

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

**Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la
Producción**

"Diseño de Sistema de Generación de Vapor para planta de confitería en
Riobamba"

TRABAJO FINAL DE GRADUACIÓN

Materia Integradora

Previo la obtención del Título de:

INGENIERO MECÁNICO

Presentado por:

Samantha Estefanía Prendes Moreno

Emilio Adrián Ramírez Salazar

GUAYAQUIL - ECUADOR

Año: 2016

AGRADECIMIENTOS

Al Ing. Juan Carlos Cañarte, por aportar con su experiencia y recomendaciones para el diseño del sistema de generación de vapor.

A la MSc. Andrea Boero por su guía en la realización y revisión del presente proyecto.

Al Ing. Manuel Helguero por su apoyo incondicional y consejos para la elaboración de este estudio.

DECLARACIÓN EXPRESA

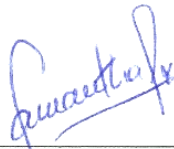
“La responsabilidad del contenido desarrollado en la presente propuesta de la materia integradora corresponde exclusivamente al equipo conformado por:

Samantha Estefanía Prendes Moreno

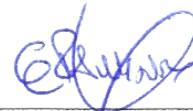
Emilio Adrián Ramírez Salazar

MSc. Andrea Boero

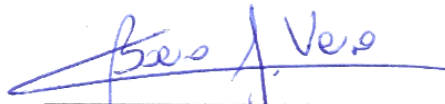
y el patrimonio intelectual del mismo a la Facultad de Ingeniería Mecánica y Ciencias de la Producción (FIMCP) de la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL”.



Samantha Estefanía Prendes
Moreno



Emilio Adrián Ramírez Salazar



M.Sc. Andrea Boero

RESUMEN

Una empresa de confites ha adquirido una nueva planta en la ciudad de Riobamba, Chimborazo, para trasladar varias de sus líneas de producción, las cuales necesitan el servicio de generación de vapor. El objetivo de este proyecto es diseñar el sistema de generación y distribución de vapor de alta presión (135 psi, 930 kPa) para las líneas de chupetes, caramelos duros y blandos. Para el efecto se consideraron dos escenarios, la compra de una caldera nueva o el traslado de una de las calderas de respaldo en la planta de Guayaquil. Ambas opciones requieren la adquisición de equipos auxiliares. Por medio de una matriz de decisión se determinó que la opción idónea es el traslado de la caldera. El diseño se ejecutó en base a los requerimientos de vapor de la planta y características operacionales del equipo generador de vapor. Los equipos auxiliares y líneas de distribución de vapor se determinaron considerando estos parámetros, bajo lineamientos definidos en *ASME Boiler and Pressure Vessel Code*, y *ASME B31 Code for Pressure Piping*. Por medio de este estudio se obtuvieron los planos P&ID y de implantación de maquinaria para la planta, incluyendo la memoria técnica para la ejecución del proyecto. Se determinó mediante un análisis económico que el proyecto es viable y opera bajo las necesidades presupuestarias de la empresa, teniendo un ahorro de \$ 280,750.00 al trasladar la caldera en lugar de adquirir una nueva, con un periodo de recuperación de la inversión inicial menor a dos años.

Palabras Clave: Sistema de generación de vapor, caldera, empresa de confitería.

ABSTRACT

A food company, that manufactures candy among other similar products, has bought a new plant in the city of Riobamba, Chimborazo, to move some of its production lines, which require a steam generation service. The objective of this project is to design the generation and distribution system of high-pressure steam (135 psi, 930 kPa) for the lines of lollipops, hard and soft candy. For this purpose, it has been considered two scenarios, the purchase of a new boiler, or transferring a backup boiler from the Guayaquil Plant. For both options is required investing in auxiliary equipment. The result of the decision matrix analysis was that transferring the boiler from Guayaquil Plant is the best option. The proposed design was developed based on the steam requirements of the plant and the operational characteristics of the steam generator equipment. The selection and sizing of additional equipment and the steam distribution lines was executed considering the above parameters, and the guidelines defined in ASME Boiler and Pressure Vessel Code and ASME B31 Code for Pressure Piping. As a result of this project, the P&ID and implantation plans were obtained, including technical specifications. It was determined by an economic analysis that the project is feasible. Moving the boiler instead of purchasing a new one represents \$ 280,750.00 in savings, with a payback period of less than two years.

Keywords: *Steam generation system, boiler, candy factory*

ÍNDICE GENERAL

RESUMEN.....	II
<i>ABSTRACT</i>	III
ÍNDICE GENERAL	IV
ABREVIATURAS.....	VII
SIMBOLOGÍA.....	VIII
ÍNDICE DE TABLAS.....	X
ÍNDICE DE FIGURAS	XI
ÍNDICE DE APÉNDICES.....	XII
ÍNDICE DE PLANOS.....	XIV
CAPÍTULO 1.....	1
1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. Descripción del problema	1
1.2. Especificaciones y requerimientos	1
1.3. Objetivos	4
1.3.1. Objetivo General.....	4
1.3.2. Objetivos Específicos.....	4
1.3.3. Alcance	5
1.4. Marco Teórico	5
1.4.1. Principios de la generación de vapor	5
1.4.2. Elementos de un sistema de generación de vapor	6
1.5. Normas y Estándares	7
CAPÍTULO 2.....	8
2. METODOLOGÍA DE DISEÑO.....	8
2.1. Diseño Conceptual	10
2.1.1. Dimensionamiento de la caldera.....	10

2.1.2.	Selección de Caldera.....	11
2.1.3.	Selección de tipo de combustible para la caldera	13
2.1.4.	Diagrama de Proceso	14
2.2.	Diseño de Forma.....	17
2.2.1.	Parámetros operacionales de la caldera.....	17
2.2.2.	Selección de bomba de agua de alimentación a la caldera.....	18
2.2.3.	Selección de bomba de combustible	19
2.2.4.	Selección de desaireador	20
2.2.5.	Selección de equipo de tratamiento de agua	21
2.2.6.	Selección de bomba de agua de alimentación a la sala de calderas.....	22
2.2.7.	Selección de economizador	23
2.3.	Diseño Detallado	23
2.3.1.	Diseño de sistema de calentamiento en desaireador	23
2.3.2.	Dimensionamiento de líneas de distribución de vapor.....	24
2.3.3.	Dimensionamiento de colectores de vapor	25
2.3.4.	Diseño de chimenea	26
2.3.5.	Aislamiento de tuberías	27
2.3.6.	Válvulas de Seguridad	27
2.3.7.	Diseño de Trampas de Vapor y Líneas de Retorno de condensado.....	27
CAPÍTULO 3.....		29
3.	RESULTADOS	29
3.1.	Características de equipos	29
3.1.1.	Caldera	29
3.1.2.	Bombas y líneas de agua de alimentación	29
3.1.3.	Sistema de alimentación de combustible.....	31
3.1.4.	Desaireador	32
3.1.5.	Ablandador de agua.....	33

3.1.6. Economizador.....	34
3.2. Características de líneas de vapor	35
3.2.1. Líneas principales	35
3.2.2. Líneas de distribución	36
3.2.3. Colectores de vapor.....	37
3.2.4. Aislamientos.....	38
3.2.5. Trampas de vapor.....	39
3.3. Planos del sistema	40
3.4. Análisis de Costos	40
3.4.1. Costos de implementación.....	40
3.4.2. Comparación de alternativas de inversión	42
3.4.3. Resultados de análisis de costos.....	45
CAPÍTULO 4.....	47
4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	47
4.1. Conclusiones.....	47
4.2. Recomendaciones.....	48
REFERENCIAS	50

ABREVIATURAS

ANSI	<i>American National Standards Institute</i>
ASME	<i>American Society of Mechanical Engineering</i>
ESPOL	Escuela Superior Politécnica del Litoral
FIMCP	Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la Producción
GLP	Gas Licuado de Petróleo
HI	<i>Hydraulic Institute</i>
IESS	Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social
NCSU	<i>North Carolina State University</i> (Universidad Estatal de Carolina del Norte)
NPSHR	<i>Net Positive Suction Head Required</i> (Cabezal Positivo Neto de Succión Requerido)
P&ID	<i>Piping and Instrument Diagram</i> (Diagrama de Tuberías e Instrumentos)
SENAGUA	Secretaría del Agua
TIR	Tasa Interna de Retorno
VAN	Valor Actual Neto

SIMBOLOGÍA

<i>A</i>	Área
<i>BHP</i>	<i>Boiler Horse Power</i> (Caballo de Caldera)
<i>BTU</i>	<i>British Thermal Unit</i>
<i>c_p</i>	Calor Específico
<i>cSt</i>	Centi-Stokes
<i>η</i>	Eficiencia de aislamiento
<i>f_a</i>	Factor de corrección de potencia por altura
<i>f_e</i>	Factor de evaporación
<i>ft</i>	<i>Foot</i> (Pie)
<i>gpm</i>	Galones por minuto
<i>gal</i>	Galón
<i>h</i>	Hora
<i>h_l</i>	Pérdida de cabezal
<i>hz</i>	Hertz
<i>in</i>	<i>Inch</i> (Pulgada)
<i>k</i>	Coefficiente de Resistencia al flujo en tuberías
<i>kg</i>	Kilogramo
<i>kPa</i>	Kilo Pascales
<i>l</i>	Longitud
<i>L</i>	Calor Latente
<i>lt</i>	Litro
<i>ṁ</i>	Flujo másico
<i>m³</i>	Metros cúbicos
<i>mg</i>	Miligramo
<i>min</i>	Minutos
<i>MJ</i>	Mega Joule
<i>P_r</i>	Potencia requerida
<i>psi</i>	<i>Pounds per Square Inch</i> (Libras por Pulgada Cuadrada)
<i>rpm</i>	Revoluciones por minuto
<i>T</i>	Temperatura

v_a	Velocidad de flujo de agua en tuberías
v_v	Velocidad de flujo de vapor saturado
\bar{v}	Volumen específico
W	<i>Watt</i>

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1. Consumo de Vapor por equipos.....	3
Tabla 2.1. Matriz de Selección de Caldera.	12
Tabla 2.2. Matriz de selección de combustibles.....	13
Tabla 2.3. Características caldera CB-LE 600	18
Tabla 2.4. Requerimientos de selección de bomba de alimentación de agua	18
Tabla 2.5. Requerimientos de selección de bomba de combustible	19
Tabla 2.6. Requerimientos de selección de desaireador.	20
Tabla 2.7. Propiedades del agua de alimentación a planta San Juan.	21
Tabla 2.8. Requerimientos de selección de ablandador de agua.	22
Tabla 3.1. Características de bombas de agua.....	30
Tabla 3.2. Características de bomba de combustible	32
Tabla 3.3. Características de ablandador SMR-750-2.	33
Tabla 3.4. Pérdidas de presión en líneas principales.....	35
Tabla 3.5. Líneas de Distribución de Vapor	36
Tabla 3.6. Colectores de vapor.	37
Tabla 3.7. Aislamiento por sección.	38
Tabla 3.8. Flujos de condensado a partir de trampas de vapor.	39
Tabla 3.9. Costos Implementación.....	40
Tabla 3.10. Estimación de ahorro por combustible	44
Tabla 3.11. Comparación de alternativas de inversión.	45
Tabla 3.12. Resultados de inversión para traslado de caldera	45

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1. Metodología de Diseño	8
Figura 2.2. Dimensiones áreas destinadas para generación y proceso.....	14
Figura 2.3. Conexiones de Colector Principal de Vapor	15
Figura 2.4. Conexiones de Colector Sala de Caramelos	15
Figura 2.5. Diagrama esquemático del sistema de generación de vapor.....	16
Figura 2.6. Ubicación tentativa de equipos de proceso.....	17
Figura 3.1. Flujo de efectivo para traslado de caldera.	43
Figura 3.2. Flujo de efectivo para compra de caldera.	44

ÍNDICE DE APÉNDICES

A.	CONSIDERACIONES DE DISEÑO.....	54
A1.	Cálculo de pérdidas en la línea de alimentación de agua a la caldera	54
	Tabla A1.1. Coeficientes de resistencia al flujo por accesorios d=1.5in.....	54
	Tabla A1.2. Resumen de pérdidas en línea de descarga.	55
A2.	Cálculo de pérdidas en la línea de alimentación de combustible	56
	Tabla A2.1. Coeficientes de resistencia al flujo por accesorios d=0.75in.....	56
A3.	Cálculo de pérdidas en líneas de vapor	57
	Figura A3.1. Pérdida de presión en tubería principal de vapor	57
	Figura A3.2. Pérdida de presión en línea para sala de caramelos.....	58
A4.	Dimensionamiento de chimenea	58
	Figura A4.1. Medidas para geometría de transición entre techo y chimenea ..	59
	Figura A4.2. Medidas de cubierta para lluvia	59
A5.	Dimensiones de bolsillo de colectores de vapor.....	60
	Figura A5.1. Dimensiones de bolsillo de colector de vapor.....	60
B.	EQUIPOS SELECCIONADOS	61
B1.	Caldera CB-LE 600	61
	Figura B1.1. Calderas CB-LE 125-800 BHP	61
B2.	Bomba de agua 10SV-08	61
	Figura B2.1. Bombas de agua e-SV.....	61
	Figura B2.2. Diagrama esquemático Series 10SV	62
	Figura B2.3. Curvas de Operación Goulds 10SV Series.....	63
B3.	Bomba de combustible G4195D.....	64
	Figura B3.1. Bombas de combustible Series 495 & 4195.....	64

Figura B3.2. Diagrama esquemático Series 4195D	64
Figura B3.3. Curvas de operación Viking Series 4195.....	65
B4. Desaireador SM-30	66
Figura B4.1. Desaireadores <i>SprayMaster</i>	66
B5. Ablandador SMR-750-2.....	67
Figura B5.1. Ablandadores SMR-150M-1500M.	67
B6. Economizador BDHR-2M-2	68
Figura B6.1. Economizadores BDHR para dos calderas.	68
B7. Accesorios presentes en líneas de sistema	68
Tabla B7.1. Accesorios en líneas del sistema.....	68
C. PLANOS DETALLADOS	72

ÍNDICE DE PLANOS

Planos presentes en Apéndice C.

Plano 1	Área de Servicios Industriales.
Plano 2	Servicios Industriales y Galpón de Producción.
Plano 3	Implantación de maquinaria.
Plano 4	D-001 P&ID 1 – Sistema de Vapor Sala de Calderas.
Plano 5	D-002 P&ID 2 – Sistema de Vapor Área de Producción.

CAPÍTULO 1

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Descripción del problema

La empresa de confitería del presente estudio se dedica a la elaboración de confites, chocolates, recubiertos y galletas. La matriz se encuentra en la ciudad de Guayaquil.

En su proceso de crecimiento la empresa ha adquirido una nueva planta ubicada en San Juan, en la ciudad de Riobamba, provincia de Chimborazo (a 2750 m sobre el nivel del mar), destinada a nuevas líneas de producción para la elaboración de caramelos, galletas y *waffers*, las mismas que requieren de servicios industriales para su operación. Dentro de estos servicios se encuentra la generación de vapor como elemento clave para la preparación de caramelos.

La empresa requiere de la instalación de un sistema de generación de vapor que le permita operar su nueva maquinaria y producir confites en la nueva planta. Para esto se ha destinado un presupuesto para la implementación del sistema de generación de vapor.

Se cuentan con dos alternativas principales: la compra de una nueva caldera, y el traslado de una de las calderas que actualmente se tiene operativa en la planta Guayaquil, con lo cual se generaría un ahorro económico para la realización del proyecto.

1.2. Especificaciones y requerimientos

Para la producción de caramelo se parte de una mezcla de agua, azúcar y glucosa en proporciones definidas que vienen dadas por la receta del caramelo a utilizar. Esta mezcla conocida como jarabe de azúcar debe pasar por un proceso de calentamiento de manera que se obtenga una humedad de masa menor o igual al 2% (Jiangsu Haitel Machinery Co., LTD, 2014).

La primera etapa de calentamiento se realiza en un Precocinador. En este equipo la temperatura del jarabe se eleva a 90°C utilizando un serpentín cuyo fluido de calentamiento es vapor. La siguiente etapa se realiza en un equipo conocido como cocinador *Vaccum*, en éste la masa del caramelo se eleva a 145°C para poder evaporar la mayor cantidad de agua de la mezcla, así mismo utiliza vapor a 90 psi (620 kPa) como fluido de calentamiento; y posterior a esto se aplica vacío, el cual es el último paso en el proceso de remoción de humedad de la masa. Combinando la temperatura junto con el vacío se logra llegar a la humedad deseada.

El proceso de calentamiento aquí descrito (Precocinador - cocinador *Vaccum*) es considerado como la etapa inicial del procesamiento de caramelos, ya sea para caramelos duros, blandos o chupetes.

Para la nueva planta en Riobamba se plantea instalar inicialmente tres líneas de producción: chupetes, caramelos duros y blandos. Las líneas de caramelos duros y blandos fueron adquiridas recientemente y serán instaladas directamente en la nueva planta. Para la línea de chupetes se hará un traslado de los equipos existentes en la planta de Guayaquil.

La línea de caramelos duros de 600 kg/h de capacidad de producción consta de un calentador rotativo continuo como Precocinador, un calentador *Vaccum* y una mesa de calentamiento (Jiangsu Haitel Machinery Co., LTD, 2014). La línea de caramelos blandos de 600 kg/h de capacidad de producción opera mediante un serpentín como Precocinador y un calentador *Vaccum* (Jiangsu Haitel Machinery Co., LTD, 2014). La línea de chupetes de 960 kg/h de capacidad de producción consta del sistema Precocinador - *Vaccum* y una mesa de calentamiento (Vinuenza, 2014).

Adicionalmente deben instalarse líneas auxiliares para reciclado de caramelo y de calentamiento de glucosa. En la línea de reciclaje de caramelo se realiza una recuperación del jarabe de glucosa del producto rechazado en cualquiera de las etapas del proceso (calidad, empaquetamiento, degustación). La línea

de calentamiento de glucosa prepara la materia prima antes de efectuar la mezcla del jarabe. A futuro la compañía plantea instalar una segunda línea tanto de caramelos duros como blandos.

Considerando lo expuesto, se determinó el consumo de vapor necesario por equipo, en función de los catálogos correspondientes a cada una de las líneas a instalar y auditorías de vapor realizadas previamente a la empresa.

Tabla 1.1. Consumo de Vapor por equipos.

Línea de Producción	Equipo	Consumo de Vapor [kg/h]
Chupetes ¹	Vaccum #3	280
	Precocinador	70
	Mesa de calentamiento	50
Caramelos Blandos ²	Línea #1	500
	Línea #2 (a futuro)	500
Caramelos Duros ³	Línea #1	500
	Línea #2 (a futuro)	500
Reciclaje de Caramelo ¹	<i>Candy Recycling</i>	50
Calentamiento de Glucosa ¹	Serpentín	100
Consumo Total de Vapor		2550
Futuros proyectos (50% del consumo total) ¹		1275
Cantidad de vapor requerida		3825

Fuente: ¹Consumo de Vapor Planta Guayaquil (Vinuenza, 2014)

²Continuous rotor cooker with flash vacuum chamber (Jiangsu Haitel Machinery Co., LTD, 2014)

³Pipe cooking with flash vacuum chamber (Jiangsu Haitel Machinery Co., LTD, 2014)

Elaboración propia.

En la Tabla 1.1 se muestran los datos de consumo de vapor de las distintas áreas y la cantidad de vapor requerida por la planta. Se estima un factor del

50% adicional para consumo de vapor debido a proyectos futuros establecidos por la empresa, considerando valores de consumo de equipos dados en una auditoría de vapor realizada a la planta en Guayaquil (Vinuenza, 2014).

Por consiguiente, los requisitos principales que debe tener el sistema de generación de vapor son:

- Flujo mínimo de vapor de 3825 kg/h.
- Presión de trabajo variable entre 120 y 135 psi (830 a 930 kPa) de acuerdo a los requerimientos de los equipos (Jiangsu Haitel Machinery Co., LTD, 2014).

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo General

Diseñar el sistema de generación y distribución de vapor a alta presión (930 kPa) para las líneas de producción de chupetes, caramelos blandos y duros de la futura planta de confites en Riobamba.

1.3.2. Objetivos Específicos

- Dimensionar el sistema de generación de vapor para la planta San Juan, Riobamba, de tal manera que pueda suplir una demanda de 3825 kg/h de vapor en un rango de presión de 120 a 135 psi (830 a 930 kPa), mediante un análisis termodinámico.
- Diseñar el sistema de distribución de vapor, alimentación de agua y combustible de la planta dentro de los límites del terreno de 160 m², empleando el software de AutoCAD Plant, con el propósito de obtener planos P&ID (*Pipping and Instrument Diagram*) y de implantación de maquinaria.

- Diseñar y seleccionar equipos auxiliares para el sistema de generación considerando las demandas de vapor de los equipos de proceso y requerimientos de distribución.
- Determinar la rentabilidad del proyecto mediante un análisis de flujo de efectivo, a fin de asegurar un tiempo de recuperación de la inversión menor a 2 años.

1.3.3. Alcance

No se encuentra contemplado dentro del estudio el tratamiento químico interno de la caldera, puesto que este se lleva a cabo exclusivamente con la compañía proveedora de los mismos. Tampoco se considera para análisis el tratamiento de aguas residuales de proceso y el estudio de control de emisiones de gases de combustión a la atmósfera.

