



Universidad de San Carlos de Guatemala  
Facultad de Ingeniería  
Escuela de Ingeniería Mecánica

**PROPUESTA PARA LA MEJORA DE LA EFICIENCIA DEL SISTEMA DE GENERACIÓN Y  
DISTRIBUCIÓN DE VAPOR DE CALDERA PIROTUBULAR EN INDUSTRIA DE ALIMENTOS,  
S.A.**

**Mary Carmen Castillo Meda**

Asesorado por el Ing. Edwin Estuardo Sarceño Zepeda

Guatemala, septiembre de 2021

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**PROPUESTA PARA LA MEJORA DE LA EFICIENCIA DEL SISTEMA DE GENERACIÓN Y  
DISTRIBUCIÓN DE VAPOR DE CALDERA PIROTUBULAR EN INDUSTRIA DE ALIMENTOS,  
S.A.**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA  
FACULTAD DE INGENIERÍA

POR

**MARY CARMEN CASTILLO MEDA**

ASESORADO POR EL ING. EDWIN ESTUARDO SARCEÑO ZEPEDA

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE

**INGENIERA MECÁNICA**

GUATEMALA, SEPTIEMBRE DE 2021

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA  
FACULTAD DE INGENIERÍA



**NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA**

DECANA	Inga. Aurelia Anabela Cordova Estrada
VOCAL I	Ing. José Francisco Gómez Rivera
VOCAL II	Ing. Mario Renato Escobedo Martínez
VOCAL III	Ing. José Milton De León Bran
VOCAL IV	Br. Kevin Vladimir Cruz Lorente
VOCAL V	Br. Fernando José Paz González
SECRETARIA	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

**TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO**

DECANA	Inga. Aurelia Anabela Cordova Estrada
EXAMINADOR	Ing. Edwin Estuardo Sarceño Zepeda
EXAMINADOR	Ing. Carlos Aníbal Chicojay Coloma
EXAMINADOR	Ing. Edras Feliciano Miranda Orozco
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

## **HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR**

En cumplimiento con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de graduación titulado:

**PROPUESTA PARA LA MEJORA DE LA EFICIENCIA DEL SISTEMA DE GENERACIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE VAPOR DE CALDERA PIROTUBULAR EN INDUSTRIA DE ALIMENTOS, S.A.**

Tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Mecánica, con fecha 5 de noviembre de 2019.

**Mary Carmen Castillo Meda**

Universidad de San Carlos de  
Guatemala



Facultad de Ingeniería  
Unidad de EPS

Guatemala, 26 de febrero de 2021  
REF.EPS.DOC.83.02.2021.

Ing. Oscar Argueta Hernández  
Director Unidad de EPS  
Facultad de Ingeniería  
Presente

Estimado Ingeniero Argueta Hernández.

Por este medio atentamente le informo que como Asesor-Supervisor de la Práctica del Ejercicio Profesional Supervisado (E.P.S.), de la estudiante universitaria **Mary Carmen Castillo Meda** de la Carrera de Ingeniería Mecánica, con carné No. 201603020, procedí a revisar el informe final, cuyo título es **PROPUESTA PARA LA MEJORA DE LA EFICIENCIA DEL SISTEMA DE GENERACIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE VAPOR DE CALDERA PIROTUBULAR EN INDUSTRIA DE ALIMENTOS, S.A.**

En tal virtud, **LO DOY POR APROBADO**, solicitándole darle el trámite respectivo.

Sin otro particular, me es grato suscribirme.

Atentamente,

“Id y Enseñad a Todos”

Ing. Edwin Estuardo Sarceno Zepeda  
Asesor-Supervisor de EPS  
Área de Ingeniería Mecánica



c.c. Archivo  
EDSZ/ra

Universidad de San Carlos de  
Guatemala



Facultad de Ingeniería  
Unidad de EPS

Guatemala, 26 de febrero de 2021  
REF.EPS.D.43.02.2021

Ing. Gilberto Enrique Morales Baiza  
Director Escuela de Ingeniería Mecánica  
Facultad de Ingeniería  
Presente

Estimado Ingeniero Morales Baiza:

Por este medio atentamente le envío el informe final correspondiente a la práctica del Ejercicio Profesional Supervisado, (E.P.S) titulado: **PROPUESTA PARA LA MEJORA DE LA EFICIENCIA DEL SISTEMA DE GENERACIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE VAPOR DE CALDERA PIROTUBULAR EN INDUSTRIA DE ALIMENTOS, S.A.**, que fue desarrollado por la estudiante universitaria **Mary Carmen Castillo Meda** quien fue debidamente asesorada y supervisada por el Ingeniero Edwin Estuardo Sarceño Zepeda.

Por lo que habiendo cumplido con los objetivos y requisitos de ley del referido trabajo y existiendo la aprobación del mismo por parte del Asesor - Supervisor de EPS, en mi calidad de Director apruebo su contenido solicitándole darle el trámite respectivo.

Sin otro particular, me es grato suscribirme.

