q=HWilliam_iterativo(Pt, Qs, 0.35*3.28084+10, 0, 2.067, 2.469, kf1)
  QA, PtA=Qs+q, Pt
  vector.append([hf, v1, v2, Pn, Pt, Pv, q, Q, QA])
  #Cálculo del kf2
  kf2=k_distribu(Pt, QA, 0.4*3.28084, 2.469, 0)
  # Punto B hf, v1, v2, Pn, Pt, Pv, q=HWilliam_iterativo(Pt, QA, (1.92+2.64)*3.28084+6, 2.64*1.4223, 2.469, 4.026, kf2)
  QB, PtB=QA+q, Pt
  vector.append([hf, v1, v2, Pn, Pt, Pv, q, QA, QB])
  #Cálculo del kf3
  kf3=k_distribu(PtA, QA, 20+0.74*3.28084, 2.469, 0.74*1.4223)
  # Punto C
  hf, v1, v2, Pn, Pt, Pv, q=HWilliam_iterativo(PtB, QB, (3.45+0.74)*3.28084+10, 0.74*1.4223, 4.026, 4.026, kf3)
  Qc=QB+q
  vector.append([hf, v1, v2, Pn, Pt, Pv, q, QB, Qc])
  resumen.append([qini, (qini/k)**2, Qc, Pt, Qc/Pt**0.5])
  return vector, resumen

```

```

vec, rec=tan13k(8, 1.2) # se puede evaluar n caudales y n coeficientes k.
pd.DataFrame(rec, columns=["Q inicial", "P inicial", "Q total", "PT final", "k distr general"], index=["valores"])

```

	Q inicial	P inicial	Q total	PT final	k distr general
valores	8	44.444444	291.523482	49.464525	41.450199

```

filas=["nodo 1", "nodo 2", "nodo 3", "nodo 4", "nodo 5", "nodo 6", "Punto A", "Punto B", "Punto C"]
pd.DataFrame(vec, columns=["hf", "v1", "v2", "Pn", "Pt", "Pv", "q aporte", "Qentrada", "Qsalida"], index=filas)

```

	hf	v1	v2	Pn	Pt	Pv	q aporte	Qentrada	Qsalida
nodo 1	0.000000	0.000000	0.233138	44.444444	44.444444	0.000000	0.000000	8.000000	8.000000
nodo 2	0.005302	0.233138	0.462634	43.182619	43.198123	0.015504	7.875043	8.000000	15.875043
nodo 3	0.012799	0.462634	0.692113	43.176222	43.210921	0.034700	7.874460	15.875043	23.749503
nodo 4	0.026965	0.692113	0.921593	43.176362	43.237886	0.061525	7.874472	23.749503	31.623975
nodo 5	0.045801	0.921593	1.151102	43.187703	43.283687	0.095984	7.875507	31.623975	39.499482
nodo 6	0.069109	1.151102	1.380684	43.214706	43.352796	0.138090	7.877968	39.499482	47.377450
Punto A	0.263003	1.380684	1.931900	43.345439	43.615799	0.270360	47.207770	47.377450	94.585220
Punto B	0.747744	1.931900	1.484348	47.958811	48.118415	0.159604	98.647024	94.585220	193.232244
Punto C	0.293609	1.484348	2.239389	49.101254	49.464525	0.363272	98.291238	193.232244	291.523482

### Anexo A.2. Código para el Cálculo del Caudal en Válvula Reductora de Presión