Los resultados serán presentados en forma de memoria técnica, incluyendo los respectivos planos de distribución de líneas.

1.4. Marco Teórico

1.4.1. Principios de la generación de vapor

Un sistema de generación de vapor es un conjunto de elementos que se encargan de suministrar vapor mediante el calentamiento de agua por la transformación de energía química de un combustible en energía térmica.

El vapor es ampliamente utilizado ya sea para aplicaciones de calefacción y uso doméstico, como para aplicaciones industriales en procesos de producción o para la generación de energía eléctrica.

Para aplicaciones de calentamiento se emplea generalmente vapor saturado debido a la facilidad de control de temperatura en función de la presión; mientras que para aplicaciones de generación de energía es empleado únicamente vapor sobrecalentado dado que la presencia de

agua en forma de condensado afecta el rendimiento de los equipos impulsados por vapor.

1.4.2. Elementos de un sistema de generación de vapor

Un sistema de generación de vapor consta principalmente de la caldera, recalentador, economizador y de equipos auxiliares como ablandadores y desaireadores del agua de alimentación.

La caldera es el equipo principal y se encarga de la evaporación del agua a las presiones y temperaturas adecuadas para el proceso. Estas pueden clasificarse dependiendo de varios factores, siendo el tipo de construcción uno de ellos. Dependiendo de la configuración interna las calderas pueden ser, pirotubulares o acuatubulares (ASME, 2010)

Las calderas acuatubulares se caracterizan por la circulación de agua a través de sus tuberías internas, las cuales son calentadas dentro del hogar de la caldera. Este tipo de calderas producen generalmente vapor sobrecalentado.

En calderas pirotubulares los gases de combustión circulan por dentro de los tubos, los que se encuentran sumergidos en agua. Este tipo de calderas es de construcción más sencilla y requiere un menor mantenimiento.

El economizador es un equipo que aprovecha el calor remanente del vapor húmedo obtenido luego de haber sido utilizado en el proceso principal, entre sus aplicaciones está el precalentamiento del combustible o de agua de reposición de la caldera.

El recalentador se encarga de aumentar la temperatura del vapor y es empleado principalmente en aplicaciones que requieren vapor sobrecalentado.

El ablandador se encarga del tratamiento químico del agua que ingresa a la caldera. Mediante la disminución de la dureza del agua se disminuyen las incrustaciones en las paredes de las tuberías internas de la caldera y el grado de corrosión (Cleaver Brooks, 2009).

El desaireador se encarga de remover gases disueltos en el agua de alimentación, disminuyendo la corrosión interna de las tuberías (Office of Energy Efficiency & Renewable Energy, 2012).

1.5. Normas y Estándares

La ejecución de este diseño se ha realizado siguiendo los lineamientos definidos en las normas listadas a continuación.

- ASME *Boiler and Pressure Vessel Code* (Código para Calderas y Recipientes a presión), *Section VII: Recommended Rules for the Care and Operation of Power Boilers* (Reglas Recomendadas para el Cuidado y Operación de Calderas de Poder)
- ASME B31 *Code for Pressure Piping* (Código para Tuberías a Presión), *Section B31.1 Power Piping* (Tuberías para Producción de Energía)
- ANSI/HI *Pump Standards* (Estándares para Bombas) *Section ANSI/HI 2.3 American Standard for Vertical Pumps for Design and Application* (Estándar Americano para Bombas Verticales para Diseño y Aplicación)
- Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social IESS, Decreto Ejecutivo 2393, Reglamento de Seguridad y Salud de los trabajadores y mejoramiento del medio ambiente de trabajo.

CAPÍTULO 2

2. METODOLOGÍA DE DISEÑO

En la Figura 2.1 se muestra la metodología de diseño llevada a cabo para el desarrollo de este proyecto.

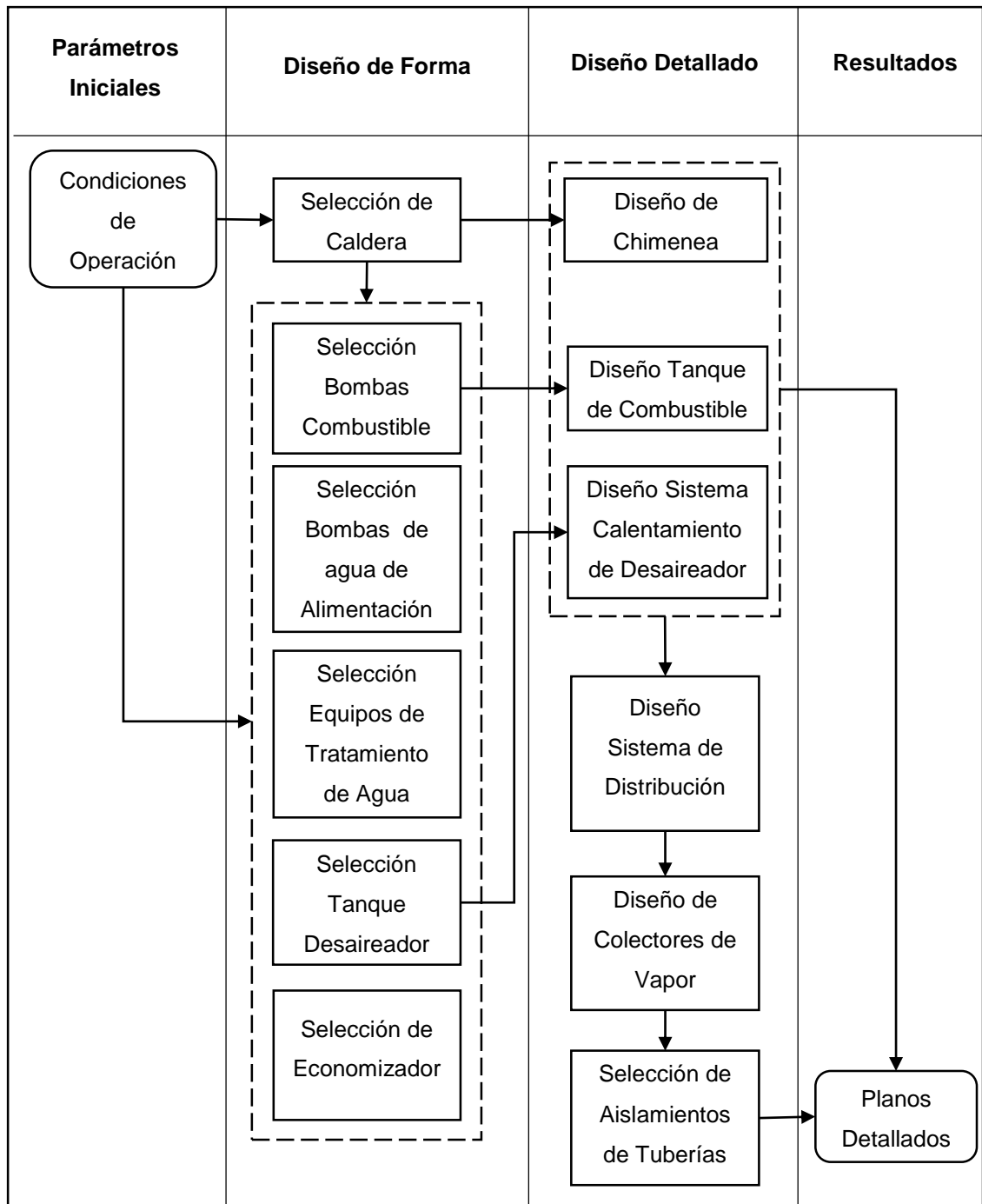


Figura 2.1. Metodología de Diseño

Elaboración propia.

En el presente capítulo, en función de los requerimientos de vapor de la planta en Riobamba definidos en la Sección 1.2, se presenta el diseño de forma o selección de equipos empezando por la selección de la caldera. A continuación, con los parámetros de operación de la caldera se definen las bombas de alimentación de agua y combustible, además de equipos auxiliares de tratamiento de agua para proceso, desaireador y economizador.

Una vez definido el diseño de forma se establece un diseño detallado de componentes del sistema, incluyendo dimensionamiento de líneas de vapor, agua y combustible, altura de chimenea y aislamientos en tuberías.

El empleo de sistemas de tratamiento de agua de ingreso a la caldera (desaireador y ablandador), así como también el uso de economizador, válvulas de seguridad, aislantes y materiales para las líneas de proceso concuerda con recomendaciones para el cuidado y operación de calderas y normas para tuberías de producción de energía, establecidas en la Sección VII de ASME *Boiler and Pressure Vessel Code* (ASME, 2010) y la Sección B31.1 de ASME *B31 Code for Pressure Piping* (ASME, 2007) respectivamente.

Para el dimensionamiento de líneas de agua, distribución de vapor, colectores, selección general de equipos y recomendaciones de acuerdo al tipo de industria se utilizaron *handbooks*, listados a continuación.

- *Energy Efficiency Handbook (Handbook de Eficiencia Energética)* (Council of Industrial Boiler Owners, 1997)
- *Valve Piping and Pipeline Handbook (Handbook de Válvulas y Líneas de Tuberías)* (Dickenson, 1999)
- *Boiler Operator's Handbook (Handbook para Operadores de Calderas)* (Heselton, 2005)
- *Heat Exchanger Design Handbook (Handbook de Diseño de Intercambiadores de Calor)* (Kappan, 2000)

- *Industrial Steam Trapping Handbook (Handbook de Colectores de Vapor Industriales)* (PENTAIR, 2013)
- *Piping Handbook (Handbook para Líneas de Tuberías)* (Swierzawski, 2000)

2.1. Diseño Conceptual

2.1.1. Dimensionamiento de la caldera

Previo a la selección de la caldera se establece la capacidad de producción de vapor necesaria para cumplir con los requerimientos del sistema. Para efectos de cálculo se considera que la caldera operará a una presión de 135 psi (930 kPa) con una tasa de producción de vapor de 3825 kg/h.

El factor de evaporación f_e relaciona la producción de vapor en kg/h con la capacidad de la caldera, en BHP (Caballo de Caldera), en función de la presión de trabajo y la temperatura del agua de alimentación. La temperatura del agua de alimentación es de 80°C (Cleaver Brooks, 2009)

De acuerdo a datos tabulados en la guía *General Engineering Data* publicado por Cleaver Brooks (Cleaver Brooks, 2012), se obtiene un factor de evaporación de 14.51 kg/h de vapor por BHP para condiciones de operación establecidas.

La planta en la ciudad de Riobamba se encuentra a 2750 m sobre el nivel del mar, por lo que se debe efectuar una corrección de la potencia de la caldera. Con base en datos de sobredimensionamiento en función de la altura en equipos para obtención de salidas equivalentes a nivel del mar (Jiménez, 1995), se establece que para sistemas térmicos ubicados a 2750 m se debe incrementar la potencia en un 36%.

Considerando un factor de evaporación f_e de 14.51 kg/h de vapor por BHP y un factor de corrección de flujo de potencia por altura f_a de 1.36, se aplica la Ecuación 2.1 para determinar la potencia requerida por el sistema de generación de vapor.

$$P_r = \frac{\dot{m}}{f_e} * f_a, \quad (Ec. 2.1)$$

Reemplazando los valores previamente definidos, se obtiene:

$$Pr = \frac{3825 \left[\frac{kg}{h} \right]}{14.51 \left[\frac{kg}{h BHP} \right]} * 1.36$$

$$Pr = 358.51 [BHP]$$

La potencia mínima del equipo a instalar deberá de ser de 400 BHP.

2.1.2. Selección de Caldera

En base a los requerimientos de vapor de la planta se debe instalar una caldera con una capacidad de 400 BHP. Se establecen dos alternativas:

- Alternativa#1: Adquisición de una nueva caldera junto con sus equipos auxiliares, instalación en planta y puesta en marcha.
- Alternativa#2: Traslado de una de las calderas existentes en planta Guayaquil, adquisición de equipos auxiliares, instalación en planta y puesta en marcha.

En la Tabla 2.1 se establece la matriz de selección para la caldera. Se considera para el análisis el costo de adquisición, el tiempo de entrega y el estado del equipo. Para cada criterio se realiza una calificación de 1 a 5, siendo 1 el valor menos favorable y 5 el más favorable. Las ponderaciones son fijadas en función de la relevancia de los criterios, tomando un valor más alto para el costo del equipo debido a limitaciones en presupuesto.

Tabla 2.1. Matriz de Selección de Caldera.

Criterio de Evaluación	Ponderación	Caldera			
		Alternativa#1		Alternativa#2	
		Valor	Calificación	Valor	Calificación
Costo de adquisición [\$]	40%	300,000.00	1	70,000.00	4
Tiempo de entrega [semanas]	30%	18	1	2	4
Estado del equipo	30%	Nuevo	5	<i>Overhaul</i>	2
Calificación Total			2.20		3.40

Fuente: Cotización de equipos (Prendes, 2015)

Elaboración propia.

Para la Alternativa #1, el tiempo de construcción e importación de una caldera de la capacidad de producción establecida para el proyecto (400 BHP) varía entre 16 y 18 semanas, con un costo referencial de \$300,000.00 (Prendes, 2015).

La Alternativa #2 de traslado de la caldera existente en la plata Guayaquil tiene un costo referencial de \$70,000.00 y disponibilidad de 1 a 2 semanas (Prendes, 2015). La caldera de traslado es de 600 BHP y trabaja a una presión máxima de 150 psi (1034 kPa), que cumple con los requerimientos planteados.

La caldera para traslado (Alternativa #2), de 20 años de antigüedad, tuvo un *overhaul* reciente (18 meses antes de la realización de este proyecto), por lo que sus condiciones operativas son óptimas para el proceso de producción, aunque en menor grado que una caldera nueva.

En base a la calificación ponderada se determina que la opción óptima es el traslado de la caldera en la planta de Guayaquil a la nueva planta en la

ciudad de Riobamba (Alternativa #2). Un análisis más profundo del costo de ejecución del proyecto se muestra en la Sección 3.4.

2.1.3. Selección de tipo de combustible para la caldera

La caldera seleccionada puede operar con gas licuado de petróleo (GLP), Diésel y *Fuel Oil* No.6. En la Tabla 2.2 se establece la matriz de selección del combustible a emplear. Para la evaluación se consideran el costo de adquisición del combustible, el poder calorífico, densidad y viscosidad. Se establece una calificación de 1 a 5, siendo 1 el valor menos favorable y 5 el más favorable.

Tabla 2.2. Matriz de selección de combustibles.

Criterio de Evaluación	Ponderación	Tipo de Combustible					
		GLP		Diésel		Fuel Oil No.6	
		Valor	Calif.	Valor	Calif.	Valor	Calif.
Costo por energía [\$/MJ] ¹	40%	0.013	1	0.008	4	0.006	5
Densidad (15°C) [kg/lt] ^{1,2}	25%	0.518	5	0.87	3	0.97	2
Viscosidad [cSt] ^{1,2}	35%	-	5	1.7-4.1	5	300-800	1
Calificación Total			3.40		4.10		2.85

Fuente: ¹Orden de Compra de insumos (Prendes, 2015)

²Ficha de Datos de Seguridad (REPSOL, 2011).

Elaboración propia.

El *Fuel Oil* No.6 o *Bunker* como combustible es el más económico considerando costos de carga fabril, su desventaja radica en que al ser más viscoso y al estar en una ciudad cuya temperatura ambiente promedio está alrededor de los 15°C, requeriría tener un sistema de calentamiento para poder ser bombeado a los puntos requeridos.

El GLP como combustible para la industria es el más costoso, lo que representa una desventaja en cuanto al abastecimiento futuro del mismo.

Por último el Diésel, a pesar de ser un poco más costoso que el *Fuel Oil* No.6, no necesitaría calentamiento previo para su bombeo y transporte. De esta manera, en base a la calificación ponderada, se escoge el Diésel como combustible de operación para la caldera.

2.1.4. Diagrama de Proceso

La empresa destina un área de 16 x 10 m para la ubicación de los equipos necesarios para la generación de vapor, ubicado en la parte exterior de la planta. Esta sala de calderas se encuentra separada 16 m del galpón de producción de caramelos, el cual va a ser el principal consumidor de vapor. En la Figura 2.2 se muestra un diagrama donde se detallan las dimensiones de las áreas destinadas para generación y proceso.

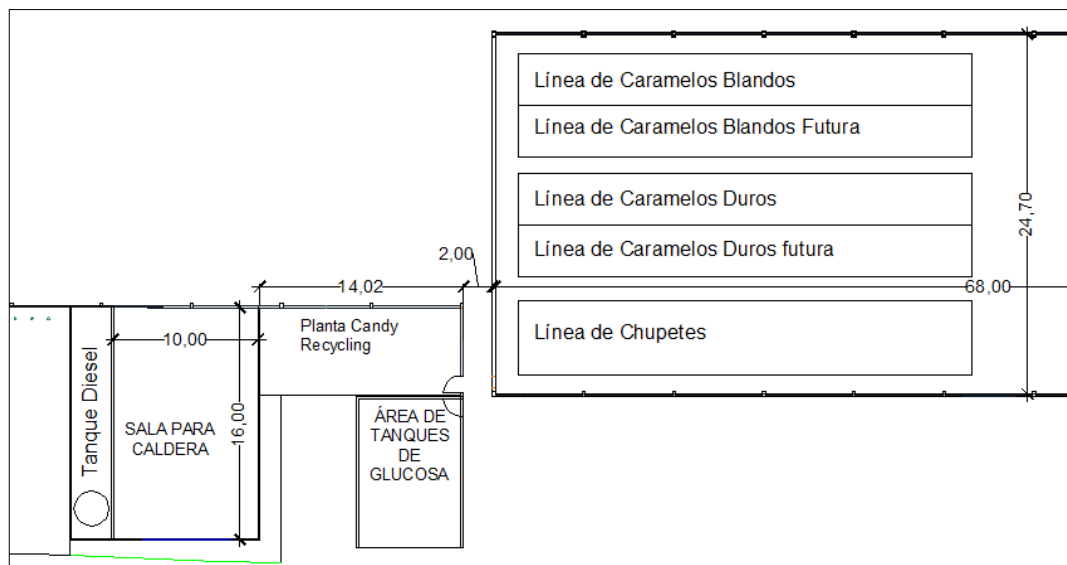


Figura 2.2. Dimensiones áreas destinadas para generación y proceso.

Elaboración Propia.

El sistema de tuberías está dimensionado para poder ubicar la caldera actual y una segunda caldera de respaldo a futuro. El vapor se alimentará de las calderas a un colector de vapor principal, ubicado en la sala de calderas. De él se derivan las líneas para reciclaje de caramelo, calentamiento de glucosa y la línea saliente hacia el segundo colector en la sala de caramelos.

En el colector principal también se encuentran las conexiones para futuros proyectos de la empresa. En la Figura 2.3 se muestran las conexiones del conector principal.

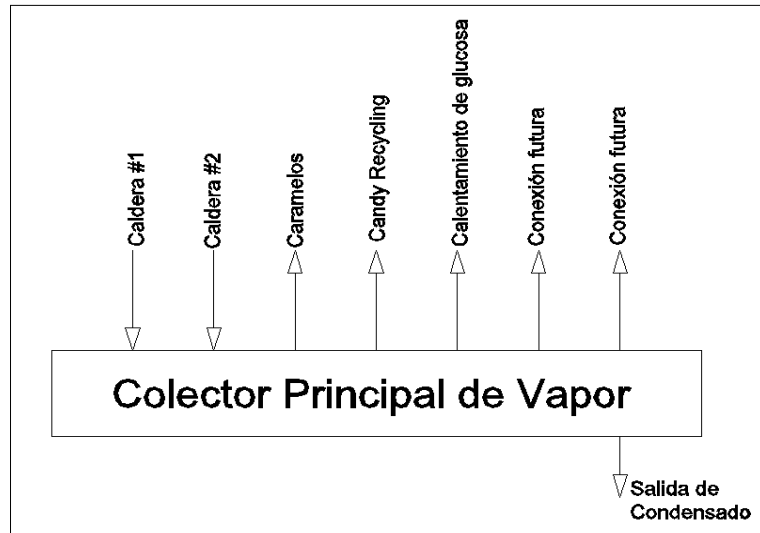


Figura 2.3. Conexiones de Colector Principal de Vapor

Elaboración Propia.

Se establece un segundo colector de vapor en la sala de caramelos, el cual contiene las líneas para caramelos duros y blandos (actuales y futuras), y chupetes. En la Figura 2.4 se establecen las conexiones del colector en la sala de caramelos.

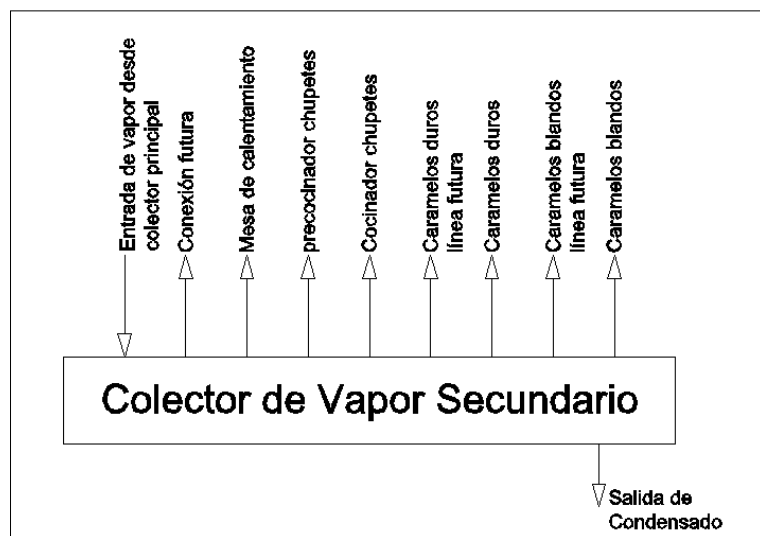


Figura 2.4. Conexiones de Colector Sala de Caramelos

Elaboración Propia.