Atentamente,

"Id y Enseñad a Todos"

  
Ing. Oscar Argueta Hernández  
Director Unidad de EPS



OAH/ra



Universidad de San Carlos de Guatemala  
Facultad de Ingeniería

ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA  
Edificio T-7, Ciudad Universitaria, zona 12  
Guatemala, Centroamérica  
Teléfono directo: (502) 2418-9133  
<http://emecanica.ingenieria.usac.edu.gt/sitio/>  
Correo electrónico: [emecanica@ing.usac.edu.gt](mailto:emecanica@ing.usac.edu.gt)

Guatemala, 11 de abril de 2021

REF

Ingeniero  
Gilberto Enrique Morales Baiza  
Director de Escuela  
Ingeniería Mecánica  
Facultad de Ingeniería  
Presente

Estimado Ing. Morales Baiza:

Por este medio atentamente le informo que procedí a revisar el informe final titulado: **PROPUESTA PARA LA MEJORA DE LA EFICIENCIA DEL SISTEMA DE GENERACIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE VAPOR DE CALDERA PIROTUBULAR EN INDUSTRIA DE ALIMENTOS, S.A.** del estudiante universitario de la escuela de ingeniería mecánica, **Mary Carmen Castillo Meda**, Registro Académico 201603020.

En tal virtud, **LO DOY POR APROBADO**, solicitándole darle el trámite respectivo.

Sin otro particular, me es grato suscribirme.

Atentamente,

**“Id y Enseñad a Todos”**

**Ing. Herbert S. Figueroa A.**  
**Ingeniero Mecánico**  
**Col. 10108**

**Ing. Herbert Samuel Figueroa Avendaño**  
**Área Térmica**  
**Escuela de Ingeniería Mecánica.**



**USAC**

TRICENTENARIA  
Universidad de San Carlos de Guatemala

Facultad de Ingeniería

Escuela de Ingeniería Mecánica

Ref.EIM.057.2021

El Director de la Escuela de Ingeniería Mecánica, de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer el dictamen del Asesor-Supervisor y del Director de la Unidad de EPS, al trabajo de graduación titulado: **PROPUESTA PARA LA MEJORA DE LA EFICIENCIA DEL SISTEMA DE GENERACIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE VAPOR DE CALDERA PIROTUBULAR EN INDUSTRIA DE ALIMENTOS, S.A.** del estudiante **Mary Carmen Castillo Meda** CUI **3041896340113**, Reg. Académico **201603020** y luego de haberlo revisado en su totalidad, procede a la autorización del mismo.

***"Id y Enseñad a Todos"***



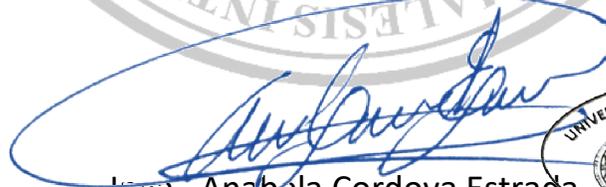
Ing. Gilberto Enrique Morales Baiza  
Director  
Escuela de Ingeniería Mecánica

Guatemala, abril de 2021  
/aej

DTG. 401.2021

La Decana de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer la aprobación por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Mecánica, al Trabajo de Graduación titulado: **PROPUESTA PARA LA MEJORA DE LA EFICIENCIA DEL SISTEMA DE GENERACIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE VAPOR DE CALDERA PIROTUBULAR EN INDUSTRIA DE ALIMENTOS, S.A.**, presentado por la estudiante universitaria: **Mary Carmen Castillo Meda**, y después de haber culminado las revisiones previas bajo la responsabilidad de las instancias correspondientes, autoriza la impresión del mismo.

IMPRÍMASE:



Inga. Anabela Cordova Estrada  
Decana



Guatemala, septiembre de 2021.

AACE/cc

## **ACTO QUE DEDICO A:**

- Dios** Por ser mi esperanza de vida y ser una influencia importante en mi carrera.
- Mi madre** Rosario Meda. Por creer en mí ciegamente y darme tu apoyo incondicional. A pesar de pasar por circunstancias duras nunca me has negado el apoyo que he necesitado para cumplir mis metas, ni has dudado de mí. Me siento tan orgullosa de vos como lo estas de mí, esto es algo que ambas logramos. Te lo agradezco mucho, tengo la fortuna de tener una madre luchadora, que no se conforma con dar menos de lo que puede.
- Mi padre** Walter Castillo. Por sus buenos consejos, por enseñarme que las cosas cuestan y que debemos encontrar la manera de salir adelante aún en las condiciones más difíciles. Gracias por estar ahí, por creer en mí y por su cariño.
- Mi tía** Sadia Meda. Porque sin vos no estaría viviendo esto, sacrificaste tanto por tres niñas hace muchos años, hoy creo que estoy viviendo uno de tus sueños, gracias. También te agradezco por ser mi compañera de equipo en el baloncesto

y de correr, creo que juntas descubrimos esas dos pasiones que tanto nos gustaba practicar y que nos hacían olvidarnos de todo, gracias por acompañarme siempre a practicarlas, me ayudaste a crecer mucho como persona. Ahora no tengo dudas de que puedo lograr lo que me proponga, y todo eso te lo debo a vos, muchas gracias Sadia.