```
# IMPORTACION DE LIBRERIAS NECESARIAS
from sympy import Matrix
import numpy as np
import sympy as sy
import pandas as pd
q1,q2,q3=sy.symbols("q1 q2 q3 ") # DEFINICIÓN DE INCÓGNITAS

def SisEcu_N_rapshon(f1,f2,f3): # FUNCIÓN PARA RESOLVER SISTEMA DE ECU.
    fxy = Matrix([f1, f2,f3])
    xy = Matrix([q1, q2,q3])
    jacobiano=fxy.jacobian(xy)
    # Caudales iniciales necesarios para la iteración.
    qa=100
    qb=100
    qc=100
    r=0
    while r<10:
        funcion=np.array(fxy.subs({q1:qa, q2: qb, q3: qc})) # se evaluó
        la función con los q1 y q2 y q3
        evaluado=np.asfarray(jacobiano.subs({q1:qa, q2: qb, q3: qc})) # s
        e evaluó el jacobiano con los q1 y q2 y q3
        evaluado2=np.linalg.inv(evaluado)
        x=np.asfarray([[qa],[qb],[qc]])-np.dot(evaluado2,funcion)

        qa=float(x[0])
        qb=float(x[1])
        qc=float(x[2])
        r=r+1
    return qa,qb,qc
def perdidafriccion(q,d,l): # Función de mecánica de Fluidos
    hf=4.52*q**1.85/(120**1.85*d**4.87)*l
    return hf

# Código para el Sistema de Diluvio.
# De la definición de funciones
f1=58-((q1/38.1)**2+perdidafriccion(q3,4.026,95.9)+perdidafriccion(q1,4.026
,23.7))
f2=58-((q2/41.4)**2+perdidafriccion(q3,4.026,95.9)+perdidafriccion(q2,4.026
,23.7))
f3=q3-q2-q1
# Solución, se llamó a la función:
q1,q2,q3=SisEcu_N_rapshon(f1,f2,f3)
# Cálculo de las presiones
p1=(q1/38.1)**2
p2=(q2/41.4)**2
# Presentación de Respuestas:
recoleccion=[]
recoleccion.append([p1,q1,p2,q2,q3])
# Tabla de respuestas
pd.DataFrame(recoleccion,columns=["P en tanque 10 000","Q 1","P en tanque 1
3 000","Q 2","caudal total"])
```

Out[3]:

	P en tanque 10 000	Q 1	P en tanque 13 000	Q 2	caudal total
0	49.071631	266.894868	48.984186	289.753232	556.6481

### Anexo A.3. Código para el Cálculo del Caudal y Presión en la Red de Gabinetes.

```

del q1,q2,q3
q1,q2,q3=sy.symbols("q1 q2 q3 ") # DEFINICIÓN DE INCÓGNITAS
# Lista de valores para almacenar respuestas
recoleccion =[]
# En el caso de usar la curva de la Bomba, coeficientes de ecuación:
a,b,c=-4*10**-5,0.0082,150.95

qvr_q2=556.64+q2 # caudal de VD + Gab1
# Datos del primer tramo hacia el gabinete 4, salida de 1.5 pulgadas:
Pg4=(q1/10.61)**2 # Presión en función del caudal, gabinete 4
Eg4=Pg4+5.475 # Energía en el gabinete 4 [presión más cota en psi]
# E de presión A en función de las pérdidas de carga y el gabinete 4
Eag4=(Eg4+perdidafriccion(q1,6.065,31.686)+perdidafriccion(q1,4.026,214.787)
)+perdidafriccion(q1,2.469,10.626)+perdidafriccion(q1,1.610,20.656))-4.181
# Datos del segundo tramo hacia el gabinete 1, salida de 2.5 pulgadas:
# Datos del tramo C hacia el gabinete 1
Pg1=(q2/19.9)**2 # Presión en función del caudal, gabinete 1
Eg1=Pg1+4.821 # Energía en el gabinete 1 [presión más cota en psi]
# E de presión "C" en función de las pérdidas de carga y el gabinete 1
Ecgl=(Eg1+perdidafriccion(q2,6.065,2.39)+perdidafriccion(q2,4.026,453.2)+pe
rdidafriccion(q2,2.469,45.13))-4.181
# Datos del segundo tramo desde el punto B hasta el punto A
# Energía del punto A en función de las pérdidas de carga y el gabinete 1,
desde el punto C
Eag1=(Ecgl+perdidafriccion(qvr_q2,6.065,135.51))
# Energía(E) de presión de la bomba en función de la energía del punto A
def pbomba(q,pa):
    za=4.181 # Cota del punto A en psi
    le=99.762 # Long. equivalente
    d=6.065 # Diámetro de la descarga
    pb=pa+za+perdidafriccion(q,d,le) # Presión en la descarga de la bomba
    return pb
pp=pbomba(q3,Eag1)
ppp=-0.0534*q3+177 # Ecuación de la bomba
#ppp=a*q3**2+b*q3+c # Ecuación de la bomba