Cada una de las tomas de los colectores debe de tener una válvula de compuerta bridada de forma que se permita o restrinja el paso del flujo de vapor, facilitando las labores de mantenimiento.

El encendido primario de la caldera se lo realiza con un sistema de llama piloto, el cual utiliza gas licuado de petróleo (GLP) como combustible. Una vez encendida la llama en el hogar de la caldera se da el paso al combustible principal (que puede ser GLP, *Fuel Oil* o diésel) para el proceso de operación continua.

El agua de alimentación de la caldera es tratada inicialmente en los ablandadores para la remoción de dureza. Posteriormente es llevada al desaireador en donde se remueven los gases disueltos y se efectúa un precalentamiento previo al ingreso a la caldera. Al desaireador también ingresa la línea de retorno de condensado.

En la Figura 2.5 se muestra un diagrama esquemático del proceso llevado por el sistema de generación de vapor.

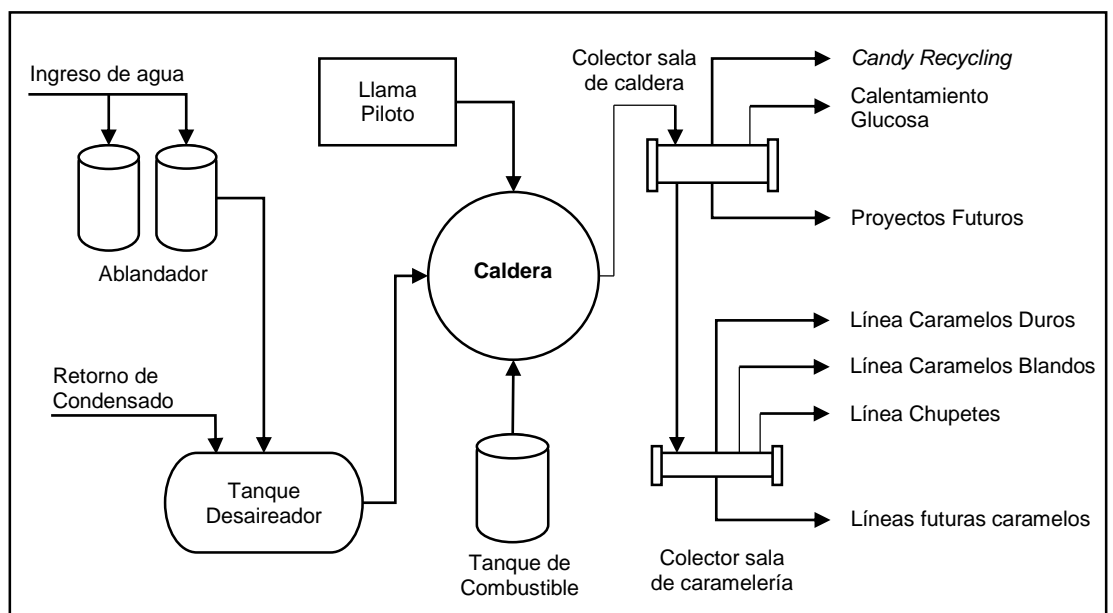


Figura 2.5. Diagrama esquemático del sistema de generación de vapor.

Elaboración propia.

Una vez definido el diagrama de proceso de la planta, se establece la ubicación de los equipos y sistemas auxiliares dentro de los límites definidos. El diagrama de ubicación de los equipos se muestra en la Figura 2.6.

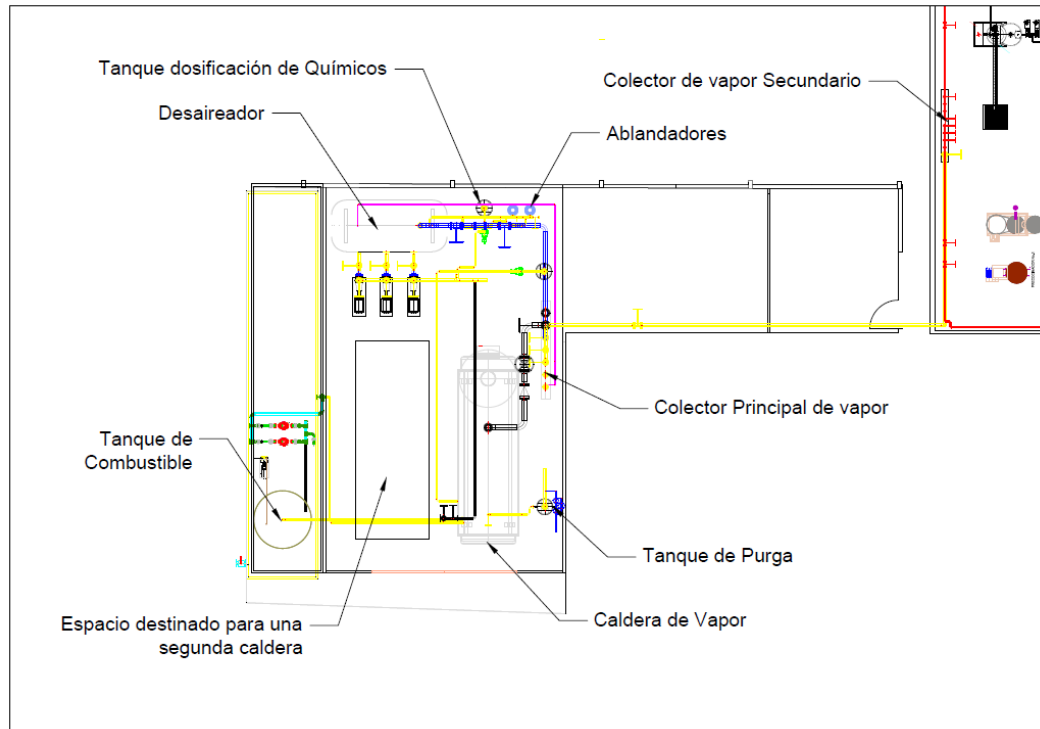


Figura 2.6. Ubicación tentativa de equipos de proceso.

Elaboración Propia.

Con los sistemas ubicados se realiza una lista de válvulas y accesorios necesarios para el sistema de generación de vapor. La tabla de componentes se encuentra en el Apéndice B7.

2.2. Diseño de Forma

2.2.1. Parámetros operacionales de la caldera

Como fue establecido en secciones previas, se realizará un traslado de la caldera de respaldo de la planta en Guayaquil. Las características operacionales y datos del equipo se encuentran en la Tabla 2.3.

Tabla 2.3. Características caldera CB-LE 600

Marca	Cleaver Brooks
Modelo	CB-LE 600
Serie	L-93084
Potencia nominal	600 BHP
Presión máxima	150 psi
Consumo de energía	29291000 BTU/h
\dot{m} @135 psi	8706 kg/h

Fuente: Catálogo caldera CB-LE 600 (Cleaver Brooks, 2013)

Elaboración propia.

2.2.2. Selección de bomba de agua de alimentación a la caldera

El sistema de agua de alimentación a la caldera debe proveer un flujo másico de agua igual al flujo de vapor, fijado en 8706 kg/h. Considerando agua con una densidad de 1000 kg/m³, se determina un caudal de diseño en 8.71 m³/h. Los requerimientos de selección se encuentran listados en la Tabla 2.4. El cálculo de pérdidas por el conjunto de válvulas, accesorios y tramos rectos de tubería se encuentra en el Apéndice A1.

Tabla 2.4. Requerimientos de selección de bomba de alimentación de agua

\dot{m} @135psi	8706 kg/h	-
Caudal de diseño	8.71 m ³ /h	38.35 gpm
Presión de diseño	150 psi	-
Pérdidas en línea	5 psi	-
Presión de trabajo	155 psi	346 ft agua

Elaboración Propia.

Para aplicaciones de bombeo de agua de alimentación debe emplearse una bomba centrífuga (Heselton, 2005); además se considera una del tipo vertical multi-etapa debido a su estabilidad de flujo ante variaciones en el cabezal de bombeo (Hydraulic Institute, 2000)

Utilizando el caudal de diseño de 38.35 gpm (8.71 m³/h) y una presión de trabajo de 346 ft de agua (155 psi) se selecciona una bomba centrífuga vertical multi-etapa Goulds, Modelo 10SV-08, serie e-SV, con un rango de flujo entre 9 y 75 gpm (2 a 17 m³/h) y una presión máxima de 580 psi.

2.2.3. Selección de bomba de combustible

Los requerimientos de bombeo para combustible se encuentran listados en la Tabla 2.5. El cálculo de pérdidas en la línea se encuentra en el Apéndice A2.

Tabla 2.5. Requerimientos de selección de bomba de combustible

Energía consumida por la caldera ¹	29291000 BTU/h
Poder calorífico Diésel ²	140000 BTU/gal
Consumo de combustible	209.22 gal/h
Capacidad de bombeo requerida	3.48 gpm
Presión de ingreso a la caldera ³	70 psi
Pérdidas en línea	6.56 psi
Presión de diseño	76.56 psi

Fuente: ¹Catálogo caldera CB 600-700 (Cleaver Brooks, 2013)

²General Engineering Data, Tabla 11 (Cleaver Brooks, 2012)

³Model CBLE Operation and Maintenance Manual (Cleaver Brooks, 2009)

Elaboración propia.

Para el bombeo de combustible debe emplearse una bomba de desplazamiento positivo de tornillo o engranes (Heselton, 2005). Utilizando

los valores requeridos de caudal y presión se selecciona una bomba de desplazamiento positivo de engranes, marca Viking, modelo G4195D, que provee un flujo nominal de 8 gpm (1.82 m³/h) y una presión máxima de trabajo de 250 psi (1723 kPa).

2.2.4. Selección de desaireador

El desaireador se dimensiona en función del caudal de agua de alimentación, establecido previamente, 8.71 m³/h (38.35 gpm). El tanque del desaireador debe tener una capacidad de almacenamiento para 10 min de flujo de bombeo (Connor, 2015). Dentro del equipo también se efectúa el precalentamiento del agua, la cual debe estar por encima de los 77°C (Cleaver Brooks, 2009). Los requisitos del desaireador están detallados en la Tabla 2.6.

Tabla 2.6. Requerimientos de selección de desaireador.

Flujo de agua	38.35 gpm
Tiempo de almacenamiento ¹	10 min
Capacidad requerida del tanque	384 gal

Fuente: ¹Basic Deaerator Science Revealed

(Connor, 2015)

Elaboración propia.

Los desaireadores tipo *spray* son la primera opción para plantas que operan con calderas (Heselton, 2005), debido a que dentro del equipo el agua es atomizada y calentada por un flujo directo de vapor que aporta agitación para la remoción de burbujas de aire y gases disueltos. Otros tipos de desaireadores únicamente eliminan aire y gases de la solución al llevar el agua a temperatura cercana a saturación, pero no eliminan estas burbujas. El condensado resultante pasa a ser parte del agua de alimentación a la caldera.

Conforme a lo establecido, el desaireador seleccionado es de tipo *spray* marca Cleaver Brooks, serie *SprayMaster*, modelo SM-30 para una

capacidad de 30000 lb/h (13636.4 kg/h) de vapor con un tanque de almacenaje de 600 galones (Cleaver Brooks, 2009) que cumple con los requerimientos de almacenaje para tratamiento.

2.2.5. Selección de equipo de tratamiento de agua

El agua a ser tratada se obtiene desde vertientes y es transportada a la planta en tanqueros. Las propiedades del agua detalladas en la Tabla 2.7 fueron obtenidas del promedio de datos tomados en varios ríos de la provincia de Chimborazo (Guzmán & Narváez, 2010)

Tabla 2.7. Propiedades del agua de alimentación a planta San Juan.

Dureza Total	153.5 mg/lt
pH	8.25
Temperatura	14.36°C
Hierro	4.276 mg/lt
Sulfatos	10.28 mg/lt
Sólidos totales disueltos	74.67 mg/lt

Fuente: Valores para la línea base de monitoreo, Muestras DHG042 a DHG048 (Guzmán & Narváez, 2010)

Elaboración propia.

Para dimensionar el ablandador se requiere el valor de granos de dureza por galón a remover. Se establece que 17.1 mg/lt de contaminante equivale a 1 grano/gal (NCSU Water Quality Group, 2012). El valor de dureza a remover se lo obtiene multiplicando este valor en granos/gal por el flujo de agua por horas de operación. Dado que el tiempo de operación es de 24 horas, los requerimientos del ablandador a instalar están detallados en la Tabla 2.8.

Tabla 2.8. Requerimientos de selección de ablandador de agua.

Dureza del agua	153.5 mg/lt	8.98 granos/gal
Flujo de agua	38.35 gpm	2301 gal/h
Tiempo de operación	24 h	
Dureza a remover	495912 granos	

Elaboración propia.

El equipo seleccionado es de tipo *Twin Alternating*, marca Cleaver Brooks, modelo SMR-750-2, de una capacidad de remoción máxima de 750000 granos que cubre con las demandas del sistema.

2.2.6. Selección de bomba de agua de alimentación a la sala de calderas

La bomba de agua de alimentación a la sala de calderas debe vencer las pérdidas de presión en el ablandador, que se establecen en 15 psi (34.6 ft de agua, 103.42 kPa) de acuerdo al fabricante (Cleaver Brooks, 2012), y el cabezal de entrada al tanque del desaireador, el cual es de 11 pies (equivalente a 5 psi, 34.47 kPa) de acuerdo al catálogo del equipo seleccionado (Cleaver Brooks, 2009).

Adicionalmente se asume una pérdida de 5 psi (11.53 ft de agua, 34.47 kPa) debido a accesorios en la línea de descarga, de acuerdo a los cálculos previos realizados en la línea de descarga de la bomba de alimentación mostrados en el Apéndice A1.

El cabezal total requerido para el bombeo a la sala de calderas es de 57.13 pies de agua, y debe entregarse a una tasa de 38.35 gpm (8.71 m³/h). Bajo estas consideraciones, la bomba seleccionada es tipo centrífuga vertical, Marca Goulds Modelo 10SV-02, serie e-SV, con iguales características operacionales mencionadas en la Sección 2.2.3 para el sistema de alimentación de agua a la caldera.

2.2.7. Selección de economizador

El agua en el interior de la caldera debe ser purgada frecuentemente para disminuir la concentración de sólidos disueltos remanentes de los procesos de tratamiento (Cleaver Brooks, 2009). Por este motivo se selecciona un economizador de purga continua Cleaver Brooks, BDHR-2M-2, que ayuda a aprovechar hasta un 90% del calor del agua de purga (Cleaver Brooks, 2011), utilizándolo para calentar el agua de reposición dirigida hacia el tanque desaireador.

2.3. Diseño Detallado

2.3.1. Diseño de sistema de calentamiento en desaireador

Se considera al desaireador como un intercambiador de calor, por lo que se establece un balance de energía para calcular el flujo de vapor necesario. El flujo de vapor para calentamiento del agua debe corregirse en un factor de entre 5 y 14% debido a requerimientos de separación del oxígeno y otros gases disueltos (Office of Energy Efficiency & Renewable Energy, 2012). Para dimensionamiento además se considera que no hay retorno de condensado al desaireador. En la Ecuación 2.2 se establece el balance de energía en el desaireador.

$$\dot{m}_v(L + c_p\Delta T_{vapor}) = \dot{m}_a c_p \Delta T_{agua}, \quad (Ec. 2.2)$$

El flujo de vapor \dot{m}_v ingresa al desaireador a una temperatura de 181.26°C con un valor de calor latente L de 2009.53 kJ/kg, realiza un cambio de fase y luego entrega calor específico c_p como agua hasta llegar a una temperatura de 80°C.

El agua de alimentación ingresa al desaireador a una temperatura promedio de 14.36°C (Guzmán & Narváez, 2010) y aumenta su temperatura hasta 80°C.

Por medio de la Ecuación 2.3 se determina el flujo másico de vapor necesario, considerando un factor de corrección de 1.14 por los requerimientos antes mencionados. Para efecto de cálculo se utiliza un c_p de 4.186 kJ/kg °C y un flujo másico de agua \dot{m}_a de 8706 kg/h.

$$\dot{m}_v = 1.14 * \dot{m}_a \frac{c_p \Delta T_{agua}}{(L + c_p \Delta T_{vapor})}, \quad (Ec. 2.3)$$

$$\dot{m}_v = 1.14 \left(8706 \left[\frac{kg}{h} \right] \right) \frac{4.186 \left[\frac{kJ}{kg^\circ C} \right] * (80 - 14.36)^\circ C}{\left(2009.53 \left[\frac{kJ}{kg} \right] + 4.186 \left[\frac{kJ}{kg^\circ C} \right] * (181.26 - 80)^\circ C \right)}$$

$$\dot{m}_v = 1120.67 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Por consiguiente, se necesita un flujo de vapor de 1120.67 kg/h para el calentamiento del agua en el desaireador.

2.3.2. Dimensionamiento de líneas de distribución de vapor

La salida principal de vapor de la caldera es de 8 in (203.2 mm) (Clever Brooks, 2013), valor que es tomado para el diámetro de la tubería de la línea principal entre la caldera y el colector de vapor en la sala de calderas.

Mediante la Figura A3.1 (Apéndice A3) se determina que la línea principal tiene una pérdida de presión de 0.3 psi (2 kPa) por cada 100 ft (30.48 m) de tubería, valor que está por debajo de pérdidas típicas de 1 psi (6.89 kPa) por cada 100 ft en líneas de vapor industriales (Swierzawski, 2000).

Del colector de vapor en la sala de calderas se derivan las líneas para el colector en la sala de caramelos, estación de reciclaje de caramelo, calentamiento de glucosa y las líneas de futuros proyectos, como fue establecido en secciones anteriores.

Para el dimensionamiento de las líneas de distribución se utiliza la Ecuación 2.4 (Dickenson, 1999) que determina el diámetro de tubería d en pulgadas, en función del flujo másico de vapor \dot{m} entregado por la caldera

en libras por minuto, la velocidad de flujo de vapor v_v , en pies por segundo y el volumen específico \bar{v} del vapor en pie cúbico por libra.

$$d = 1.75 \sqrt{\frac{\dot{m} * \bar{v}}{v_v}}, \quad (Ec. 2.4)$$

Para los cálculos posteriores se considera una velocidad máxima de flujo de vapor de 120 ft/s (36.6 m/s) para aplicaciones industriales (Swierzawski, 2000), y un volumen específico de vapor saturado de 2.768 ft³/lb (Clever Brooks, 2012)

Las líneas de caramelos blandos y duros necesitan un flujo de vapor de 18.37 lb/min (500 kg/h), por lo que se establece un diámetro de tubería de 1.13 in.

Para el cocinador *Vaccum* en la línea de chupetes se utiliza un flujo de 10.29 lb/min (280 kg/h), para lo cual se necesita un diámetro de 0.85 in. En el precocinador de esta línea se emplean 2.57 lb/min (70 kg/h), que requiere un diámetro de tubería de 0.43 in.

La mesa de calentamiento en la línea de chupetes y la estación de reciclado de caramelo necesitan un flujo de 1.83 lb/min (50 kg/h), obteniendo un diámetro de 0.36 in. La mesa de calentamiento de glucosa se alimenta con 3.67 lb/min (100 kg/h), de acuerdo a cálculos el diámetro de tubería es de 0.51 in.

2.3.3. Dimensionamiento de colectores de vapor

Los colectores de vapor se diseñan para una velocidad de flujo de vapor de 50 ft/s (15 m/s) debido a recomendaciones prácticas de manuales de líneas de tuberías (Dickenson, 1999). Utilizando la Ecuación 2.4 se determina la dimensión adecuada para los colectores.

Al colector de vapor en la sala de calderas llega la línea principal de vapor de la caldera. Como eventualmente debe instalarse una caldera de respaldo, se considera un flujo de vapor del doble de la capacidad de producción de la caldera, 639.78 lb/min (17412 kg/h), previniendo posibles operaciones conjuntas. El diámetro mínimo para el colector de vapor de la sala de calderas es de 10.41 in (264.41 mm) bajo estos requerimientos.

El colector de la sala de caramelos se dimensiona con un flujo de 587.42 lb/min (15987 kg/h) correspondiente al flujo total de vapor menos el consumo de los futuros proyectos, el calentador de glucosa y la estación de reciclaje de caramelo. El diámetro mínimo para el colector en la sala de caramelos debe ser de 9.97 in (253.24 mm).

La línea entre el colector principal y el colector en la sala de caramelos se diseña en función de la pérdida de presión. Para el efecto se considera un diámetro de tubería de 4 in (101.6 mm) y un flujo másico de 2500 kg/h (líneas actuales y futuras), obteniendo una pérdida de 0.5 psi (3.45 kPa) por cada 100 ft (30.48 m) de tubería, de acuerdo a la Figura A3.2 (Apéndice A3)

2.3.4. Diseño de chimenea

La chimenea para la caldera seleccionada no requiere de consideraciones especiales en cuanto a tiro, debido a su diseño interno de tiro forzado (Cleaver Brooks, 2013).