**Larissa Castillo**

Por ser una buena hermana, estar ahí, y apoyarme siempre. Gracias por llevarme a hacer mis exámenes a la universidad y esperar todo ese tiempo.

**Mónica Castillo y Juan Padilla**

Por ser tan buenas personas y por estar ahí siempre. Gracias por todas esas veces que les tocó ir por mí a la universidad y tener que soportar el tráfico durante largas horas. Gracias por los buenos consejos y por impulsarme a ser mejor persona.

**Diana García y Graciela Estrada**

Por ser tan buenas amigas, creo que no me pude topa con mejores personas. Gracias por sus consejos, por estar ahí siempre, y por todo su apoyo. Estoy segura que sin ustedes este proceso no hubiera sido tan divertido como fue. Las quiero mucho.

## **AGRADECIMIENTOS A:**

<b>Universidad de San Carlos de Guatemala</b>	Por existir y estar a disposición de todos los guatemaltecos que quieran superarse.
<b>Facultad de Ingeniería</b>	Por ser una importante influencia en mi carrera y por todos los buenos catedráticos.
<b>Departamento de Física</b>	Por permitirme ser auxiliado y darme mi primer trabajo, esto me permitió terminar mi carrera y ayudar a mi familia. También porque gracias a esto pude conocer muchas personas extraordinarias (catedráticos, compañeros de trabajo y otros estudiantes) de los cuales aprendí muchísimo.
<b>Alimentos, S.A.</b>	Por permitirme hacer mis prácticas y poder llevar a cabo mi tesis en su empresa, además por permitirme conocer muchas personas de las cuales aprendí mucho.
<b>SpiraxSarco</b>	Por sus investigaciones en el campo de sistemas de vapor, y por permitir que todas las personas puedan acceder a ellas sin ninguna restricción. Gracias a sus investigaciones pude realizar mi investigación.

**Abuelos**

Rafael Meda y Carmen Abad. Por apoyarnos siempre a mis hermanas y a mí, por la educación que nos dieron desde niñas y por no haber dejado sola a mi mamá cuando más lo necesitaba. Gracias a su apoyo nosotras pudimos seguir estudiando.

**Felipe Meda y Nancy Meda**

Por sus buenos consejos, gracias a ellos pude creer más en mí misma y, por tanto, creer en que podría llegar a ser profesional.

## ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES .....	XI
LISTA DE SÍMBOLOS .....	XIX
GLOSARIO .....	XXI
RESUMEN .....	XXV
OBJETIVOS.....	XXVII
INTRODUCCIÓN.....	XXIX
1. GENERALIDADES .....	1
1.1. Descripción General de la empresa.....	1
1.2. Misión/Visión .....	1
1.3. Agua y vapor .....	2
1.4. Condensado de vapor .....	3
1.5. Presión de gauge y absoluta.....	3
1.6. Transferencia de calor.....	4
1.7. Calderas pirotubulares .....	7
1.8. Sistema de distribución de vapor.....	8
1.8.1. Principales accesorios de tubería .....	9
1.8.1.1. Válvulas de aislamiento .....	9
1.8.1.2. Válvulas de control.....	11
1.8.1.3. Válvulas de cheque.....	14
1.8.1.4. Válvulas de seguridad.....	15
1.8.1.5. Stainers .....	16
1.8.1.6. Filtros.....	17
1.8.1.7. Separadores.....	18
1.9. Sistema de retorno de condensado .....	19

1.9.1.	Trampas de vapor.....	19
1.9.2.	Recipiente de recuperación de vapor flash (recipiente de flash) .....	23
1.9.3.	Terminología de bombeo .....	25
1.9.4.	Bombas centrífugas de condensado eléctricas.....	26
1.9.5.	Bomba de condensada mecánica (desplazamiento positivo) .....	27
1.10.	Tanque de alimentación de agua.....	29
1.11.	Agua para la caldera .....	30
1.11.1.	Vapor de buena calidad .....	31
1.11.2.	Tratamiento externo de agua.....	33
2.	FASE DE INVESTIGACIÓN .....	35
2.1.	Cuarto de calderas.....	35
2.1.1.	Diseño actual del cuarto de calderas.....	35
2.1.1.1.	Calderas.....	36
2.1.1.2.	Tanque diario .....	39
2.1.1.3.	Tanques de mayor capacidad de combustible .....	40
2.1.1.4.	Tanque de agua de alimentación .....	40
2.1.1.5.	Sistema de bombeo de agua de alimentación .....	41
2.1.1.6.	Equipo de medición .....	42
2.2.	Sistema de distribución de vapor y retorno de condensado.....	44
2.2.1.	Línea principal del sistema de distribución de vapor .....	44
2.2.2.	Línea principal de sistema de retorno de condensados.....	46
2.2.3.	Cuarto de calderas.....	47