# se definió funciones para Newton Raphson, igualadas a cero.
f1=Eag1-Eag4 # Relaciona la energía en A, se evaluó los gabinetes
f2=q3-q1-qvr_q2 # Ecuación de continuidad
f3=pp-ppp # Relaciona la energía de presión de la bomba respecto a "
A" con la ecu de la bomba
# Solución, se llamó a la función:
q1,q2,q3=SisEcu_N_rapshon(f1,f2,f3)
qb=q2
# Cálculo de las presiones
Pg1=(q1/10.61)**2
Pg2=(q2/19.9)**2
q2=sy.symbols("q2") # cálculo para la Presión en bomba
Eag1=Eag1.subs(q2,qb)
pp=pbomba(q3,Eag1)
# Presentación de Respuestas:
recoleccion.append([Pg1,q1,Pg2,qb,q3, pp])
pd.DataFrame(recoleccion,columns=["P gabinete 4","Q 1","P en gabinete 1","Q
2","caudal total", "Presión bomba"])

```

Out[4]:

	P gabinete 4	Q 1	P en gabinete 1	Q 2	caudal total	Presión bomba
0	112.40739	112.489715	106.777754	205.63331	874.763025	130.287654480896

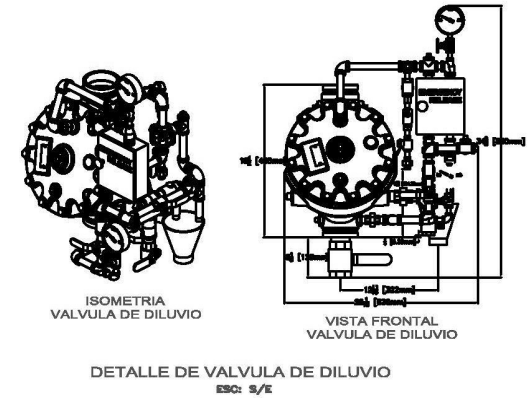
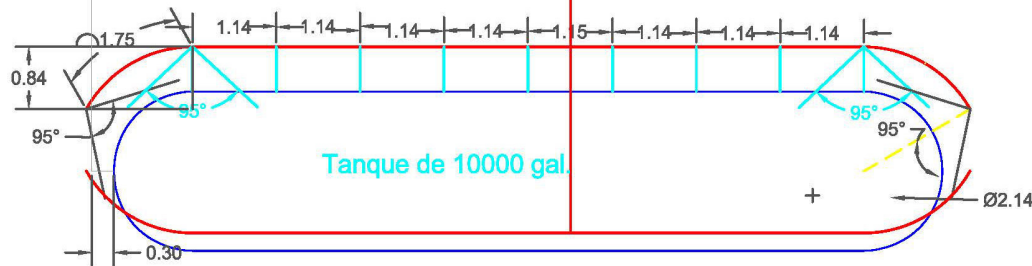
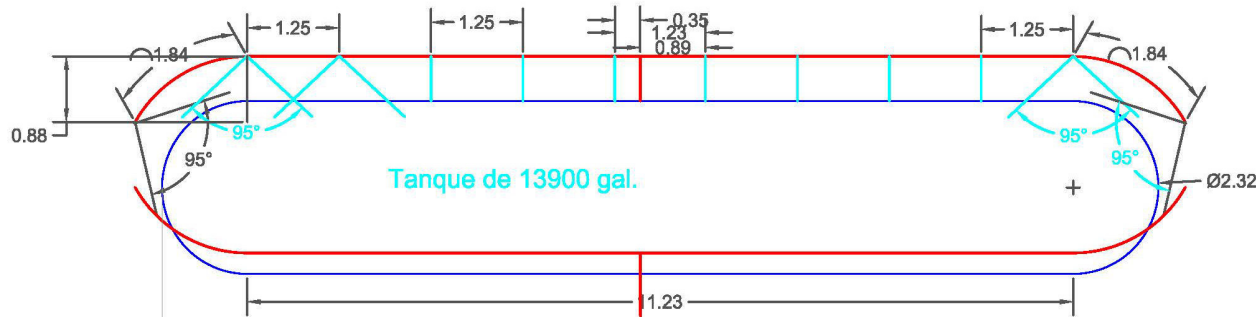
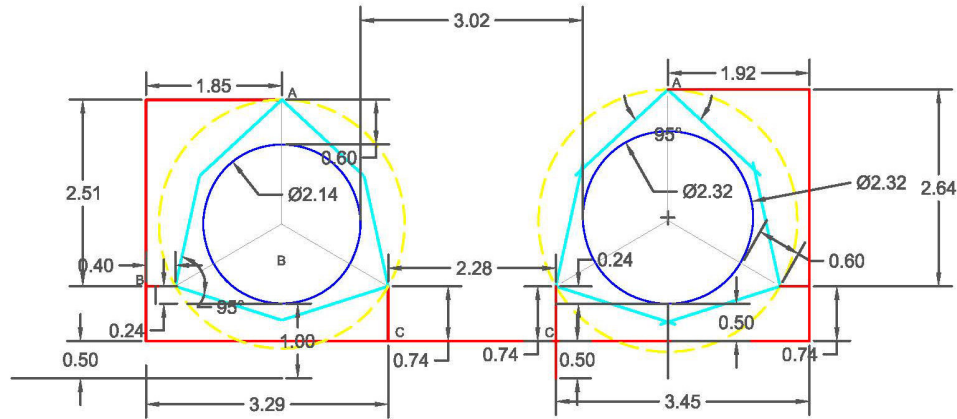


Anexo C. Planos Desarrollados

Anexo C1. Planos 2D Sistema de Diluvio.

DETALLE DE ASPERSORES PARA EL TANQUE DE 13 900	
SPRAY MODEL	VK810 1.2
K (US UNITS)	1.2
ANGLE	95°
LINES	3
SPRAY FOR LINE	12
TOTAL SPRAY	36

DETALLE DE ASPERSORES PARA EL TANQUE DE 10 000	
SPRAY MODEL	VK810 1.2
K (US UNITS)	1.2
ANGLE	95°
LINES	3
SPRAY FOR LINE	11
TOTAL SPRAY	33



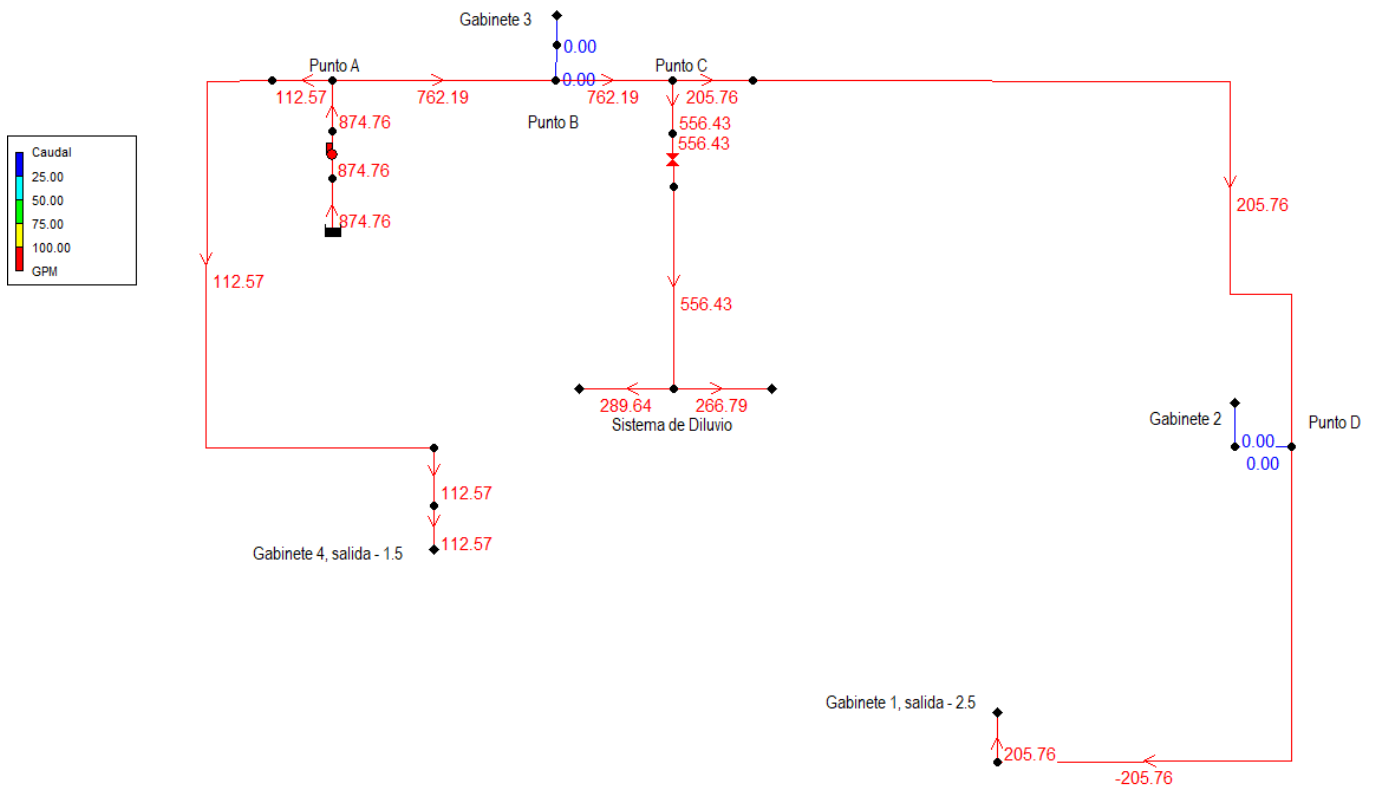
Sistema de Diluvio de los Tanques de GLP.	
UNMSM	Bachiller: Flores Bengolea Carlos Daniel
	Vistas del Sistema de Aspersión
	Lámina:
	<b>SD-01</b>
	ESC: 1/100



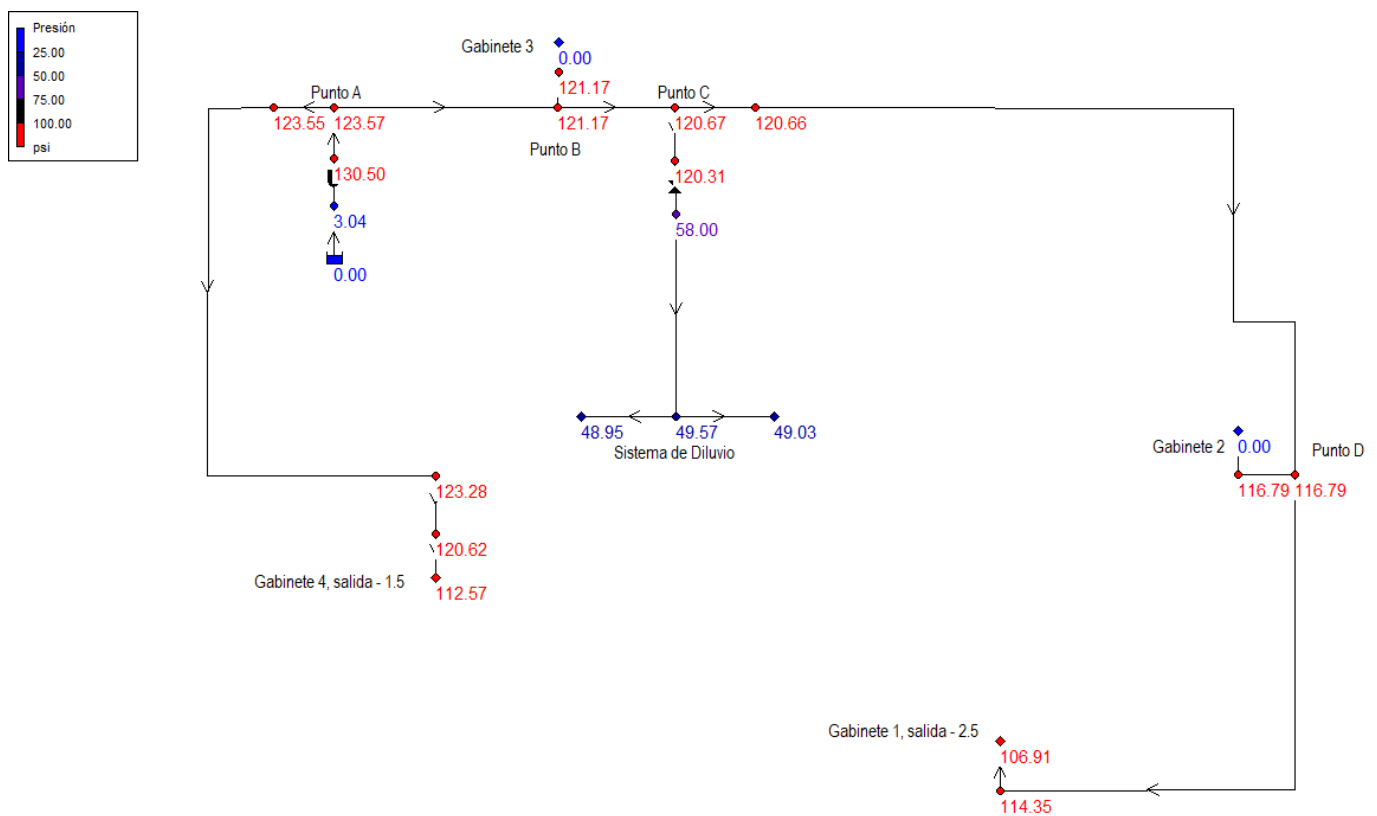