La altura de la chimenea, medida desde el terreno donde se encuentra la salida de gases, se establece como 2.5 veces la altura de la sala de calderas (Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial de Colombia, 2010), teniendo una altura total de 17.5 m desde el terreno y altura efectiva de 14 m (desde la salida de gases de la caldera).

Para el dimensionamiento de la transición entre techo y chimenea, y de cubierta para lluvia se utilizan las Figuras A4.1 y A4.2 (Apéndice A4).

2.3.5. Aislamiento de tuberías

La temperatura del vapor dentro de las tuberías es de 181.26°C. Para el aislamiento se consideran cañuelas de lana de roca, trabajando a una temperatura de menos de 300°C, por lo que se seleccionan cañuelas ProRox PS 960 (Rockwool Technical Insulation, 2014).

Para determinar el espesor óptimo de aislamiento se utiliza el programa de cálculo ROCKASSIST del proveedor de cañuelas (Rockwool Technical Insulation, 2013). Los espesores son determinados considerando una temperatura máxima superficial del aislamiento de 40°C (Vinuenza, 2014). Además se considera una temperatura ambiente de 15°C sin corrientes de aire, y una temperatura de confort para trabajadores de 30°C (IESS, 2012)

2.3.6. Válvulas de Seguridad

Los equipos de proceso de chupetes, caramelos duros y blandos, las líneas auxiliares de reciclaje de caramelo y calentamiento de glucosa, y la caldera constan con sus propias válvulas de seguridad previamente instaladas por los fabricantes.

Para los colectores de vapor en la sala de caldera y sala de caramelos se considera una válvula con un diferencial de presión de 10% sobre la presión de trabajo del sistema establecida en 135 psi (930 kPa), de acuerdo a la Sección VII, Subsección C4.130 de ASME *Boiler and Pressure Vessel Code* (ASME, 2010).

2.3.7. Diseño de Trampas de Vapor y Líneas de Retorno de condensado

Los equipos auxiliares y de producción tienen incorporadas sus propias trampas de vapor. Para el dimensionamiento de las trampas de vapor en las líneas de distribución se considera la Ecuación 2.5 (PENTAIR, 2013), que determina el flujo de condensado \dot{m}_c en libras por hora en función de la longitud l de la tubería en pies, el área superficial A en pies cuadrados, la diferencia de temperaturas entre la temperatura de proceso T_p y la

temperatura ambiente T_a en °F, la eficiencia de aislamiento η y el calor latente de vaporización L en BTU por libra.

$$\dot{m}_c = \frac{3 * l * A * (T_p - T_a) * (1 - \eta)}{L}, \quad (Ec. 2.5)$$

El factor de 3 BTU/h ft² °F corresponde a una estimación del coeficiente de transferencia de calor para tuberías de acero sin corrientes de aire externas (PENTAIR, 2013).

La eficiencia de aislamiento se la determina mediante el programa de cálculo ROCKASSIST (Rockwool Technical Insulation, 2013). Para cálculos se considera un calor latente de vaporización de 863.6 BTU/lb (2009.53 kJ/kg) (Cleaver Brooks, 2012). Con el caudal de condensado se dimensionan las líneas de retorno, considerando una velocidad de flujo 1.5 m/s (Dickenson, 1999).

CAPÍTULO 3

3. RESULTADOS

En el Capítulo 2 se determinaron parámetros para la respectiva selección de equipos que comprenden el sistema de generación de vapor. En el presente capítulo se evalúa esta selección en función de los requerimientos planteados en el Capítulo 1 y las condiciones operativas.

3.1. Características de equipos

3.1.1. Caldera

Como fue establecido en la Sección 2.1.2, se realizará un traslado de la caldera de respaldo existente en la planta de Guayaquil a la ciudad de Riobamba. Los parámetros de operación del equipo fueron definidos en la Sección 2.2.1.

La caldera Cleaver Brooks, modelo CB-LE 600 tiene una capacidad de 600 BHP, puede suministrar un flujo másico de 8702 kg/h de vapor a una presión máxima de trabajo de 150 psi (1034 kPa). Estos parámetros satisfacen los requerimientos de la planta establecidos en un flujo mínimo de 3285 kg/h de vapor y una presión de trabajo variable entre 120 y 135 psi (830 a 930 kPa).

Este equipo posee dos válvulas de seguridad con líneas de salida de 2 ½ in (63.5 mm) cumpliendo con los requerimientos de seguridad de ASME *Boiler and Pressure Vessel Code* (ASME, 2010).

3.1.2. Bombas y líneas de agua de alimentación

El agua de ingreso a la caldera se encuentra a una temperatura de 80°C por requerimientos de proceso (Cleaver Brooks, 2013), por lo que se seleccionó una bomba de acero inoxidable para evitar efectos de corrosión por temperatura.

El modelo de bomba 10SV seleccionado corresponde a bombas multi-etapa que garantizan estabilidad de flujo ante variaciones en la carga, presentes comúnmente en el desaireador y ablandadores por ciclos de carga y descarga (Heselton, 2005). Además poseen un diseño de bajo cabezal neto positivo de succión requerido NPSHR (Goulds Water Technology, 2013), simplificando el sistema de tuberías necesario.

Se consideró como opción a las bombas de modelo 5SV, pero éstas operan a bajas eficiencias (menores al 60%), resultando en pérdidas de energía. Las características de las bombas de agua para alimentación a la caldera y sala de calderas, seleccionadas en las Secciones 2.2.2 y 2.2.6 respectivamente, se encuentran en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1. Características de bombas de agua

Bomba	Caldera	Sala de calderas
Marca	Goulds	
Serie	e-SV	
Modelo	10SV-08	10SV-02
Flujo nominal	50 gpm	
Rango de flujo	9-75 gpm	
Máxima presión de trabajo	580 psi	
Rango de Temperatura	-30°C a 121°C	
Succión	2 in, <i>Class</i> 250	
Descarga	2 in, <i>Class</i> 300	
Velocidad de giro	3500 rpm	
Máxima eficiencia	70%	
Motor	7.5 HP	0.75 HP

Bomba	Caldera	Sala de calderas
NEMA Frame	215TC	56C

Fuente: e-SV™ 60 Hz Technical Manual (Goulds Water Technology, 2013)

Elaboración propia.

El punto de operación de las bombas se encuentra graficado en la Figura B2.3 (Apéndice B2). Se determinó que la bomba de agua de alimentación a la caldera y a la sala de calderas operan al caudal requerido de 38.35 gpm (8.71 m³/h) y un cabezal máximo de 400 ft de agua (173 psi, 1195 kPa) y 100 ft de agua (43 psi, 298 kPa) respectivamente.

La salida de las bombas en ambos casos es de 2 in (50 mm), por lo que se considera este diámetro para las líneas de tuberías. Por medio de la Ecuación A1.1 (Apéndice A1) se determinó una velocidad de flujo de 1.2 m/s, cercana a la velocidad recomendada de 1 m/s para tuberías de este diámetro (Dickenson, 1999).

De acuerdo a curvas de operación se encontró además que ambas bombas operan cercanos a su máxima eficiencia (70%), y con un NPSHR aproximado de 4 ft (1.2 m)

3.1.3. Sistema de alimentación de combustible

Se seleccionó una bomba de desplazamiento positivo de engranes, modelo Viking G4195D que cumple con los requerimientos de flujo y cabezal definidos en la Sección 2.2.3. Los parámetros de operación se encuentran en la Tabla 3.2.

En el punto de operación de la bomba, graficado en la Figura B3.3 (Apéndice B3), se determinó que el rotor gira a una velocidad de 976.65 rpm. El NPSHR a estas velocidades de rotación es de 3.2 ft (0.97 m) (Viking Pumps, 2015).

La bomba tiene una salida de 1 in (25.4 mm) de diámetro. Se utilizó este diámetro para la línea de alimentación de combustible. El tanque de almacenaje de combustible debe tener una capacidad para 24 horas de autonomía, dividido para un factor de nivel de 0.70, dando un valor de almacenaje de 7000 galones en función del caudal de operación.

Tabla 3.2. Características de bomba de combustible

Bomba	Viking G4195D
Flujo nominal	8 gpm
Máxima presión de trabajo	250 psi
Rango de Temperatura	-40 a 350°F
Rango de Viscosidad	0.1 a 3300 cSt
Tamaño de tubería	1 in
NPSH Requerido	3.2 ft
Motor	0.5 HP
NEMA Frame	143T

Fuente: Viking Pumps Series 495 & 4195 Specifications

(Viking Pumps, 2015)

Elaboración propia.

3.1.4. Desaireador

Se seleccionó un desaireador Cleaver Brooks *SprayMaster*, SM-30 con una capacidad de almacenamiento de 600 galones, y un consumo máximo de 1120 kg/h de vapor, cumple con los requerimientos de almacenaje y tratamiento de gases disueltos necesarios para la caldera.

Este equipo además permite el precalentamiento del agua de alimentación hasta 80°C y la altura de 2 m de soporte seleccionada cumple con los requisitos de NPSHR de la bomba de alimentación a la caldera más un

factor de seguridad del 25% adicional (Office of Energy Efficiency & Renewable Energy, 2005).

El flujo de vapor para calentamiento del agua, determinado en 1120.67 kg/h en la Sección 2.3.1, se calculó considerando la condición de no retorno de condensado, por lo que corresponde a un valor máximo de flujo válido únicamente en la etapa de puesta en marcha. Con la Ecuación 2.4 se determinó un diámetro de tubería mínimo de 1.71 in, por lo que se seleccionó una tubería de 2 in (50.8 mm).

3.1.5. Ablandador de agua

El ablandador SMR-750-2 seleccionado en la Sección 2.2.5 posee dos tanques que funcionan alternadamente, brindando así un flujo continuo de agua tratada (Cleaver Brooks, 2012). Las especificaciones del equipo se encuentran en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Características de ablandador SMR-750-2.

Ablandador	Cleaver Brooks, SMR-750-2
Capacidad máxima	750000 granos
Capacidad mínima	500000 granos
Flujo Nominal	90 gpm
Resina	25 ft ³
Tubería entrada/salida	2 in

Fuente: Tabla de especificaciones ablandadores modelo SMR

(Cleaver Brooks, 2012)

Elaboración propia.

La capacidad de tratamiento del ablandador seleccionado se determinó mediante la Ecuación 3.1 (Cleaver Brooks, 2012). La ecuación se evaluó con un factor de corrección de 0.8 para compensar variaciones en la dureza del agua (Cleaver Brooks, 2012)

$$\text{Capacidad de tratamiento} = 0.8 * \frac{\text{Capacidad del equipo}}{\text{dureza} * t_{\text{operación}}}, \quad (\text{Ec. 3.1})$$

$$\text{Capacidad de tratamiento} = 0.8 * \frac{750000 [\text{granos}]}{8.98 \left[\frac{\text{granos}}{\text{gal}} \right] * 24 [\text{horas}]}$$

$$\text{Capacidad de tratamiento} = 2783.96 \left[\frac{\text{gal}}{\text{h}} \right] = 46.39 [\text{gpm}]$$

El ablandador seleccionado es capaz de tratar agua a una tasa de 46.39 gpm (10.53 m³/h), que satisface las condiciones de bombeo del sistema (38.35 gpm) y permite la disminución de la dureza del agua estimada en 8.98 granos por galón.

Las tuberías de entrada y salida de agua de 2 in del equipo cumplen con las condiciones de flujo que se establecieron en la Sección 3.1.2.

3.1.6. Economizador

El economizador Cleaver Brooks BDHR-2M-2, seleccionado en la Sección 2.2.7, opera aprovechando el calor flujo de purga de la caldera, que de otro modo sería desechado, para calentar agua de reposición hasta una temperatura máxima de 60°C (Cleaver Brooks, 2007); permitiendo así una disminución en el consumo de vapor en el desaireador.

El equipo tiene entradas de conexión para dos calderas, de manera que puede emplearse para la caldera actual y una futura caldera de respaldo. Por medio de un balance de energía (Ecuación 3.2) se determinó el flujo máximo de agua de reposición \dot{m}_r , calentada hasta una temperatura final de 60°C, considerando una capacidad máxima de flujo de purga \dot{m}_p de 2 gpm (Cleaver Brooks, 2011).

$$\dot{m}_p c_p \Delta T_{\text{purga}} = \dot{m}_r c_p \Delta T_{\text{reposición}}, \quad (\text{Ec. 3.2})$$

$$\dot{m}_r = \dot{m}_p \frac{\Delta T_{\text{purga}}}{T_{\text{reposición}}}$$

$$\dot{m}_r = 2[\text{gpm}] \frac{(181.26 - 60)^\circ\text{C}}{(60 - 14.36)^\circ\text{C}}$$

$$\dot{m}_r = 5.32[\text{gpm}]$$

El máximo flujo de reposición calentado por el economizador equivale a cerca del 14% del total de flujo de alimentación necesario para la alimentación a la caldera. Este equipo además realiza un tratamiento primario de aguas residuales de proceso, bajando su temperatura antes de su disposición final.

3.2. Características de líneas de vapor

El diseño del sistema de distribución se desarrolló bajo los lineamientos planteados en ASME B31.3 (ASME, 2007), que establecen el empleo de tuberías de acero inoxidable sin costura.

3.2.1. Líneas principales

Las líneas principales de conexión entre caldera-colector principal y colector principal-colector sala de caramelos, se diseñaron en función de las pérdidas de presión en la línea. En la Tabla 3.4 se encuentran los resultados obtenidos.

Tabla 3.4. Pérdidas de presión en líneas principales.

Línea	d [in]	Cédula ¹	Pérdida de presión [psi/100 ft]
Caldera – colector principal	8	5S	0.3
Colector principal – colector sala de caramelos	4	5S	0.5

Fuente: ¹Tabla 122.8.2 (B) (ASME, 2007)

Elaboración Propia.

Se determinó que tanto las pérdidas en la sala de caldera y sala de caramelos están por debajo de valores recomendados de pérdidas de

presión de 1 psi (6.89 kPa) por cada 100 ft (30.48 m) de tubería (Swierzawski, 2000).

3.2.2. Líneas de distribución

Para líneas de distribución se calculó el diámetro mínimo de tubería a emplear en función del flujo de vapor y una velocidad de 36.6 m/s (Swierzawski, 2000).

Como estas dimensiones calculadas no se encuentran comercialmente se seleccionó el diámetro inmediato superior. En la Tabla 3.5 se detallan las distintas líneas con las dimensiones de tubería empleada y la velocidad de flujo de vapor correspondiente.

Se comprobó además que para los diámetros seleccionados se tiene una velocidad de flujo dentro de un rango típico de 25 a 35 m/s (Keith Shuttleworth & Associates Ltd, 2016).

Para las líneas de reciclaje de caramelos, calentamiento de glucosa y mesa de calentamiento de chupetes, que presentaron velocidades menores, no se consideró un análisis más profundo puesto que no pertenecen a líneas de proceso principales.

Tabla 3.5. Líneas de Distribución de Vapor

Línea	Flujo de vapor [kg/h]	$d_{calculado}$ [in]	$d_{seleccionado}$ [in]	Cédula ¹	Velocidad de flujo [m/s]
Caramelos	500	1.13	1.25	10S	30.38
Vaccum #3	280	0.85	1	10S	26.59
Precocinador	70	0.43	0.5	10S	26.56
Mesa de calentamiento	50	0.36	0.5	10S	18.91

Línea	Flujo de vapor [kg/h]	$d_{calculado}$ [in]	$d_{seleccionado}$ [in]	Cédula ¹	Velocidad de flujo [m/s]
Reciclaje de caramelos	50	0.36	0.5	10S	18.91
Calentamiento de Glucosa	100	0.51	0.75	10S	16.86
Desaireador	1120.67	1.71	2	10S	26.86

Fuente: ¹Tabla 122.8.2 (B) (ASME, 2007).

Elaboración Propia.

3.2.3. Colectores de vapor

De acuerdo a las recomendaciones que se presentan en el Apéndice A5, se determinaron las dimensiones adecuadas para el bolsillo de los colectores de vapor. En la Tabla 3.6 se muestran dichas medidas y los diámetros de colector calculados y seleccionados.

Para los colectores de vapor se seleccionaron válvulas de seguridad que operen a 145 psi (1000 kPa), de acuerdo a ASME *Boiler Pressure Vessel Code* (ASME, 2010).

Tabla 3.6. Colectores de vapor.

Colector	Sala de calderas	Sala de caramelos
$d_{calculado}$ [in]	10.41	9.97
$d_{seleccionado}$ [in]	12	10
Cédula ¹	5S	5S
$d_{bolsillo}$ [in]	6	5
Longitud de bolsillo [in]	12	10

Fuente: ¹Tabla 122.8.2 (B) (ASME, 2007).

Elaboración Propia.

3.2.4. Aislamientos

Para el aislamiento de las tuberías de vapor y colectores se seleccionó aislamiento de coquilla de lana de roca ProPox PS 960 apta para temperaturas de trabajo de hasta 650°C e instalaciones sobre acero inoxidable (Rockwool Technical Insulation, 2014).

Se calculó el espesor de aislamiento considerando una temperatura exterior máxima de 40°C para aislamiento por medio del Programa de Cálculo ROCKASSIST (Rockwool Technical Insulation, 2013). En la Tabla 3.7 se muestran los resultados de espesores, temperatura exterior del aislamiento y pérdidas de calor estimadas para las distintas secciones.

Tabla 3.7. Aislamiento por sección.

Sección	$d_{tubería}$ [in]	Espesor [mm]	Temperatura exterior [°C]	Pérdida de calor [W/m]
Colector caldera	12	200	38.7	56.9
Colector caramelos	10	170	39.6	53.6
Línea principal	8	150	39.6	50.6
Línea entre colectores	4	130	39.6	38.4
Desaireador	2	110	39.4	29.7
Caramelos	1.25	100	39.3	26.2
Vaccum #3	1	90	39.6	24.7
Precocinador	0.5	80	39.4	21.3
Mesa de calentamiento	0.5	80	39.4	21.3
Reciclaje de caramelos	0.5	80	39.4	21.3
Calentamiento de glucosa	0.75	80	39.8	23.5

Fuente: Programa de cálculo ROCKASSIST (Rockwool Technical Insulation, 2013)

Elaboración Propia.

3.2.5. Trampas de vapor

Utilizando la Ecuación 2.5 (Sección 2.3.7) se calculó el flujo de condensado de las trampas de vapor en las distintas líneas de distribución del sistema, considerando una temperatura de proceso de 181.26°C, temperatura ambiente de 15°C y una eficiencia de aislamiento del 98.1% (Rockwool Technical Insulation, 2013). En la Tabla 3.8 se encuentran en detalle los flujos de condensado de cada línea y las longitudes de tubería consideradas.

Tabla 3.8. Flujos de condensado a partir de trampas de vapor.

Línea	Longitud [m]	d [in]	\dot{m}_c [lb/h]	\dot{m}_c [kg/h]
Caldera	9.9	8	43.58	19.77
Colectores	33.9	4	255.51	115.90
Caramelos blandos	14.4	1.25	14.41	6.54
Caramelos duros	7.3	1.25	3.70	1.68
Vaccum #3	8.3	1	3.83	1.74
Precocinador	8.7	0.5	2.10	0.95
Mesa de calentamiento	27.3	0.5	20.71	9.40
Reciclaje de caramelo	10.5	0.5	3.06	1.39
Calentamiento de glucosa	11	0.75	5.04	2.29
Colector caldera	4	12	10.67	4.84
Colector caramelos	3	10	5.00	2.27

Elaboración propia.

El total de condensado que se obtuvo analíticamente (166.76 kg/h) corresponde al 1.92% en masa de la producción de vapor del sistema de generación de vapor (8706 kg/h).

Para el dimensionamiento de las líneas de retorno de condensado se utilizaron los valores tabulados anteriormente para las líneas de distribución. Como se estableció en secciones anteriores, los equipos de producción tienen sus propias trampas de vapor y se asumió un retorno de condensado igual en masa al consumo de vapor del equipo.

Por medio de la Ecuación A1.1 se calcularon los diámetros necesarios para las líneas de retorno considerando una velocidad de flujo de 1.5 m/s. Se seleccionó tuberías de ½ in (12.7 mm) para todas las líneas de retorno de condensado.

3.3. Planos del sistema

Las líneas de proceso, equipos auxiliares y la caldera fueron establecidas dentro de los límites definidos por la empresa, en el galpón de 160 m² destinado a sala de calderas y galpón de caramelos, utilizando AutoCAD Plant 2013. Por medio de este *software* se obtuvieron los planos P&ID y de implantación de maquinaria presentes en el Apéndice C.

3.4. Análisis de Costos

3.4.1. Costos de implementación

En la Tabla 3.9 se muestra en detalle los costos de implementación del sistema de generación de vapor. Se cotizaron los equipos, materiales y mano de obra de construcción y traslado con dos compañías locales con experiencia en trabajos con equipos Cleaver Brooks (Prendes, 2015). La inversión inicial necesaria para el proyecto es de \$ 307,596.12.

Tabla 3.9. Costos Implementación.