2.2.3.1.	Manifold de distribución .....	48
2.2.3.2.	Derivación de vapor a tanque diario y tanques de almacenamiento.....	49
2.2.4.	Planta de Snacks .....	50
2.2.4.1.	Tubería de vapor de planta de snacks	50
2.2.4.2.	Equipos .....	51
2.2.4.2.1.	Mezcladoras de agua .....	51
2.2.4.2.2.	Marmitas .....	57
2.2.4.2.3.	Calentador de agua .....	59
2.2.4.2.4.	Tanques de aceite .....	61
2.2.5.	Planta de cereales .....	61
2.2.5.1.	Tubería de vapor y accesorios de planta de cereales.....	62
2.2.5.2.	Equipos .....	62
2.2.5.2.1.	Intercambiadores de calor .....	62
2.2.5.2.2.	Calentadores de aire .....	65
2.2.5.2.3.	Ollas de cocción .....	66
2.2.5.2.4.	Acondicionadores .....	68
2.2.6.	Planta de atoles .....	69
2.2.6.1.	Tubería de vapor y accesorios de planta de atoles.....	70
2.2.6.2.	Equipos .....	70
2.2.6.2.1.	Extrusores.....	70
2.2.6.2.2.	Hornos .....	72
2.2.6.2.3.	Vaporizadores.....	75

2.2.6.2.4.	Ventilador.....	77
------------	-----------------	----

3.	FASE TÉCNICO PROFESIONAL .....	79
3.1.	Eficiencia de combustión .....	79
3.1.1.	Tubos vistos desde el lado de agua de la caldera.....	80
3.1.2.	Tubos vistos por el lado de humos .....	80
3.1.3.	Cálculo de pérdida de combustible.....	82
3.2.	Cálculo de producción de vapor teórica.....	83
3.2.1.	Cálculo de la producción de vapor considerando pérdida por mala transferencia de calor .....	84
3.3.	Cálculo de energía pérdida en purgas.....	85
3.3.1.	Análisis de la cantidad de sólidos disueltos medidos.....	86
3.3.2.	Cálculo de la cantidad de purga desechada actualmente y la requerida.....	87
3.3.3.	Cálculo del agua de alimentación de la caldera.....	88
3.3.4.	Cálculo de la energía requerida para llevar la temperatura del agua de alimentación a la temperatura de saturación a la presión de la caldera (105 psig) .....	89
3.3.5.	Cálculo de la energía necesaria para convertir el agua de alimentación en vapor.....	90
3.3.6.	Cálculo de la energía total para producir vapor.....	91
3.3.7.	Reducción de energía.....	91
3.3.8.	Resultados del cálculo de energía pérdida en purgas por mes .....	92

3.3.8.1.	Cálculo de energía pérdida en purgas según el promedio de TDS de los meses de septiembre, octubre, noviembre y diciembre .....	92
3.3.8.2.	Cálculo de energía pérdida en purgas según valores mínimos según los meses de septiembre, octubre, noviembre y diciembre .....	94
3.3.8.3.	Cálculo de energía pérdida en purgas según valores máximos según los meses de septiembre, octubre, noviembre y diciembre .....	95
3.4.	Cálculo del costo de vapor de la caldera .....	97
3.5.	Cálculo de la cantidad de energía aprovechable en el agua de purga .....	98
3.5.1.	Exceso de energía al liberarla al ambiente por purga .....	98
3.5.2.	Porcentaje de vapor flash .....	98
3.5.3.	Energía en agua que no se convierte en vapor flash .....	99
3.5.4.	Resultados del cálculo de energía pérdida en purgas por mes .....	100
3.6.	Cálculo por tubería de vapor no aislada .....	101
3.6.1.	Pérdida por tubería no aislada en planta de snacks .....	102
3.6.2.	Cálculo por tubería no aislada en tubería principal y planta de cereales .....	106

3.6.2.1.	Cálculo de energía pérdida por tubería no aislada en planta de atoles.....	106
3.6.2.2.	Cálculo de energía pérdida por tubería no aislada en línea principal de vapor .....	107
3.6.3.	Cálculo por tubería con aislamiento .....	108
3.6.3.1.	Se determina el espesor óptimo de aislamiento.....	108
3.6.3.2.	Se determina la pérdida de calor con aislamiento.....	112
3.6.3.3.	Cálculo de pérdida económica con tubería aislada para tubería en planta de snacks .....	113
3.6.3.4.	Cálculo de energía pérdida por tubería aislada en planta de atoles.....	113
3.6.3.5.	Cálculo de energía pérdida por tubería aislada en línea principal de vapor .....	114
3.6.3.6.	Diferencia económica entre una tubería no aislada y una aislada .....	115
3.7.	Pérdida de calor en tubería de condensados .....	116
3.7.1.	Tubería de condensados no aislada en Planta de cereales.....	116
3.7.2.	Cálculo de energía pérdida por tubería de condensado no aislada en planta de atoles .....	119
3.7.3.	Cálculo de energía pérdida por tubería de condensado aislada en planta de atoles .....	120