Anexo D. Cálculos de Epanet.

Anexo D.1 Resultados de Caudales para el Máximo Riesgo.



Anexo D.2. Resultados de Presiones para el Máximo Riesgo.



*Anexo E. Solicitud de Acceso a la Información Pública.*

Sistema de Acceso a la Información Pública

## Cargo de Recepción

Su documento ha sido ingresado satisfactoriamente, por favor tome nota del número de expediente generado para que pueda realizar el seguimiento correspondiente.

**Número de Expediente:** 202100280971  
**Fecha y hora de Presentación:** 15/12/2021 14:50  
**Nombre/Razón social:** CARLOS DANIEL FLORES BENGOLEA - DNI: [REDACTED]  
**Correo Electrónico:** bengolea1994@gmail.com  
**Nro. Telefónico:** [REDACTED]  
**Asunto:** Hidrocarburos  
**Información solicitada:** Solicito todos los planos presentados por la empresa Zeta Gas Andino (ITF - Modificación) (Planta Envasadora de GLP ubicada en Carretera al Aeropuerto Km 4.2 Hacienda Colpa Baja, distrito, provincia y departamento de Huánuco) N° [REDACTED]  
**Medio de entrega:** Copias digital envío al correo electrónico

De tener alguna consulta puede efectuarla a través de: [atencionalcliente@osinergmin.gob.pe](mailto:atencionalcliente@osinergmin.gob.pe)

### NOTA IMPORTANTE:

Para fines del cómputo de plazos, los documentos presentados entre las 00:00:00 horas hasta las 17:30:00 horas de un día hábil se consideran presentadas el mismo día hábil

Los documentos presentados después de las 17:30:00 horas hasta las 23:59:59 de un día hábil o cualquier hora de un día inhábil se consideran presentadas el día hábil siguiente.