Equipos	Valor
Equipo Recuperación De Calor Purga Continua	\$ 19,590.00
Sistema Dosificación Químicos	\$ 3,979.00

Equipos	Valor
Sistema Ablandador De Agua	\$ 12,335.00
Bomba De Combustible A Calderas	\$ 5,800.00
Bombas De Agua De Alimentación	\$ 7,100.64
Bomba Centrifuga De Agua Blanda	\$ 788.74
Bomba De Traslase De Diésel	\$ 1,425.00
Desaireador 30.000 Lb/h Con Accesorios Y Soporte	\$ 72,300.00
Construcciones	Valor
Distribuidor De Vapor	\$ 4,687.00
Tanque Combustible 7000 Galones, Visor De Nivel, Escalera	\$ 20,250.00
Tanque De Purga	\$ 1,950.00
Chimeneas	\$ 4,100.00
Soportería	\$ 1,300.00
Tanque De Condensado	\$ 5,050.00
Varios	Valor
Suministros	\$ 74,819.74
Mano De Obra Instalación	\$ 41,240.00
Aislamiento De Tuberías Y Equipos	\$ 13,659.00
Desmontaje De La Caldera En Guayaquil	\$ 1,662.00
Grúa Para Desmontaje En Guayaquil	\$ 6,900.00
Transporte De Equipo	\$ 1,800.00
Grúa Para Montaje En Riobamba	\$ 3,360.00
Diseño De Sistema	\$ 3,500.00

Equipos	Valor
COSTO TOTAL	\$ 307,596.12

Fuente: Cotización de Equipos e Insumos (Prendes, 2015)

Elaboración propia.

El costo de producción de confites de la empresa, considerando materia prima, empaques, mano de obra directa e indirecta, salarios administrativos, mantenimiento y carga fabril, es de \$1.76 por kilo de producto (Prendes, 2015).

La empresa se maneja con un margen de ganancia del 20% del costo de producción, esto es \$ 0.35 por kilo de producto, y se estima una producción de 4669.19 toneladas de confites por año (Prendes, 2015).

El costo del sistema de generación de vapor equivale a un 13% del total de inversiones listadas para la planta de confitería (Prendes, 2015). Por este motivo se consideró que el 13% del total de ganancias en un año está destinado a la recuperación de la inversión; que equivale a un total de \$ 207,282.37 anuales.

3.4.2. Comparación de alternativas de inversión

En la matriz de selección de caldera se realizó una selección en base al costo de adquisición del equipo, pero no fue considerado el costo total de implementación de los proyectos. En esta sección se analiza el costo de implementación del proyecto considerando la compra de una caldera nueva y el traslado de la caldera de respaldo en la planta Guayaquil.

Para el análisis económico se consideró una tasa de interés activa de 8.88% (febrero de 2016) y una tasa de inflación de 3.09% (enero de 2016), de acuerdo a valores compilados por el Banco Central del Ecuador (Banco Central del Ecuador, 2016).

Para el traslado de la caldera de respaldo se establece un flujo de efectivo a 5 años con los valores de inversión e ingresos fijos anuales, sin considerar aumentos en la producción, a una tasa de inflación de 3.09%. El flujo de efectivo para la alternativa de traslado de la caldera se detalla en la Figura 3.1.

TRASLADO DE CALDERA						
	2016	2017	2018	2019	2020	2021
Inversiones						
Proyecto Generación de Vapor Planta Riobamba	\$307,596.12					
Ingresos						
Producción		\$207,282.37	\$213,687.40	\$220,290.34	\$227,097.31	\$234,114.61
Resultado Operativo		\$207,282.37	\$213,687.40	\$220,290.34	\$227,097.31	\$234,114.61
Flujo de Efectivo Operativo	(\$307,596.12)	\$207,282.37	\$213,687.40	\$220,290.34	\$227,097.31	\$234,114.61
Flujo Neto	(\$307,596.12)	(\$100,313.75)	\$113,373.65	\$333,663.98	\$560,761.29	\$794,875.90

Figura 3.1. Flujo de efectivo para traslado de caldera.

Elaboración propia.

Para la compra de una caldera nueva, del costo total de inversión se sustraen \$ 68,621.00 considerados para traslado, y se agregan rubros de compra e importación de caldera (\$ 304,770.71), mano de obra de instalación (\$ 41,240.00) y alquiler de grúas de montaje (\$ 3,360.00). Por este motivo, el costo total de inversión para la compra de una caldera nueva es de \$ 588,346.12.

La caldera nueva a adquirir es de menor potencia, por consiguiente su consumo de combustible es menor al de la caldera a trasladar. Se analizó el ahorro por combustible considerando el consumo de energía de ambas calderas y un factor de carga en función de la máxima producción de vapor y el consumo de vapor planeado. Se utilizó para cálculos un costo de adquisición de diésel de \$ 0.36 por litro (\$ 1.19 por galón) (REPSOL, 2011). En la Tabla 3.10 se muestra en detalle la estimación de ahorro por combustible.

Tabla 3.10. Estimación de ahorro por combustible

	Caldera trasladada	Caldera nueva
Consumo de energía [BTU/h]	29291000	13390000
Potencia [BHP]	600	400
Factor de carga	44%	90%
Consumo efectivo[BTU/h]	12888040	12002988
Costo anual de combustible	\$ 916,796.20	\$ 853,837.65
Ahorro por Combustible		\$ 62,958.55

Elaboración propia.

Se elabora un flujo de efectivo para 5 años de implementación del proyecto en donde se detallan valores de inversión y ganancias. El valor de \$ 62,958.55 por ahorro por combustible es considerado como ingreso. En la Figura 3.2 se detalla el flujo de efectivo para la compra de la caldera nueva.

COMPRA DE CALDERA						
	2016	2017	2018	2019	2020	2021
Inversiones						
Proyecto Generación de Vapor Planta Riobamba	\$588,346.12					
Ingresos						
Producción		\$207,282.37	\$213,687.40	\$220,290.34	\$227,097.31	\$234,114.61
Ahorro Combustible		\$62,958.55	\$64,903.97	\$66,909.50	\$68,977.00	\$71,108.39
Resultado Operativo		\$270,240.92	\$278,591.36	\$287,199.83	\$296,074.31	\$305,223.00
Flujo de Efectivo Operativo	(\$588,346.12)	\$270,240.92	\$278,591.36	\$287,199.83	\$296,074.31	\$305,223.00
Flujo Neto	(\$588,346.12)	(\$318,105.20)	(\$39,513.84)	\$247,685.99	\$543,760.30	\$848,983.30

Figura 3.2. Flujo de efectivo para compra de caldera.

Elaboración propia.

En base a los resultados de flujo de efectivo operativo se calcularon la tasa interna de retorno, el valor actual neto y el *payback* de la inversión, considerando una tasa de corte de 16%. En la Tabla 3.11 se muestran los resultados del análisis económico para ambas alternativas.

Tabla 3.11. Comparación de alternativas de inversión.

	Traslado de caldera	Compra de caldera
TIR a 5 años	64%	39%
VAN a 5 años	\$ 407,919.65	\$ 344,495.58
<i>Payback</i> en años	1.39	2.04

Elaboración propia.

Se corroboró que la mejor opción es el traslado de la caldera en Guayaquil, teniendo un *payback* de 1.39 años, menor a los dos años establecidos por requerimientos de ejecución. La alternativa de compra de caldera tiene un periodo de *payback* mayor a los 2 años, por lo que es descartada.

Adicionalmente, el traslado tiene una tasa de retorno de 64%, en contraste con los 39% en la alternativa de compra de la caldera. El valor actual neto para el traslado es de \$ 407,919.65 y es mayor que el recibido por la compra de la caldera (\$ 344,495.58).

3.4.3. Resultados de análisis de costos

Con base en el análisis económico realizado, en la Tabla 3.12 se muestra el resumen de resultados para la implementación del proyecto de traslado de la caldera de respaldo en Guayaquil y adecuación de las instalaciones en la nueva planta en Riobamba.

Tabla 3.12. Resultados de inversión para traslado de caldera

Inversión del Proyecto	\$ 307,596.12
TIR a 5 años	64%
VAN a 5 años	\$ 407,919.65
Tasa de corte	16%
<i>Payback</i> en años	1.39

Elaboración propia.

Se tiene una tasa interna de retorno del 64% y un valor actual neto de \$ 407,919.65, por lo que el proyecto es viable y la implementación no representa pérdidas para la empresa. La inversión es recuperada en menos de dos años, considerando una tasa de corte de 16% superior a la tasa de interés activa de 8.88% según datos del Banco Central del Ecuador (Banco Central del Ecuador, 2016).

CAPÍTULO 4

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. Conclusiones

La alternativa seleccionada para el desarrollo de este proyecto fue el traslado de la caldera de respaldo en la planta de Guayaquil a la futura planta en la ciudad de Riobamba.

El traslado de la caldera de la planta de Guayaquil a la planta en Riobamba representa un ahorro de \$ 280,750.00 en lo que respecta a la inversión inicial para el proyecto. Este valor corresponde a la diferencia de precio de implementación entre la alternativa de compra de una caldera nueva y el traslado de la caldera de respaldo; que representa el 91.27% del costo total de implementación determinado.

Se estableció que para la ejecución del proyecto se requiere una inversión inicial de \$ 307,596.12, que incluye adquisición y transporte de equipos necesarios para la generación de vapor, mano de obra e instalaciones. Por medio de un análisis económico se pudo determinar que el proyecto es viable, siendo el tiempo de retorno del capital de inversión menor a dos años.

De acuerdo al flujo de efectivo establecido, la empresa puede comprar una caldera nueva al inicio del tercer año de producción sin la necesidad de destinar presupuesto adicional, cumpliendo con recomendaciones de sistemas de respaldo para mantener la fabricación de confites.

El sistema fue diseñado considerando la adquisición de un segundo equipo generador de vapor, por lo que la empresa no debe recurrir a gastos adicionales en equipos auxiliares. Todos los equipos auxiliares y líneas de distribución se encuentran diseñados de forma que cubren los requerimientos de la caldera trabajando a máxima carga.

La caldera a transportar tiene una capacidad de generación de 8702 kg/h de vapor a una presión máxima de operación de 150 psi (1034 kPa), que cubre la demanda estimada de 3825 kg/h de vapor a una presión variable de entre 120 y 135 psi (830 a 930 kPa).

El consumo de vapor de la planta considera equipos de producción actuales (líneas de chupetes, caramelos duros y blandos), y futuras líneas de producción y proyectos planeados; por lo que con el traslado de la caldera se tiene un amplio margen (4877 kg/h) para crecimiento de capacidad de producción de la planta o adición de nuevas líneas de proceso.

Debido a la selección de espesores de aislamientos operando a una eficiencia del 98%, la pérdida máxima de vapor en forma de condensado es de menos del 2% en masa (165.99 kg/h) de la capacidad de producción de la caldera.

Aunque dentro del estudio no está considerado el tratamiento de aguas y lodos residuales de proceso, se empleó un economizador que opera utilizando el calor del flujo de purga de sólidos suspendidos de la caldera para el calentamiento de agua de reposición. El calor de este flujo de purga es perdido normalmente, por lo que su aprovechamiento disminuye consumos de vapor para calentamiento de agua en el desaireador y baja la temperatura del agua residual desechada.

4.2. Recomendaciones

Con la ejecución de este proyecto se hace un traslado de la caldera de respaldo en la planta de Guayaquil, dejándola únicamente con una caldera para proceso. Por este motivo se deben seguir las recomendaciones de cuidado y operación de *ASME Boiler and Pressure Vessel Code* (ASME, 2010), como son el chequeo periódico de válvulas de seguridad y control de tratamiento de agua de reposición y dentro de la caldera, a fin de garantizar óptimas condiciones operativas durante el periodo de adquisición de una nueva caldera de respaldo.

De la misma forma, en las nuevas instalaciones de la planta en Riobamba se recomienda la adquisición a mediano plazo de una segunda caldera de respaldo. Se estima, en base al periodo de recuperación de capital obtenido, que en menos de 5 años se puede contar con ambas calderas de respaldo.

Para la realización de mantenimientos en las calderas éstas deben estar despresurizadas, por lo que se recomienda hacer un planeamiento adecuado de los mismos de manera que coincidan con paradas de producción obligatorias en cierres de año fiscal.

Se recomienda además la adquisición de un calderín, para operaciones en temporadas bajas de producción donde se requieren líneas de consumo bajo.

Es necesario realizar un test actualizado de la dureza del agua de ingreso a la planta, de modo que se tenga un mejor dimensionamiento de los requerimientos de capacidad de tratamiento, de acuerdo a recomendaciones planteadas en la Sección VII de *ASME Boiler and Pressure Vessel Code* (ASME, 2010).

REFERENCIAS

- ASME. (2007). B.31 Code for Pressure Piping. *ASME B31.3 Power Piping*.
- ASME. (2010). Boiler and Pressure Vessel Code. *Section VII: Recommended Guidelines for the Care of Power Boilers*.
- Banco Central del Ecuador. (2016). Resumen de Tasas. Recuperado el 12 de Febrero de 2016, de <http://contenido.bce.fin.ec/>
- Cleaver Brooks. (2007). Continuous Blowdown Heat Recovery Systems Installation, Operating & Maintenance Instructions. Georgia, Estados Unidos. Recuperado el 12 de Enero de 2016, de <http://cleaverbrooks.com/Products-and-Solutions/Heat-Recovery/Blowdown-Heat-Recovery-Systems/BDHR/Blowdown-Heat-Recovery-System-Operating-and-Maintenance-Manual.aspx>
- Cleaver Brooks. (2009). Model CBLE Packaged Boiler 400-800 BHP Operation and Maintenance Manual. *Manual Part No. 750-94*. Georgia, Estados Unidos. Recuperado el 22 de Diciembre de 2015, de <http://cleaverbrooks.com/Products-and-Solutions/Boilers/Firetube/CBLE/CBLE-Operation-and-Maintenance-Manual-400-800-HP.aspx>
- Cleaver Brooks. (2009). SprayMaster Deaerator Boiler Book. Georgia, Estados Unidos. Recuperado el 22 de Diciembre de 2015, de <http://www.cleaverbrooks.com/Products-and-Solutions/Water-Systems/Boiler-Feed-and-Recovery-Systems/SprayMaster-Classic-Deaerator/Index.aspx>
- Cleaver Brooks. (2011). Continuous Blowdown System Product Guide. Georgia, Estados Unidos. Recuperado el 12 de Enero de 2016, de <http://cleaverbrooks.com/Products-and-Solutions/Heat-Recovery/Blowdown-Heat-Recovery-Systems/BDHR/Blowdown-Heat-Recovery-Boiler-Book.aspx>
- Cleaver Brooks. (2012). General Engineering Data. Georgia, Estados Unidos. Recuperado el 20 de Diciembre de 2015, de <http://www.cleaverbrooks.com/Reference-Center/Boiler-Basics/General-Engineering-Data.aspx>
- Cleaver Brooks. (2012). SMR 150M-1500M 962 Twin Alt Operation and Maintenance Manual. Georgia, Estados Unidos. Recuperado el 23 de Diciembre de 2015, de <http://www.cleaverbrooks.com/Products-and-Solutions/Water-Systems/Water-Treatment/Water-Softeners/Index.aspx>

- Cleaver Brooks. (2013). Model CBLE Boiler Book. Georgia, Estados Unidos. Recuperado el 22 de Diciembre de 2015, de <http://cleaverbrooks.com/WorkArea/DownloadAsset.aspx?id=2147483702>
- Connor, S. (21 de Enero de 2015). Basic Deaerator Science Revealed. Recuperado el 23 de Diciembre de 2015, de <http://www.cleaverbrooks.com/Reference-Center/Resource-Library/Webinars/2015-Webinars/01-21-2015-Basic-Deaerator-Science-Revealed-FINAL.aspx>.
- Council of Industrial Boiler Owners. (1997). *Energy Efficiency Handbook*. (R. Zeitz, Ed.) Virginia, Estados Unidos.
- Dickenson, T. (1999). *Valve Piping and Pipeline Handbook* (3rd ed.). Oxford, United Kingdom: Elsevier Advanced Technology.
- Goulds Water Technology. (2013). e-SV™ 60 Hz Technical Manual. (Technical Brochure BeSV60 R3). Recuperado el 20 de Diciembre de 2015, de <http://goulds.com/centrifugal-pumps-boosters/multi-stage-end-suction/e-sv-series/#tabs-1>
- Guzmán, V., & Narváez, R. (29 de Octubre de 2010). Línea Base para el Monitoreo de la Calidad de Agua de Riego en la Demarcación Hidrográfica del Guayas. Quito, Ecuador: SENAGUA. Recuperado el 23 de Diciembre de 2015, de <http://www.agua.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2012/07/LineaBaseDHG.pdf>
- Heselton, K. (2005). *Boiler Operator's Handbook*. Georgia, Estados Unidos: The Fairmont Press, Inc.
- Hydraulic Institute. (2000). ANSI/HI 2.3. *American National Standard for Vertical Pumps for Design and Application*. New Jersey, Estados Unidos.
- IESS. (2012). Decreto Ejecutivo 2393. *Reglamento de Seguridad y Salud de los trabajadores y mejoramiento del medio ambiente de trabajo*. Ecuador.
- Jiangsu Haitel Machinery Co., LTD. (2014). Automatic Toffee Cooking Equipment. Guayaquil.
- Jiangsu Haitel Machinery Co., LTD. (2014). Fully automatic Die-formed hard candy Production Line. Guayaquil.
- Jiménez, D. (1995). High Altitude Intermittent Chronic Exposure: Andean Miners. *1995 Hypoxia Symposium*. Vermont: Queen City Printers Inc. Leído de Bicknell, C., Donohue, S. (2011) Impact of Altitude and Climate on Energy Measures, The

CADMUS Group, Inc. Recuperado el 19 de Diciembre de 2015, de <http://www.egia.org/academy/rockymountainexchange2011/docs/charlesbicknell.pdf>

Kappan, J. (2000). *Heat Exchanger Design Handbook*. New York, Estados Unidos: Marcel Dekker, Inc.

Keith Shuttleworth & Associates Ltd. (2016). Hints and Tips. Luton, Inglaterra. Recuperado el 6 de Febrero de 2016, de <http://www.ksapharma.com/support/hints-and-tips/>

Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial de Colombia. (Octubre de 2010). Protocolo para el control y vigilancia de la contaminación atmosférica generada por fuentes fijas. Colombia. Recuperado el 5 de Febrero de 2016, de https://www.minambiente.gov.co/images/AsuntosambientalesySectorialyUrbana/pdf/emisiones_atmosfericas_contaminantes/Protocolo_Fuentes_Fijas_V2.pdf

NCSU Water Quality Group. (2012). *Water Resource Characterization*. Recuperado el 23 de Diciembre de 2015, de <http://www.water.ncsu.edu/watershedss/info/hardness.html>

Office of Energy Efficiency & Renewable Energy. (2005). Pump Selection Considerations. Retrieved Diciembre 2015, 23, from http://energy.gov/sites/prod/files/2014/05/f16/pump_selection.pdf

Office of Energy Efficiency & Renewable Energy. (2012). Deaerators in Industrial Steam Systems. Recuperado el 23 de Diciembre de 2015, de <http://energy.gov/eere/amo/downloads/deaerators-industrial-steam-systems>

PENTAIR. (Febrero de 2013). Industrial Steam Trapping Handbook. *Yarway Steam Trap Technical Resources*. Minneapolis, Estados Unidos. Recuperado el 6 de Febrero de 2016, de http://valves.pentair.com/valves/Images/YAWMC-0771-US_tcm106-37019.pdf

Prendes, S. (2015). AutoCAD Plant [software] (2013). Autodesk.

Prendes, S. (2015). Costos de Producción y Detalles de Inversiones. Guayas, Ecuador.

Prendes, S. (2015). Cotización de Equipos e Insumos. Guayaquil, Ecuador.

REPSOL. (2011). Ficha de Datos de Seguridad. Recuperado el 17 de Diciembre de 2015, de http://www.repsol.com/pe_es/productos_y_servicios/productos/refino/

- Rockwool Technical Insulation. (2013). Programa de Cálculo ROCKASSIST [software online]. Copenhague, Dinamarca. Recuperado el 6 de Febrero de 2016, de <http://www.rockassist.com>
- Rockwool Technical Insulation. (2014). Catálogo de Productos. Copenhague, Dinamarca. Recuperado el 6 de Febrero de 2016, de <http://www.rockwool-rti.es/servicios+y+descargas/cat%C3%A1logos+y+manuales>
- Rockwool Technical Insulation. (2014). Technical guidelines for the insulation of industrial installations. Copenhague, Dinamarca. Recuperado el 6 de Febrero de 2016, de <http://www.rockwool-rti.es/servicios+y+descargas/cat%C3%A1logos+y+manuales>
- Singer, J. (1991). *Combustion Fossil Power: A Reference Book on Fuel Burning and Steam Generation*. Connecticut, Estados Unidos: Combustion Engineering, Inc.
- Swierzawski, T. (2000). *Piping Handbook, Chapter B8: FLOW of Fluids* (7th ed.). (M. Nayyar, Ed.) McGraw-Hill.
- Viking Pumps. (2015). Pump Selector/Pump Curves. Iowa, Estados Unidos: Viking Pumps. Recuperado el 22 de Diciembre de 2015, de <http://tools.vikingpump.com/pumpselector/selectvalues.aspx>
- Viking Pumps. (2015). Viking Motor Speed Internal Gear Pumps Series 495 & 4195. *Section 144*. Iowa, Estados Unidos: Viking Pumps. Recuperado el 22 de Diciembre de 2015, de <http://www.vikingpump.com/products/internal-gear-pumps/motor-speed>
- Vinuenza, A. (2014, Julio 29). *Auditoría de Vapor*. Guayaquil.