3.7.4.	Cálculo de energía pérdida por tubería de condensado aislada en planta de cereales .....	121
3.7.5.	Diferencia económica entre una tubería no aislada y una aislada.....	122
3.8.	Porcentaje de condensado recolectado.....	122
3.8.1.	Porcentaje de vapor flash producido por condensados.....	123
3.8.2.	Resultados del cálculo del condensado recuperado .....	124
3.9.	Calor liberado por tanque de alimentación no aislado.....	125
3.9.1.	Cálculo del coeficiente de transmisión de calor del tanque.....	125
3.9.2.	Cálculo del área del tanque .....	126
3.9.3.	Calor perdido en tanque de alimentación .....	126
3.10.	Factibilidad de la instalación de un nuevo regulador de presión.....	127
3.10.1.	Cálculo del vapor consumido para una presión de 10 psig.....	128
3.10.2.	Cálculo del vapor consumo para una presión de 100 psig.....	128
3.11.	Factibilidad de recuperación de condensados en ollas de cocción .....	129
3.11.1.	Consumo de vapor para preparación de mezcla en olla superior.....	130
3.11.2.	Pérdida de calor en los alrededores durante preparación de mezcla en olla superior.....	130
3.11.2.1.	Se calcula el área de la olla .....	131
3.11.2.2.	Se calcula el coeficiente de transmisión de calor .....	131

	3.11.2.3.	Cálculo de temperatura media.....	132
	3.11.2.4.	Cálculo de calor perdido .....	132
	3.11.3.	Pérdida de calor en los alrededores durante preparación de mezcla en olla inferior .....	133
3.12.		Estado de trampas .....	134
	3.12.1.	Inspección de trampas de vapor en cuarto de calderas.....	139
	3.12.2.	Inspección de trampas de vapor en planta de cereales.....	139
	3.12.3.	Inspección de trampas de vapor en planta de snacks .....	140
	3.12.4.	Inspección de trampas de vapor en planta de atoles.....	141
	3.12.5.	Cálculo de vapor perdido en trampas abiertas.....	142
3.13.		Análisis y propuesta para la mejora de la eficiencia en los sistemas de generación y distribución de vapor.....	145
	3.13.1.	Propuesta para la mejora de la eficiencia de la caldera .....	145
	3.13.1.1.	Mejora de la eficiencia de combustión.....	146
	3.13.1.2.	Operación de purga .....	146
	3.13.1.3.	Aprovechamiento de agua de purga .....	148
	3.13.1.4.	Propuesta para la mejora de la eficiencia del sistema de distribución de vapor .....	151
	3.13.1.5.	Factibilidad de un nuevo regulador de presión para la mejora de la eficiencia de marmitas .....	152

3.13.2.	Propuesta para la mejora de la eficiencia del sistema de retorno de condensado.....	154
3.13.2.1.	Aislamiento de tuberías de retorno de condensado.....	155
3.13.2.2.	Tanque de agua de alimentación no aislado.....	155
3.13.2.3.	Factibilidad de recuperación de condensados en ollas de línea 1 en planta 3 .....	156
3.13.2.4.	Pérdida por trampas de vapor fugando vapor .....	157
4.	FASE DOCENTE .....	159
4.1.	Necesidad de una forma de implementar capacitación.....	159
4.2.1.	Aprendizaje actual de operadores .....	160
4.3.	Formulación de propuesta .....	160
4.4.	Recursos necesarios para implementación de propuesta.....	161
4.4.1.	Recursos necesarios para elaboración de videos .....	161
4.4.2.	Recursos necesarios para elaboración de manuales.....	162
4.4.3.	Recursos necesarios para elaboración de una aplicación web.....	162
4.4.4.	Realización de manuales resumidos realizados .....	163
4.4.5.	Contenido de manuales .....	163
4.4.5.1.	Temas colocados en manuales .....	163
4.5.	Propuesta para realización de videos.....	166

4.6.	Propuesta para la creación de una plataforma para impartición del curso online.....	167
4.6.1.	Características generales que debe tener la página .....	167
4.6.2.	Opciones para la creación de una plataforma para la impartición de cursos online .....	167
CONCLUSIONES.....		169
RECOMENDACIONES .....		171
BIBLIOGRAFÍA.....		173
APÉNDICE .....		175
ANEXOS.....		177

## ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

### FIGURAS

1.	Diagrama temperatura vs volumen específico de agua-vapor.....	3
2.	Radiación, conducción y convección.....	6
3.	Pasos de una caldera .....	7
4.	Válvulas de seguridad.....	16
5.	Stainers .....	17
6.	Filtro.....	18
7.	Sistema de retorno de condensado.....	19
8.	Expansión líquida de trampa de vapor .....	21
9.	Trampa de flote.....	22
10.	Trampa de cubeta invertida .....	22
11.	Trampa termodinámica .....	23
12.	Tanque de vapor flash .....	24
13.	Disposición de bomba de condensados.....	26
14.	Unidad de recolección de condensada mecánica.....	27
15.	Unidad de recolección de condensada mecánica.....	28
16.	Tanque de alimentación de agua .....	30
17.	Proceso de desalcalinización .....	34
18.	Cuarto de calderas.....	36
19.	Caldera Cleaver Brooks.....	37
20.	Imagen de chimeneas en el interior del cuarto de calderas.....	38
21.	Imagen de chimeneas en el exterior del cuarto de calderas.....	38
22.	Tanque diario de combustible.....	39
23.	Tanque de alimentación de agua .....	41

24.	Disposición de bombas de alimentación de agua .....	42
25.	Medidor de flujo de combustible .....	43
26.	Contador de agua nueva para tanque de alimentación .....	43
27.	Equipo de análisis de gases de combustión .....	44
28.	Línea principal de vapor.....	45
29.	Salidas de vapor desde el manifold.....	45
30.	Tubería no aislada en planta de snacks.....	46
31.	Línea de retorno de condensados planta de cereales .....	47
32.	Trampeo en manifold de distribución.....	48
33.	Entrada de vapor a tanques de combustible .....	49
34.	Sistema de trampeo en tanque diario.....	50
35.	Entrada de vapor a marmita 1 .....	57
36.	Salida de condensados a marmita No.1 .....	58
37.	Entrada de vapor al calentador de agua .....	60
38.	Salida de condensados del calentador de agua.....	60
39.	Tanques de aceite .....	61
40.	Entrada de vapor al intercambiador de calor.....	63
41.	Bombeo de condensados .....	63
42.	Entrada de vapor al calentador de agua .....	64
43.	Entrada de vapor a calentadores de aire .....	65
44.	Entrada de vapor al calentador de agua .....	66
45.	Entrada de vapor a ollas de cocción.....	67
46.	Entrada de vapor al calentador de agua .....	67
47.	Entrada de vapor a Ollas de cocción 2 y 3.....	68
48.	Entrada de vapor a acondicionadores.....	69
49.	Manifold para proveer vapor a extrusores.....	70
50.	Tubería a extrusor 1.....	71
51.	Tubería a extrusor 2.....	72
52.	Vapor hacia hornos.....	73

53.	Tubería a horno 1 .....	74
54.	Tubería no aislada de hornos .....	74
55.	Entrada de vapor a vaporizador 1 .....	75
56.	Tubería hacia vaporizador 2 .....	76
57.	Tubería de condensado no aislado .....	77
58.	Entrada de vapor a ventilador.....	77
59.	Retorno de condensados de ventilador .....	78
60.	Tubos por lado de agua.....	80
61.	Tubos por lado de humos .....	81
62.	Residuo encontrado por lado de humos.....	81
63.	Espejo de caldera con hollín.....	82
64.	Variación de mediciones de TSD en septiembre respecto al valor de TSD requerido.....	86
65.	Uso de tabla V. para el cálculo de pérdidas por longitud de tubería.....	104
66.	Tabla de conductividades térmicas para fibra cerámica .....	109
67.	Gráfica de espesor equivalente .....	111
68.	Uso de tabla V. para el cálculo de pérdidas por longitud de tubería.....	117
69.	Trampa cerrada .....	135
70.	Trampa fugando.....	136
71.	Entrada de trampa obstruida .....	137
72.	Trampa funcionando correctamente.....	138
73.	Salida y entrada de trampa forradas con aislamiento .....	138
74.	Resultados de análisis de trampas en cuarto de calderas.....	139
75.	Resultados de análisis de trampas en planta de cereales .....	140
76.	Resultados de análisis de trampas en planta de snacks .....	141
77.	Resultados de análisis de trampas en planta de atoles .....	142
78.	Pérdida de flujo vs pérdida económica por una trampa .....	144

79.	Pérdida de flujo vs pérdida económica por ocho trampas .....	145
80.	Instalación de un tanque de vapor flash para agua de purga .....	150
81.	Instalación de un tanque de vapor flash e intercambiadores de calor para aprovechamiento de calor de agua de purga.....	150
82.	Entrada de vapor a la marmita .....	153
83.	Válvula que bloquea el paso de vapor a la marmita.....	154
84.	Ejemplo de operaciones manuales.....	165
85.	Ejemplo de mantenimiento y limpieza .....	166