APÉNDICE

A. CONSIDERACIONES DE DISEÑO

A1. Cálculo de pérdidas en la línea de alimentación de agua a la caldera

Como fue establecido en el diseño preliminar de circuito de tuberías, en la línea de succión y descarga se encuentran distribuidas una válvula moduladora, dos válvulas cheque y cinco válvulas de compuerta. Además dentro de la línea hay cinco codos de 90°, tres Tee y aproximadamente 15 m de tramos rectos de tubería.

Para cálculos de pérdidas en tuberías, la velocidad de flujo de agua de alimentación para calderas debe estar dentro de 2.5 a 4.5 m/s (Dickenson, 1999).

Tomando una velocidad de 3 m/s, el diámetro necesario de tubería se lo encuentra mediante la Ecuación A1.1 (Dickenson, 1999).

$$d = \sqrt{\frac{4}{\pi} * \frac{Q}{v_a}}, \quad (Ec. A1.1)$$

De donde se obtiene que el diámetro necesario para cumplir con los requerimientos de flujo definidos es de aproximadamente 1½ pulgadas.

Considerando datos generales de coeficientes de resistencia al flujo en válvulas y accesorios (Dickenson, 1999), se elabora la Tabla A1.1 con los accesorios antes mencionados.

Tabla A1.1. Coeficientes de resistencia al flujo por accesorios d=1.5in.

Accesorio	Cantidad	k^1	k_{total}
Válvula de Compuerta	5	0.17	0.85
Válvula Cheque	2	2	4
Válvula Moduladora	1	8	8

Accesorio	Cantidad	k^1	k_{total}
Codo 90°	5	1	5
Tee	3	1.4	4.2
Coeficiente de resistencia total zona de descarga			22.05

Fuente: ¹Losses in bends and piping, Tabla 2 (Dickenson, 1999).

Elaboración propia.

La Ecuación A1.2 (Dickenson, 1999) relaciona la pérdida en cabezal de descarga h_l en pies, con el coeficiente de resistencia k , el caudal de agua Q en galones por minuto y el diámetro de la tubería d en pulgadas. Reemplazando valores, se obtiene una pérdida de cabezal de 4.33 ft de agua.

$$h_l = 0.0259 \frac{k * Q}{d^4}, \quad (Ec. A1.2)$$

Las pérdidas en la zona de descarga de bombas de alimentación son estimadas en 6 psi (41.37 kPa) por 100 ft (30.48 m) de tubería (Dickenson, 1999). Para los 15 m aproximados de línea se obtiene una pérdida de presión de 2.95 psi (20.33 kPa).

En la Tabla A1.2 se encuentra el resumen de pérdidas de presión y cabezal de descarga para la línea de descarga de la bomba de alimentación de agua.

Tabla A1.2. Resumen de pérdidas en línea de descarga.

Elemento	Pérdida	
	Cabezal [ft]	Presión [psi]
Accesorios	4.33	1.88
Línea de tubería (15m)	6.81	2.95
Total	11.14	4.83

Elaboración Propia.

Con base en los datos tabulados, se establece una pérdida aproximada de 5 psi (34.47 kPa) para la selección de la bomba de alimentación de agua.

A2. Cálculo de pérdidas en la línea de alimentación de combustible

En la línea de combustible constan dos válvulas de compuerta, un filtro en Y, una válvula cheque, seis codos de 90° y una Tee para conexión con la bomba de respaldo. Considerando una velocidad de flujo de combustible v_c de 1 m/s (Dickenson, 1999), entregado a una razón de 3.48 gpm (0.79 m³/h), se determina un diámetro necesario de ¾ in (19.1 mm) empleando la Ecuación A1.1.

En la Tabla A2.1 se muestra en detalle el coeficiente de resistencia al flujo de cada uno de los accesorios. Teniendo un coeficiente total de 18.16, se estima una pérdida de cabezal por accesorios de 5.17 ft de agua, equivalente a 2.24 psi (15.44 kPa)

Tabla A2.1. Coeficientes de resistencia al flujo por accesorios d=0.75in.

Accesorio	Cantidad	k^1	k_{total}
Válvula de Compuerta	2	0.23	0.46
Válvula Cheque	1	4	4
Filtro en Y	1	1.5	1.5
Codo 90°	6	1.7	10.2
Tee	1	2	2
Coeficiente de resistencia total zona de descarga			18.16

Fuente: ¹Losses in bends and piping, Tabla 2 (Dickenson, 1999).

Elaboración propia.

Se estima una pérdida de presión en la línea de 4.32 psi (29.79 kPa) por los 30 m de tubería de ingreso a la caldera y retorno de combustible. Las pérdidas totales en la línea de alimentación de combustible se establecen en 6.56 psi (45.23 kPa).

A3. Cálculo de pérdidas en líneas de vapor

En la Figura A3.1 se muestra la determinación gráfica de pérdidas de presión en la línea principal de vapor (Cleaver Brooks, 2012). El punto A' corresponde a una presión absoluta de trabajo de 150 psi (presión de trabajo de 135 psi), B' a un diámetro nominal de 8 in, D' a un flujo de 320 lb/h; dando como resultado pérdidas de 0.3 psi (2 kPa) por 100 ft de tubería (30.48 m) (punto E')

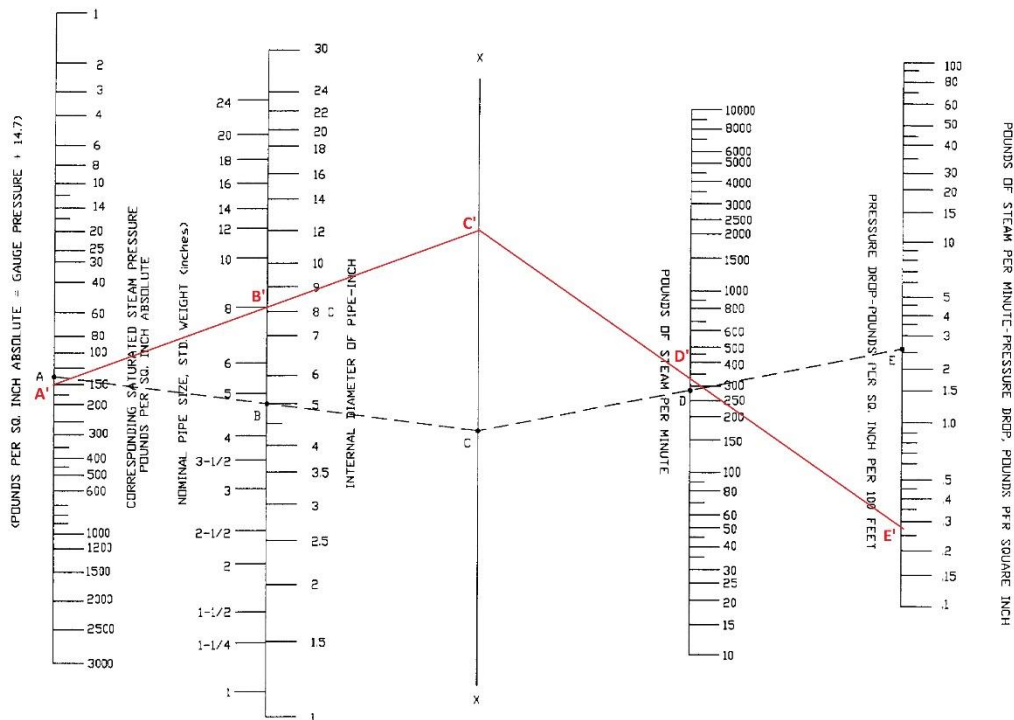


Figura A3.1. Pérdida de presión en tubería principal de vapor

Fuente: Figure 1. Steam Pipe Chart – Pressure Drop (Cleaver Brooks, 2012)

La pérdida de presión en la línea de vapor hacia la sala de caramelos se muestra en la Figura A3.2. El punto A'' corresponde a una presión absoluta de trabajo de 150 psi (presión de trabajo de 135 psi), B'' a un diámetro nominal de 4 in, D'' a un flujo de 90 lb/h; dando como resultado pérdidas de 0.5 psi (3.45 kPa) por 100 ft de tubería (30.48 m) (punto E'')

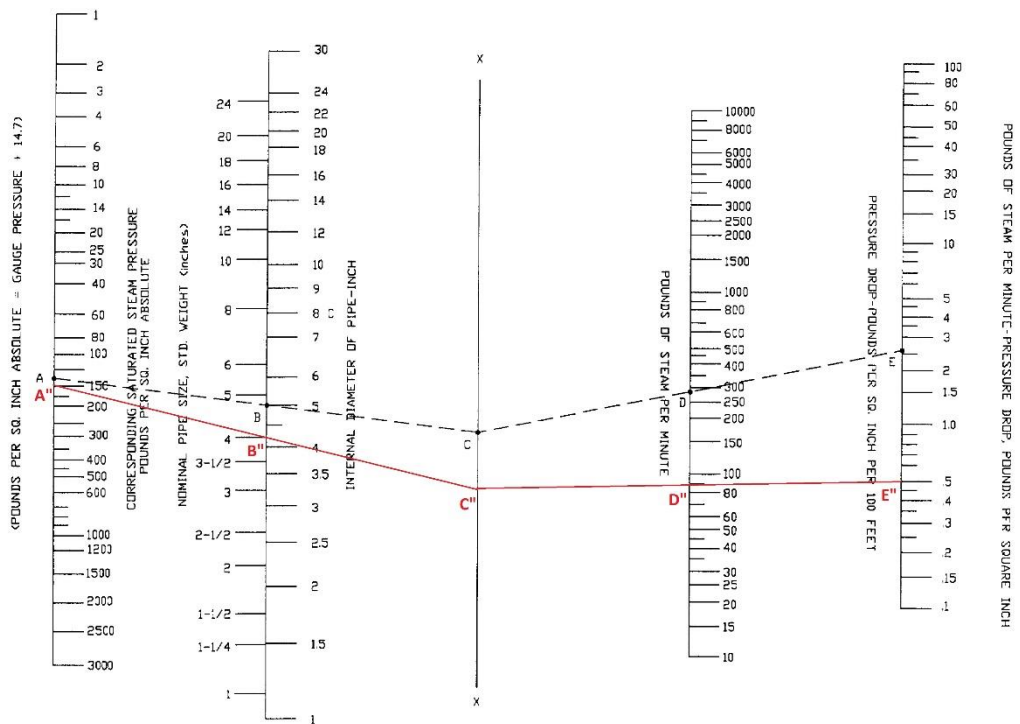
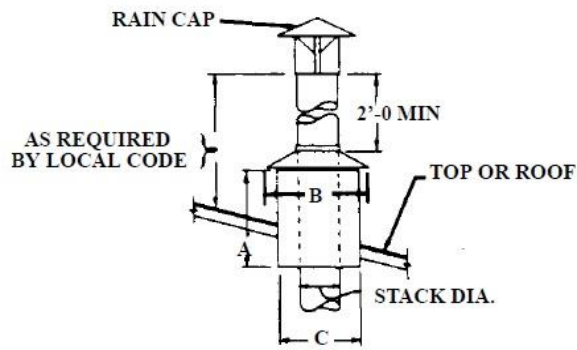


Figura A3.2. Pérdida de presión en línea para sala de caramelos

Fuente: Figure 1. Steam Pipe Chart – Pressure Drop (Clever Brooks, 2012)

A4. Dimensionamiento de chimenea

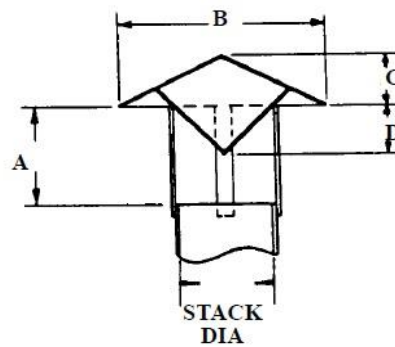
En las Figuras A4.1 y A4.2 se encuentran recomendaciones del fabricante para el diseño de la estructura de transición entre techo y chimenea, y de cubierta para lluvias respectivamente (Clever Brooks, 2012)



BOILER HP	STACK DIAMETER (IN.)	A (IN.)	B (IN.)	C (IN.)
15-20	6	15	15	12
25-40, 50A	8	20	20	16
50-60	10	25	25	20
70-100A, 125A	12	30	30	24
125-200	16	40	40	32
250-350	20	50	50	40
400-800	24	60	60	48

Figura A4.1. Medidas para geometría de transición entre techo y chimenea

Fuente: *Figure 4. Typical Stack Construction* (Cleaver Brooks, 2012)



BOILER HP	STACK DIAMETER (IN.)	A (IN.)	B (IN.)	C (IN.)	D (IN.)
15-20	6	5	12	3	3
25-40, 50A	8	6	16	4	4
50-60	10	8	20	5	5
70-100A, 125A	12	9	24	6	6
125-200	16	12	32	8	8
250-350	20	15	40	10	10
400-600	24	18	48	12	12
700-800	24	21	48	12	12

Figura A4.2. Medidas de cubierta para lluvia

Fuente: *Figure 5. Rain Cap Details* (Cleaver Brooks, 2012)

A5. Dimensiones de bolsillo de colectores de vapor

La Figura A5.1 muestra una guía para dimensionar bolsillos en colectores de vapor.

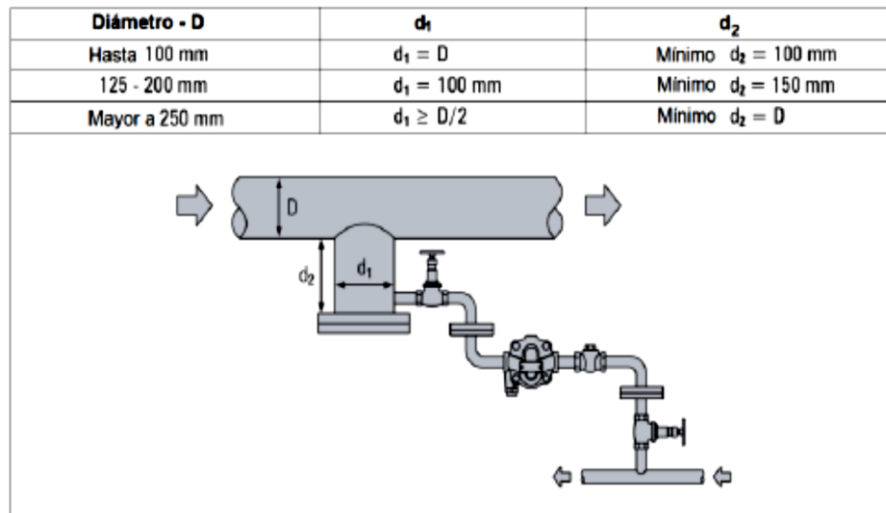


Figura A5.1. Dimensiones de bolsillo de colector de vapor

Fuente: Auditoría de Vapor (Vinuenza, 2014)

B. EQUIPOS SELECCIONADOS

B1. Caldera CB-LE 600

Table A1-1. Model CB-LE Steam Boiler Ratings

BOILER HP	125	150	200	250	300	350	400	500	600	700	750	800
RATINGS SEA LEVEL TO 700 F												
Rated Steam Cap. (lbs/hr from and @ 212 °F)	4313	5175	6900	8625	10350	12075	13800	17250	20700	24150	25875	27600
Btu Output (1000 Btu/hr)	4184	5021	6695	8369	10043	11716	13390	16738	20085	23433	25106	26780
APPROXIMATE FUEL CONSUMPTION AT RATED CAPACITY												
Light Oil (gph) ^A	36.4	43.7	58.3	72.9	87.5	102.1	116.6	145.8	175.0	204.1	218.7	233.3
Natural Gas (cfh) MBtu	5103	6123	8165	10206	12247	14288	16329	20412	24494	28576	30617	32659
Gas (Therm/hr)	51.0	61.2	81.6	102.1	122.5	142.9	163.3	204.1	244.9	285.8	306.2	326.6
POWER REQUIREMENTS - SEA LEVEL TO 700 FT, 60 HZ												
Blower Motor hp	Refer to Tables A1-9 and A1-10											
Oil Pump Motor, hp No. 2 Oil	1/2	1/2	1/2	1/2	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	1	1	1
Air Compressor Motor hp (Oil firing Only)	3	3	3	5	5	5	7-1/2	7-1/2	7-1/2	7-1/2	7-1/2	7-1/2

NOTES:

A. Based on 140,000 Btu/gal.

Figura B1.1. Calderas CB-LE 125-800 BHP

Fuente: CB-LE Steam Boiler Ratings (Cleaver Brooks, 2013)

B2. Bomba de agua 10SV-08

e-SV Product Range	1SV	3SV	5SV	10SV	15SV	22SV	33SV	46SV	66SV	92SV	125SV
Nominal Flow (GPM)	9	15	30	50	80	110	150	220	350	450	600
Flow Range (GPM)	2-12	3-22	7-45	9-75	18-125	21-150	30-195	45-285	70-420	90-580	120-700
Max. Head (Ft)	860	1085	975	1150	1060	880	1125	1210	850	715	570
Max. Working Pressure (PSIG)	580							360/580			
Temperature Range (°F)	up to 300°F (150°C)				Standard -20°F - 250°F (-30°C - 121°C)						
High Temp Option	-										
Motor Power [HP]	½ - 5 HP	½ - 7½	¾ - 10	¾ - 20	2 - 25	3 - 30	3 - 60	7½ - 75	10 - 75	15 - 75	20 - 75
Max Pump Efficiency	51%	60%	70%	70%	70%	71%	76%	78%	78%	80%	79%
Materials of Construction											
SVT				304 SS							
SVF				304 SS							
SVN				316L SS			Cast Stainless Steel / 316L SS				
SVR				304 SS							
SVP				316L SS							
SVC				316L SS							
SVG	ASTM Class 35/40B Cast Iron / 304 SS										
Connection Sizes											
SVT - Oval NPT	1¼"	1¼"	1¼"	2"	2"	2"					
SVF - Round ANSI Size/Class	1¼" 300#	1¼" 300#	1¼" 300#	2" 300#	2" 300#	2" 300#					
SVN - Round ANSI Size/Class	1¼" 300#	1¼" 300#	1¼" 300#	2" 300#	2" 300#	2" 300#	2½" 150/300#	3" 150/300#	4" 150/300#	4" 150/300#	5" 150/300#
SVR - Top/Bottom Round ANSI Size/Class	1¼" 300#	1¼" 300#	1¼" 300#	2" 300#	2" 300#	2" 300#					
SVP - Victaulic	1¼"	1¼"	1¼"	2"	2"	2"					
SVC - Clamp	1½"	1½"	1½"	2"	2"	2"					
SVG - Cast Iron Size/Class	1¼" 250#	1¼" 250#	1¼" 250#	2" 250#	2" 250#	2" 250#	2½" 125/250#	3" 125/250#	4" 125/250#	4" 125/250#	5" 125/250#

Figura B2.1. Bombas de agua e-SV

Fuente: e-SV General Characteristics (Goulds Water Technology, 2013)

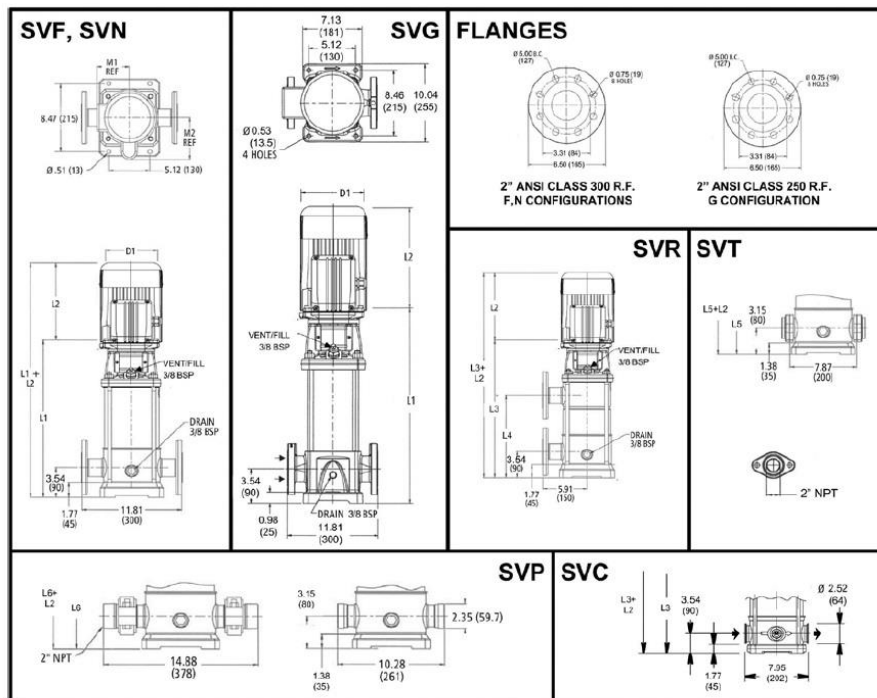


Figura B2.2. Diagrama esquemático Series 10SV

Fuente: *10SV Series Dimensions and Weights* (Goulds Water Technology, 2013)

10SV 3500 RPM

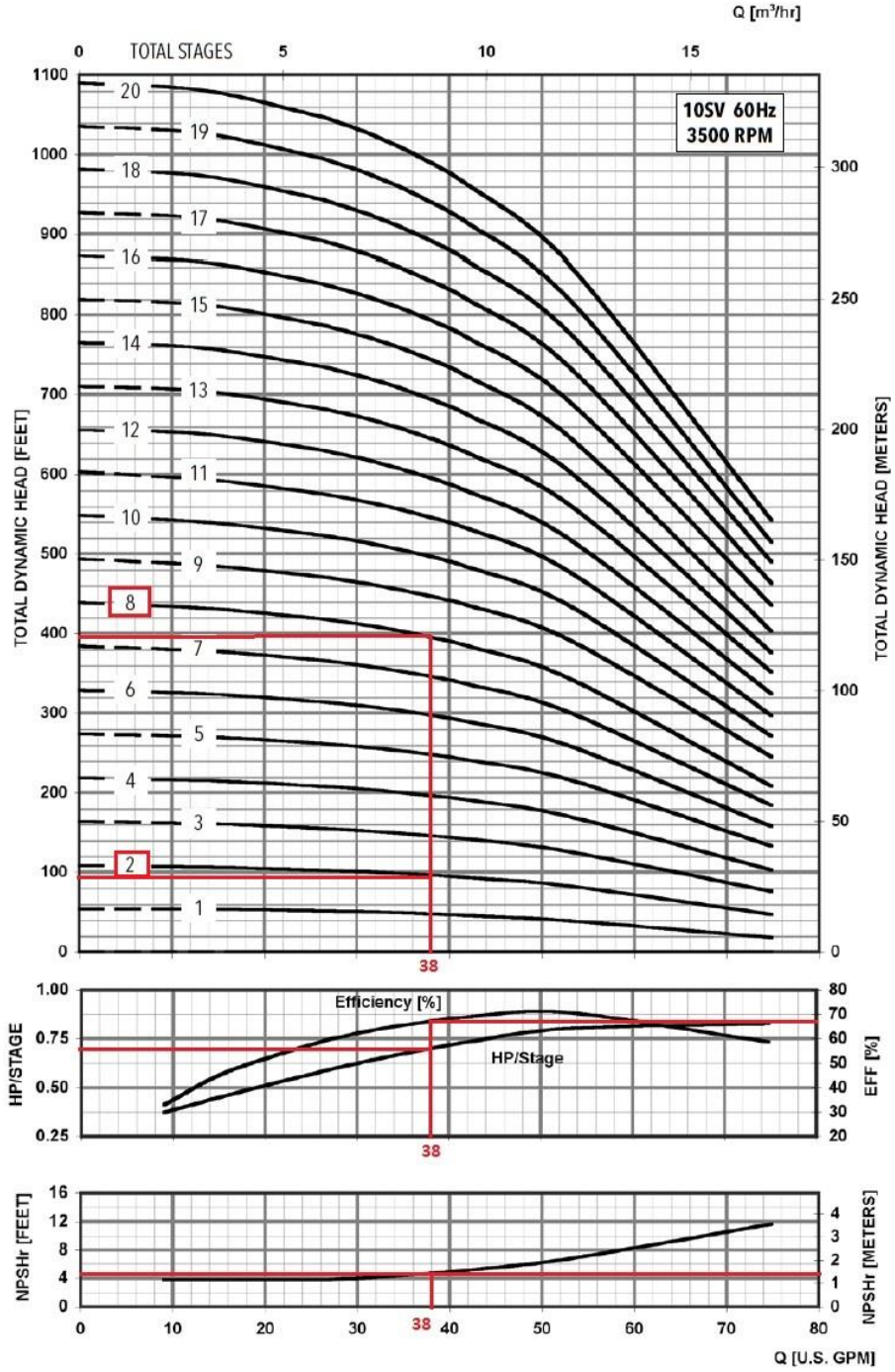


Figura B2.3. Curvas de Operación Goulds 10SV Series.

Fuente: *Performance Curve 10SV 3500RPM* (Goulds Water Technology, 2013)

B3. Bomba de combustible G4195D

Operating Range:

Nominal Flow	(GPM)	1 to 580
	(M ³ /hr.)	.02 to 132
Pressure Range	(PSI)	To 250 (150 for KE-QS)
	(Bar)	To 17 (10 for KE-QS)
Temp. Range	(°F)	-40 to 350 (0 to 225 for KE-QS)
	(°C)	-40 to 180 (-15 to 110 for KE-QS)
Viscosity Range	(SSU)	28 to 15,000 (25,000 for KE-LSE, QS) (7,500 for Q)
	(cSt)	0.1 to 3,300 (5,500 for KE-LSE, QS) (1,650 for Q)

Nominal Flow Rates:

Pump Size	GPM	M ³ /Hr	RPM
G	8	1.8	1750
GG	10	2.3	1750
H	15	3.4	1750
HJ	20	4.5	1750
HL	30	6.8	1750
AS	55	12	1750
AK	85	20	1750
AL	115	27	1750
KE	150	34	1750
KKE	205	47	1750
LQE	235	53	1150
LSE	350	80	1150
Q	390	88	640
QS	580	132	640

Figura B3.1. Bombas de combustible Series 495 & 4195.

Fuente: *Series 495 & 4195 Description* (Viking Pumps, 2015)

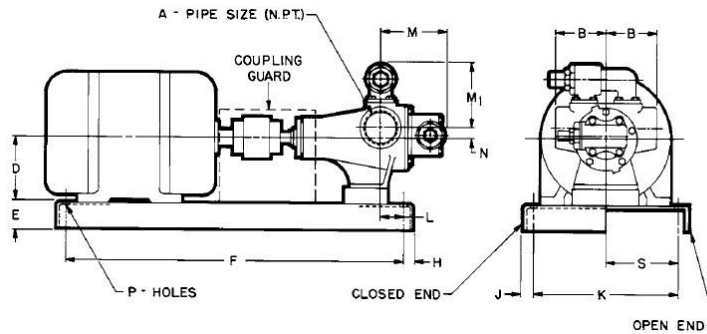


Figura B3.2. Diagrama esquemático Series 4195D

Fuente: *Dimentions G4195D* (Viking Pumps, 2015)

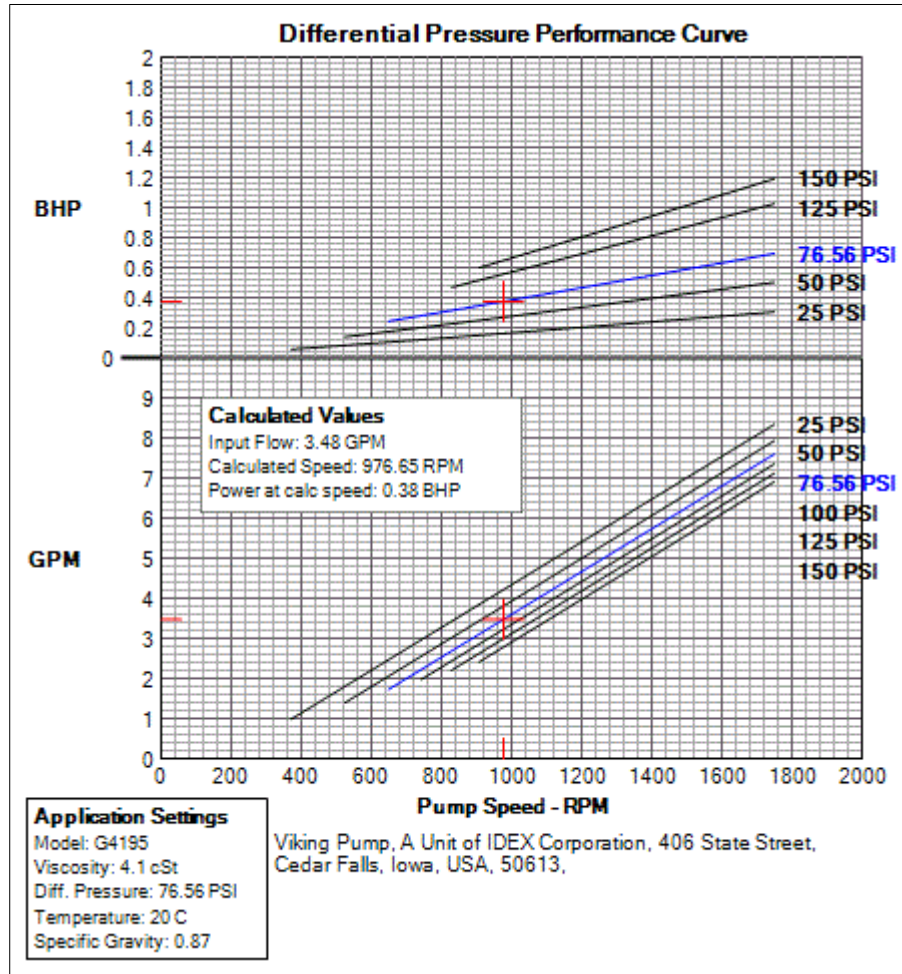


Figura B3.3. Curvas de operación Viking Series 4195.

Fuente: *Differential Pressure Performance Curve* (Viking Pumps, 2015)

B4. Desaireador SM-30

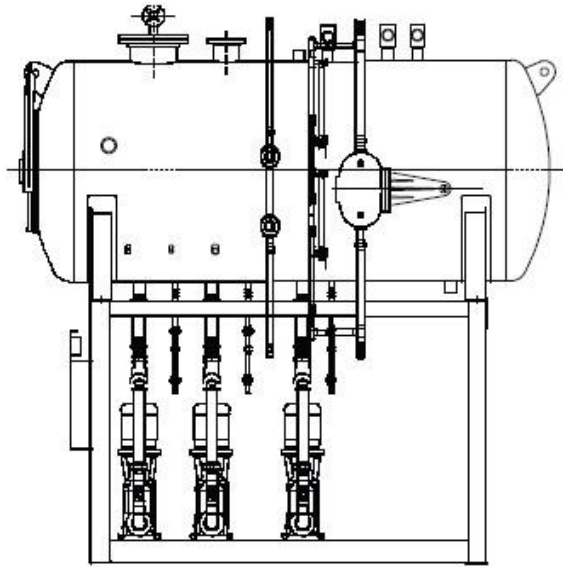


Table H1a-1. Spraymaster Deaerator Product Offering

MODEL NO.	RATING (LBS/H)	TANK CAPACITY	STORAGE CAP. (MIN)
SM- 7	7000	230	16
SM-15	15000	300	10
SM- 30	30000	600	10
SM- 45	45000	900	10
SM -70	70000	1400	10
SM-100	100000	2000	10
SM-140	140000	2800	10
SM-200	200000	4000	10
SM- 280	280000	5600	10

NOTE: Model number designation (example, SM-7) is: SM = Spraymaster Deaerator. 7 = 7,000 lbs/hr rating. Optional tank sizes available, contact your local Cleaver-Brooks authorized representative.

Figura B4.1. Desaireadores *SprayMaster*

Fuente: *SprayMaster Deaerator Boiler Book* (Clever Brooks, 2009)

B5. Ablandador SMR-750-2

SPECIFICATION TABLE

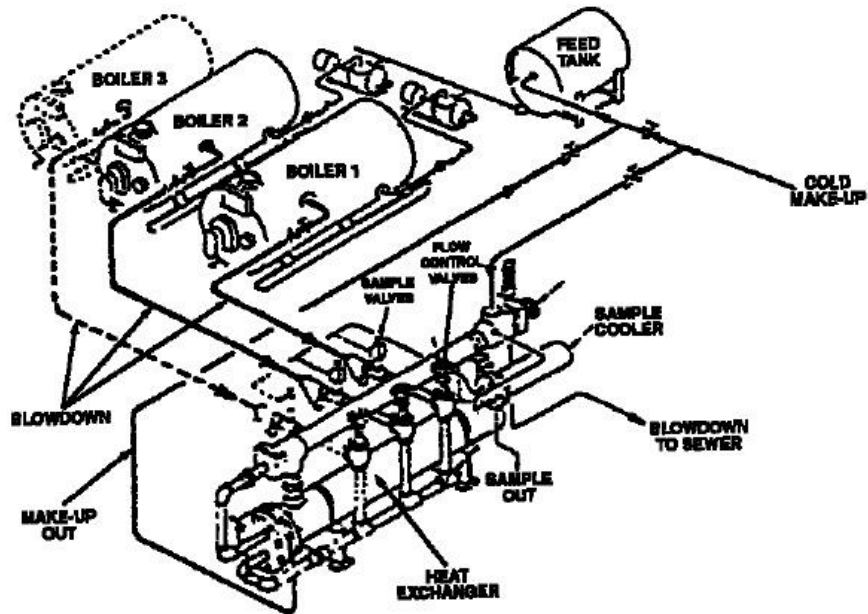
		150	210	300	450	600	750	900	1050	1200	1500
SYSTEM SIZE	MODEL	150	210	300	450	600	750	900	1050	1200	1500
	Max Capacity (Kilograins)	150	210	300	450	600	750	900	1050	1200	1500
	Min Capacity (Kilograins)	100	140	200	300	400	500	600	700	800	1000
	Valve Size (in)	1½ 2	1½ 2	2 3	2 3	2 3	2 3	2 3	2 3	2 3 3 4	3 4
FLOWRATE	Continuous Flowrate (gpm)	45 57	64 80	92 165	82 140	110 175	90 160	105 188	95 173	215 310	225 405
	Peak Flowrate (gpm)	69 97	86 110	125 230	115 190	125 250	116 230	133 279	124 259	300 410	308 600
	Backwash & Fast Flush (gpm)	10	15	20	20	30	30	45	45	60	80
	Brine Draw & Rinse (gpm)	2.5	3.5	5	5	7	7	10	10	12	15
TIMER SETTINGS	Backwash & Fast Flush (min)	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10
	Brine Draw & Rinse (min)	60	60	60	60	60	60	60	60	60	60
	Fast Flush (min)	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6
SOFTENER TANK	Size (in)	20x54	24x54	30x54	30x60	36x60	36x72	42x60	42x72	48x72	54x72
	Gravel (lbs)	100	200	300	300	400	400	600	600	900	1200
	Resin (ft ³)	5	7	10	15	20	25	30	35	40	50
	Freeboard (in)	24	24	27	20	23	27	20	25	33	34
BRINE SYSTEMS EQUIPMENT	Tank size	24x50	24x50	24x60	30x60	39x60	39x60	42x60	50x60	52x60	66x46
	Max Salt Storage (lbs)	700	600	600	1000	1900	1700	1900	2300	2600	3300
	Injector Code	541-1-RED	541-2-WHT	541-3-BLUE	541-3-BLUE	542-1-RED	542-1-RED	542-2-WHT	542-2-WHT	12-150	15-150
	Injector Size	¾"	¾"	¾"	¾"	1"	1"	1"	1"	1½"	1½"
	Salt Dosage- Max (lbs)	75	105	150	225	300	375	450	525	600	750
	Brine Valve Float Height (in)	12	19	26	26	19	26	26	19	*N/A	*N/A
	Salt Dosage- Min (lbs)	30	42	60	90	120	150	180	210	240	300
MIN	Brine Valve Float Height (in)	3	8	9	9	8	9	9	8	*N/A	*N/A

*These brine tank have a different float mechanism

Figura B5.1. Ablandadores SMR-150M-1500M.

Fuente: *SMR Series Specification Table* (Clever Brooks, 2012)

B6. Economizador BDHR-2M-2



MAXIMUM CAPACITIES (GPM)		
MODEL	BLOWDOWN	MAKE-UP
BDHR-2M	2	48
BDHR-4M	4	48
BDHR-9M	9	130
BDHR-14M	14	130
BDHR-22M	22	180

Figure H12-5. Model BDHR-M Ratings/Capacities

Figura B6.1. Economizadores BDHR para dos calderas.

Fuente: *Continuos Blowdown System Product Guide* (Cleaver Brooks, 2011)

B7. Accesorios presentes en líneas de sistema

En la Tabla B7.1 se presenta un listado de los accesorios del sistema, presentando su cantidad, dimensiones y ubicación.

Tabla B7.1. Accesorios en líneas del sistema.

Cantidad	Descripción	Ubicación
2	Válvula compuerta 8 x 150	Vapor de las calderas al distribuidor
1	Válvula globo 8 in x 300	Vapor de las calderas al distribuidor
1	Válvula cheque 8 in x 300 bridada	Vapor de las calderas al distribuidor

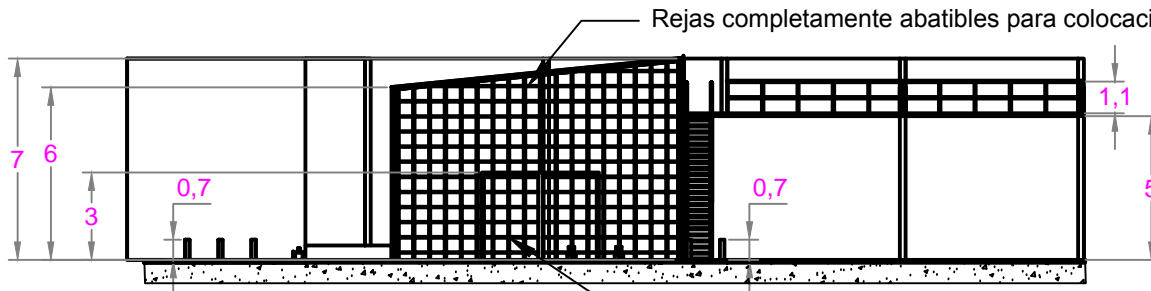
Cantidad	Descripción	Ubicación
3	Válvulas compuerta 2 in	Vapor del distribuidor al tanque de condensado
1	Válvula globo 2 in	Vapor del distribuidor al tanque de condensado
1	Filtro tipo y 2 in	Vapor del distribuidor al tanque de condensado
1	Reguladora de vapor a 25 lb	Vapor del distribuidor al tanque de condensado
1	Válvula cheque 2 in	Vapor del distribuidor al tanque de condensado
1	Válvula esférica acero al carbono ¼ in	Vapor del distribuidor al tanque de condensado
2	Válvulas esférica acero al carbono 2 in	Entrada de agua de las calderas
2	Válvulas cheque vertical 2 in x 200 bronce	Entrada de agua de las calderas
1	Válvulas globo 2 in	Entrada de agua de las calderas
1	Válvulas cheque 2 in	Entrada de agua de las calderas
2	Válvula cheque vertical 2 in x 300	Entrada de agua de las calderas
1	Válvulas esférica acero al carbono ½ in	Entrada de agua de las calderas
2	Válvulas esférica bronce ½ in	Agua a los ablandadores
5	Válvula esférica 1 ½ in NIBCO	Agua a los ablandadores
1	Válvula compuerta 1 ½ in	Purga de fondo
1	Válvulas esféricas ½ in acero al carbono	Purga de fondo
1	Válvulas compuerta ½ in	Tratamiento químico
1	Válvula cheque ½ in	Tratamiento químico

Cantidad	Descripción	Ubicación
3	Válvulas esféricas acero al carbono $\frac{3}{4}$ in	Sistema de alimentación de combustible
1	Válvula esférica 1 in acero al carbono	Tanque de purga
1	Filtro tipo y 1 in	Tanque de purga
1	Solenoide 1 in agua 110 v	Tanque de purga
1	Válvula esférica 1 in acero al carbono	Tanque condensado
2	Válvulas esférica $\frac{1}{2}$ in acero al carbono	Válvula de Seguridad
1	Filtro para diésel 2 in surflow	Sistema de alimentación de combustible
2	Válvulas esférica 2 in acero al carbono	Sistema de alimentación de combustible
1	Válvula esférica $\frac{1}{4}$ in acero al carbono	Sistema de alimentación de combustible
2	Válvulas compuerta $\frac{1}{2}$ in	Línea <i>Candy Recycling</i>
2	Válvulas compuerta 1 in	Línea a calentamiento de glucosa
2	Válvulas compuerta bridada 4 in x 150	Línea entre colectores
2	Caps. c.806"	Colector caramelos
2	Válvula compuerta $\frac{1}{2}$ in	Colector caramelos
3	Válvulas compuerta $\frac{3}{4}$ in	Colector caramelos
1	Filtro tipo y $\frac{3}{4}$ in	Colector caramelos
1	Trampa flotador $\frac{3}{4}$ in	Colector caramelos
1	Válvula cheque $\frac{3}{4}$ in	Colector caramelos
1	Válvula de venteo $\frac{3}{4}$ in	Colector caramelos
2	Válvulas compuerta 1 $\frac{1}{2}$ in	Colector caramelos

Cantidad	Descripción	Ubicación
2	Válvulas compuerta 1 ½ in	Línea a caramelos blandos
2	Válvulas compuerta 1 ½ in	Línea a caramelos duros
2	Válvulas compuerta 1 ¼ in	Línea a cocinador de chupetes
2	Válvulas compuertas ¾ in	Línea a mesa de calentamiento
1	Válvulas compuerta ½ in	Purgas fin de línea
1	Filtro tipo y ½ in	Purgas fin de línea
1	Trampa flotador 1/2 x 150	Purgas fin de línea
1	Válvula cheque ½ in	Purgas fin de línea
1	Válvula cheque 1 ½ in	Línea de condensado caramelos blandos
1	Válvula cheque 1 ½ in	Línea de condensado caramelos duros
1	Válvula cheque 1 ¼ in	Línea de condensado de chupetes
1	Válvula cheque ¾ in	Línea de condensado calentamiento de glucosa
1	Válvula cheque ½ in	Línea de condensado de <i>Candy Recycling</i>
1	Candy recycling, 125 a 42 psi, 110 #/h	Reguladores de presión completas
1	Mesa de calentamiento, 125 a 10 psi , 200#/h	Reguladores de presión completas
1	Chupetes, 125 a 90 psi, 154 #/h	Reguladores de presión completas
1	Caramelos blandos, 125 a 90 psi, 1100 #/h	Reguladores de presión completas
1	Caramelos duros, 125 a 90 psi, 1100 #/h	Reguladores de presión completas

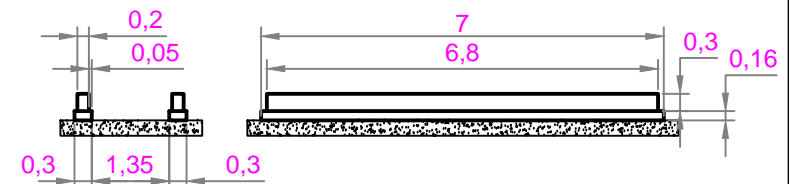
Elaboración propia.