## TABLAS

I.	Accesorios en tubería a mezcladora 1 .....	52
II.	Accesorios en tubería de condensado de mezcladora 1 .....	52
III.	Accesorios en tubería a mezcladora 2 .....	53
IV.	Accesorios en tubería de condensado de mezcladora 2 .....	53
V.	Accesorios en tubería a mezcladora 3 .....	54
VI.	Accesorios en tubería de condensado de mezcladora 3 .....	54
VII.	Accesorios en tubería a mezcladora 4 .....	55
VIII.	Accesorios en tubería de condensado de mezcladora 4 .....	55
IX.	Accesorios en tubería a mezcladora 5 .....	56
X.	Accesorios en tubería de condensado de mezcladora 5 .....	56
XI.	Accesorios en tubería de vapor a marmita 1 .....	57
XII.	Accesorios en tubería de condensado de marmita 1 .....	58
XIII.	Accesorios en tubería de vapor a marmita 2.....	59
XIV.	Accesorios en tubería de condensado de marmita 2.....	59
XV.	Toma de medidas de gases de combustión de la caldera.....	79
XVI.	Pérdida por grosor de película de hollín.....	82
XVII.	Pérdida por grosor de incrustación.....	83
XVIII.	Datos para cálculo de la producción de vapor de septiembre .....	84

XIX.	Cálculo de la producción de vapor en los meses de octubre, noviembre y diciembre.....	85
XX.	Datos de TSD medidos para consumo de vapor de septiembre .....	87
XXI.	Datos de TSD requeridos para consumo de vapor en septiembre. ....	88
XXII.	Cálculo promedio de TSD.....	92
XXIII.	Cálculo promedio de producción de vapor, purga actual y agua de alimentación .....	93
XXIV.	Energía necesaria para producir vapor .....	93
XXV.	Reducción de energía al usar purga automática.....	93
XXVI.	Cálculo del valor mínimo de TSD .....	94
XXVII.	Cálculo mínimo de producción de vapor, purga actual y agua de alimentación .....	94
XXVIII.	Cálculo de la energía necesaria para producir vapor .....	95
XXIX.	Reducción de energía al usar purga automática.....	95
XXX.	Cálculo del valor máximo de TSD .....	96
XXXI.	Cálculo máximo de producción de vapor, purga actual y agua de alimentación .....	96
XXXII.	Cálculo de energía necesaria para producir vapor .....	96
XXXIII.	Reducción de energía al tener un control adecuado de TSD .....	97
XXXIV.	Tasa de energía liberada al ambiente .....	100
XXXV.	Tasa de vapor flash liberado al ambiente .....	100
XXXVI.	Tasa de energía contenida en agua que no se convierte en vapor flash.....	101
XXXVII.	Pérdida por longitud de tubería no aislada.....	102
XXXVIII.	Datos para calcular la pérdida de calor por longitud de tubería .....	103
XXXIX.	Diámetro de tubería a diámetro nominal (DN) .....	105
XL.	Energía pérdida en tubería no aislada en planta de atoles.....	107
XLI.	Energía pérdida en tubería no aislada en línea principal	

	de vapor.....	108
XLII.	Valores para resistencia de superficie R (hr*ft <sup>2</sup> *°FBTU ).....	110
XLIII.	Energía pérdida en tubería aislada en planta de atoles.....	114
XLIV.	Energía pérdida en tubería aislada en línea principal de vapor.....	115
XLV.	Diferencia de costos entre una tubería aislada y una no aislada.....	116
XLVI.	Datos para calcular la pérdida de calor en tubería de condensado Planta de cereales .....	116
XLVII.	Diámetro de tubería a diámetro nominal (DN) .....	117
XLVIII.	Energía pérdida en tubería de condensado no aislada en planta de atoles.....	119
XLIX.	Energía pérdida en tubería de condensado no aislada en planta de atoles.....	120
L.	Energía pérdida en tubería de condensado no aislada en planta de cereales.....	121
LI.	Diferencia de costos entre una tubería aislada y una no aislada.....	122
LII.	Cálculo de condensado recuperado.....	124
LIII.	Cálculo de vapor flash liberado .....	124
LIV.	Tanque de alimentación .....	126
LV.	Datos para cálculo de calor en tanque de alimentación .....	127
LVI.	Datos para marmita operando a 10 psig .....	128
LVII.	Datos para marmita operando a 10 psig .....	129
LVIII.	Datos de olla superior .....	130
LIX.	Coeficientes de transmisión de valor para chaquetas de vapor .....	131
LX.	Datos para cálculo de calor a los alrededores en olla superior .....	132
LXI.	Datos para cálculo de calor a los alrededores en olla inferior .....	133
LXII.	Flujo de vapor a través de orificios que descargan a la atmosfera.....	143

LXIII.	Modelos de tanque de vapor flash .....	149
--------	--	-----



## LISTA DE SÍMBOLOS

<b>Símbolo</b>	<b>Significado</b>
<b>k</b>	Conductividad térmica de un material
<b>DN</b>	Diámetro nominal de tuberías
<b>NPS</b>	Diámetro nominal de tuberías con siglas en ingles
<b>CO<sub>2</sub></b>	Dióxido de carbono
<b>h<sub>f</sub></b>	Entalpía de líquido comprimido
<b>h<sub>fg</sub></b>	Entalpía de vaporización
<b>h<sub>g</sub></b>	Entalpía de vapor saturado
<b>x</b>	Espesor de una barrera
<b>gal</b>	Galón
<b>°C</b>	Grados Celsius
<b>°F</b>	Grados Fahrenheit
<b>Lb</b>	Libra
<b>m</b>	Metro
<b>CO</b>	Monóxido de carbono
<b>Ppm</b>	Partes por millón
<b>% EFF</b>	Porcentaje de eficiencia
<b>%EA</b>	Porcentaje de exceso de aire
<b>R</b>	Resistencia térmica de un material
<b>T-Air</b>	Temperatura del aire
<b>T-Stk</b>	Temperatura de los gases de chimenea
<b>ΔT</b>	Temperatura inicial menos temperatura final
<b>TSD</b>	Total de sólidos disueltos
<b>BTU</b>	Unidad de energía térmica inglesa