C. PLANOS DETALLADOS

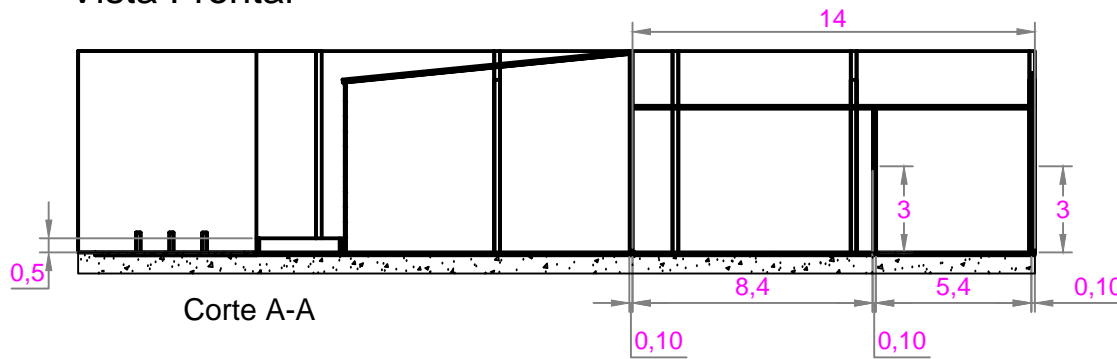


Vista Frontal

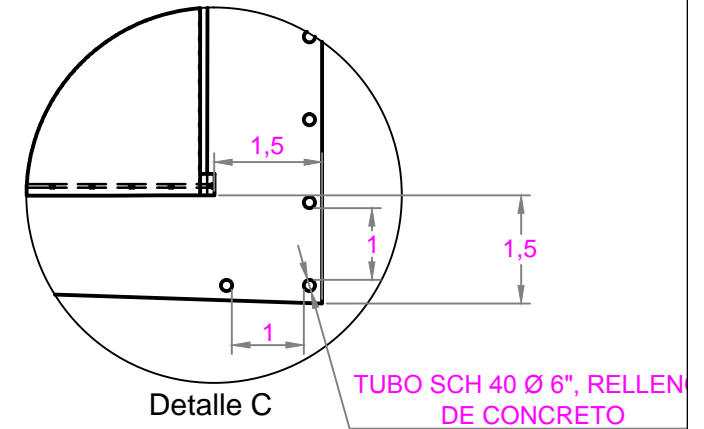
REJA METALICA CON TUBO (50 x 50 x 3) mm Y
TUBO (50 x 25 x 3) mm



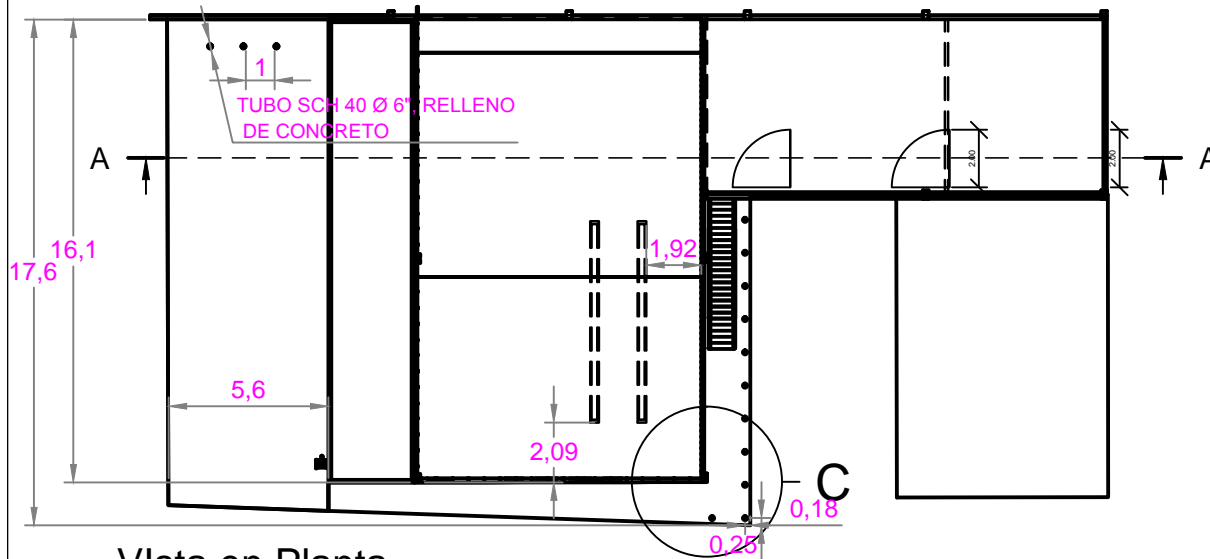
Detalle Soportes de Caldera



Corte A-A

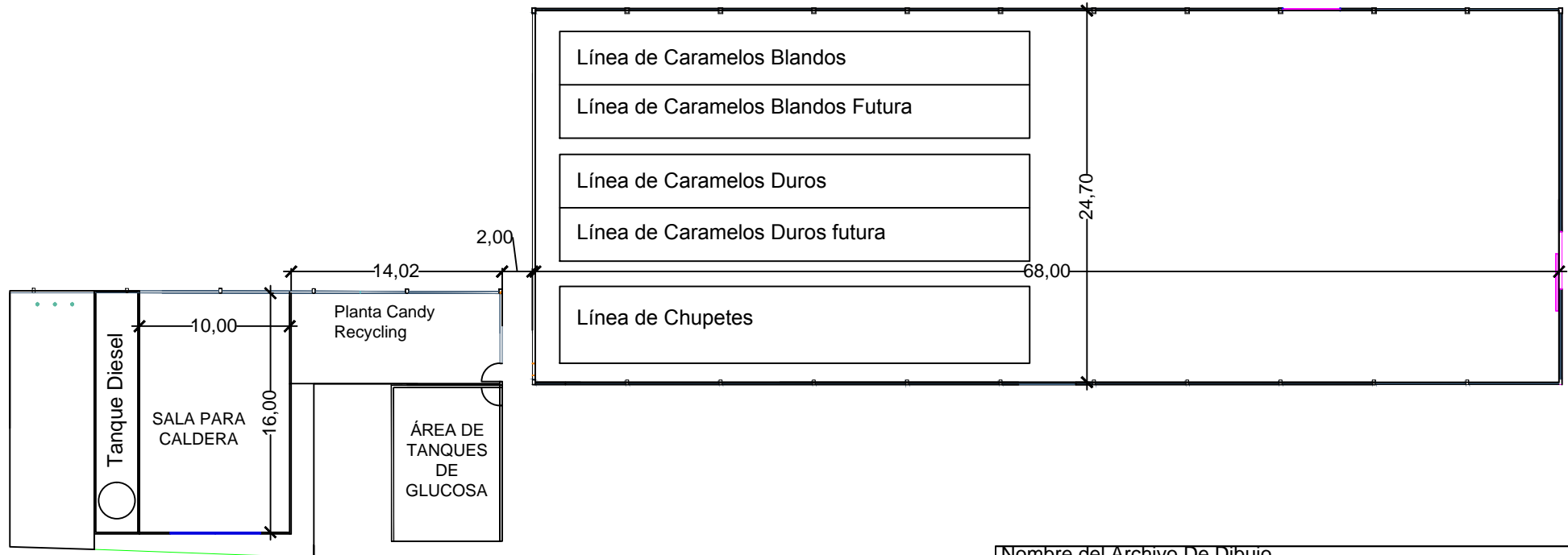


Detalle C



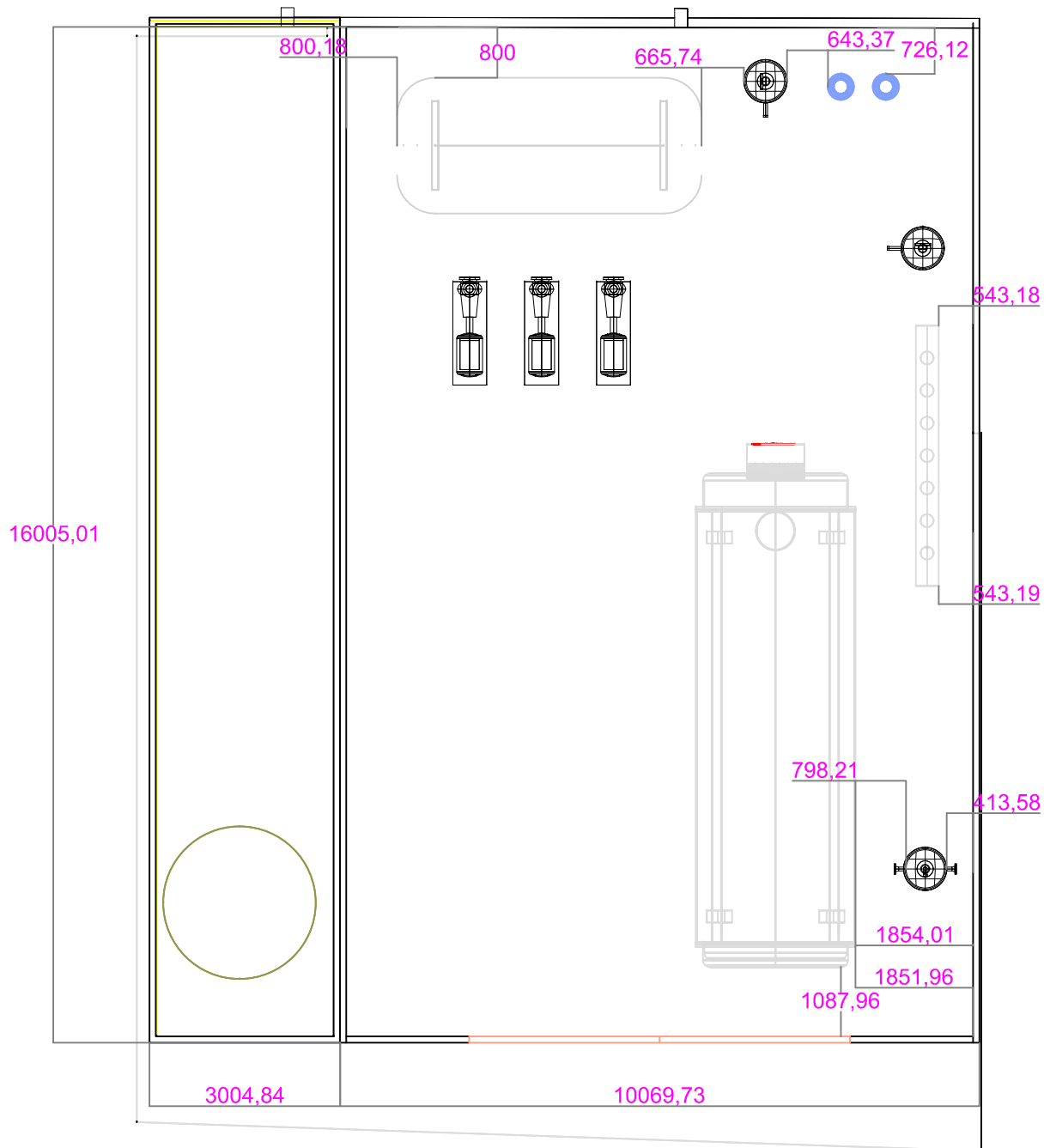
Vista en Planta

Nombre del Archivo De Dibujo Área de Servicios Industriales			
Nombre de los Estudiantes Prendes Moreno Samantha Estefanía Ramírez Salazar Emilio Adrián			
Descripción Bloques de formatos DIN			Sección 127
Proyección	Escala: 1:1	Unidades mm	Fecha 2/13/2016

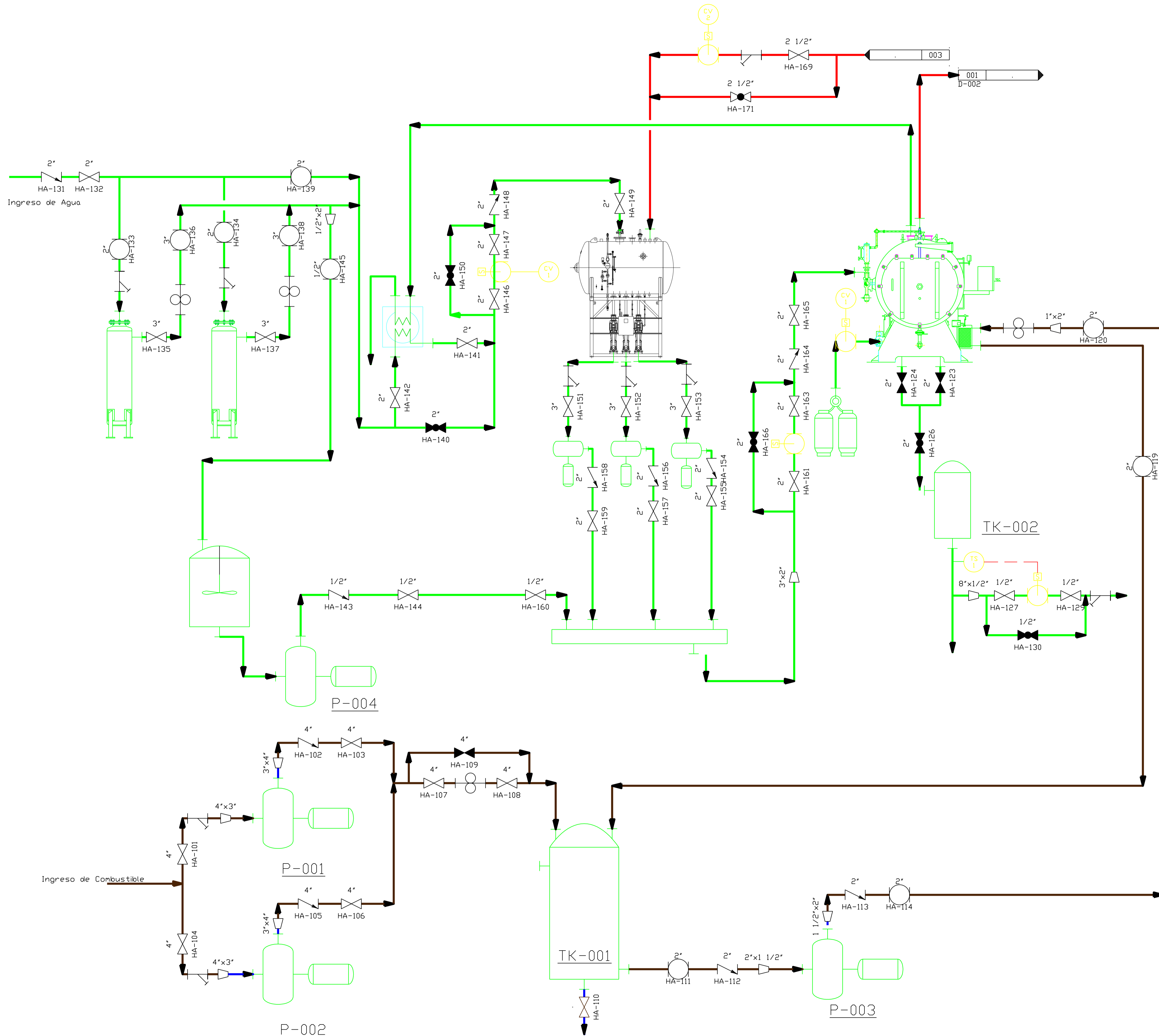


Vista Superior
Esc 1:1

Nombre del Archivo De Dibujo Servicios Industriales y Galpón de Producción			
Nombre de los Estudiantes Prendes Moreno Samantha Estefanía Ramírez Salazar Emilio Adrián			
Descripción Bloques de formatos DIN			Sección 127
Proyección	Escala: 1:1	Unidades m	Fecha 2/13/2016



Nombre del Archivo De Dibujo UBicación de Equipos			
Nombre de los Estudiantes Prendes Moreno Samantha Estefanía Ramírez Salazar Emilio Adrián			
Descripción Bloques de formatos DIN			Sección 127
Proyección	Escala: 1:1	Unidades mm	Fecha 2/15/2016



General Notes

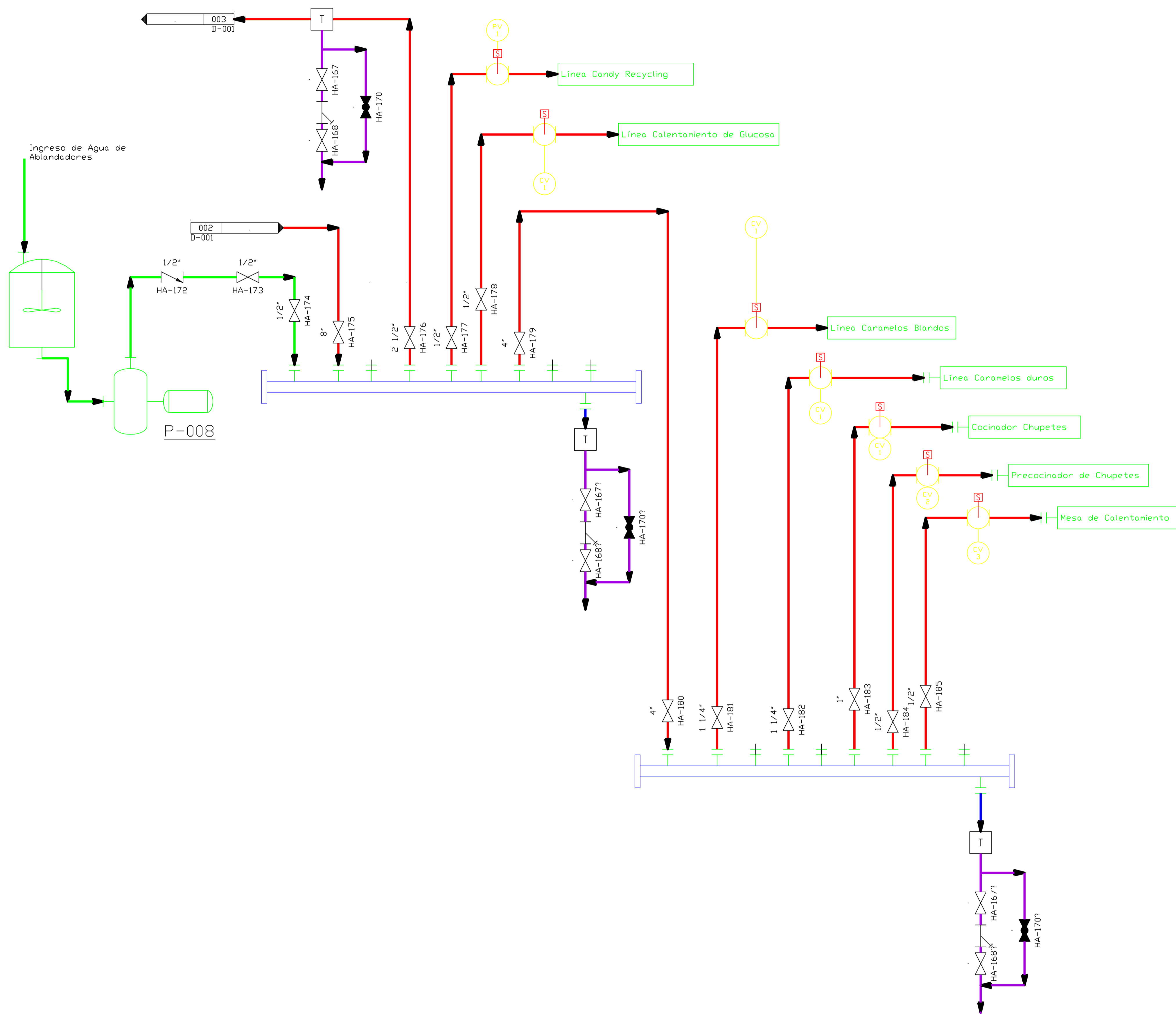
- Líneas de Agua
- Líneas de Combustible
- Líneas de Vapor
- Líneas de Condensado

No.	Revision/Issue	Date

Drawing Name
P&ID 1- Sistema de Vapor
Sala de Caldera

Project Name and Address
 Diseño de sistema de Generación de vapor para planta de elaboración de confites

Area FIMCP	Stamp
Drawing Number D-001	
Author Prendes, Ramirez	



General Notes

- Líneas de Agua
- Líneas de Combustible
- Líneas de Vapor
- Líneas de Condensado

No.	Revision/Issue	Date

Drawing Name
P&ID 2- Sistema de Vapor
Área de Producción

Project Name and Address
Diseño de sistema de Vapor para planta de elaboración de confites

Area FIMCP	Stamp
Drawing Number D-002	
Author Prendes, Ramírez	