<b>Q</b>	Unidad monetaria quetzales guatemaltecos
<b>S</b>	Unidad de tiempo
<b>h</b>	Unidad de tiempo
<b>PSI</b>	Unidad de presión inglesa libras por pulgada cuadrada
<b>HP</b>	Unidad de potencia (caballos de fuerza)
<b>kW</b>	Unidad de potencia sistema Internacional de unidades

## GLOSARIO

<b>Aislante térmico</b>	Se trata de los materiales que presentan una elevada resistencia térmica: es decir, que se oponen al flujo de calor. Un material térmico, por lo tanto, se erige como una pared entre distintos medios, impidiendo que pase el calor para igualar las temperaturas, como sucede de modo natural.
<b>Calor latente</b>	El calor latente es la energía añadida o removida a una sustancia que no causa un cambio en la temperatura, pero si un cambio de estado.
<b>Calor sensible</b>	Con calor sensible nos referimos a la energía añadida o removida a una sustancia que corresponde sólo a un cambio de temperatura. Por ejemplo, cuando entra agua a una caldera y se calienta hasta su punto de ebullición, sin que ocurra la ebullición, se considera que ha tenido ganancia de calor sensible.
<b>Conductividad térmica</b>	Es una propiedad física que describe la capacidad de un material de transferir calor por conducción, esto es, por contacto directo y sin intercambio de materia. Es una magnitud intensiva que no depende de la cantidad de materia. La propiedad inversa es la resistividad térmica.

<b>Deareadores</b>	Los deareadores constan de un domo y un tanque en los cuales el oxígeno y el dióxido de carbono son eliminados del agua de alimentación.
<b>Dureza del agua</b>	Se denomina dureza del agua a la concentración de compuestos minerales que hay en una determinada cantidad de agua, en particular sales de magnesio y calcio. El agua denominada comúnmente como “dura” tiene una elevada concentración de dichas sales y el agua “blanda” las contiene en muy poca cantidad.
<b>Marmita</b>	Una marmita es una olla de metal cubierta con una tapa que queda totalmente ajustada. Se utiliza generalmente a nivel industrial para procesar alimentos nutritivos, mermeladas, jaleas, chocolate, dulces y confites, carnes, bocadillos, salsas, entre otros. Además, sirven en la industria química farmacéutica.
<b>Purga</b>	Purga continua o purga de superficie es la que remueve una cierta porción del agua de caldera en forma continua o periódica, con el objetivo de mantener la concentración de TDS dentro de los límites admisibles.
<b>Resistividad térmica</b>	La resistencia térmica es el recíproco de la conductancia térmica. Así como una resistencia eléctrica está asociada con la conducción de

electricidad, una resistencia térmica puede estar asociada con la conducción de calor.

### **TDS**

TDS son las siglas en inglés de *total dissolved solids* que significa total de sólidos disueltos, y representa la concentración total de sustancias disueltas en el agua. TDS se compone de sales inorgánicas, así como una pequeña cantidad de materia orgánica.

### **Vapor flash**

Cuando agua caliente presurizada, como el agua de caldera, es llevada a una presión menor su temperatura baja rápidamente hasta el punto de ebullición correspondiente a esa nueva presión. El exceso de calor sensible liberado por el cambio de presión es utilizado como calor latente, causando que parte de esta agua se evapore como vapor. Esta evaporación es cocida como vapor flash, y puede ser utilizado aun a baja presión.



## RESUMEN

Este proyecto comprende la realización de una serie de propuestas para mejorar la eficiencia del sistema de generación y distribución de vapor en la empresa Alimentos, S.A., para lograr este fin se inició con una investigación de todo el sistema empezando desde la caldera (en donde se genera el vapor), siguiendo por las plantas (donde se utiliza el vapor) hasta todo lo que comprende el sistema de retorno de condensado.

Mediante la investigación realizada se pudieron identificar las principales causas de pérdida de eficiencia. Se encontraron pérdidas de eficiencia en el sistema de combustión, en el sistema de purgado, en tuberías de vapor y condensado, trampas de vapor, entre otras. Para cada una de las pérdidas se realizaron propuestas para disminuir la pérdida actual demostrando por medio de cálculos los ahorros económicos que se tendrían si se implementaran las mejoras planteadas. Así mismo, se realizaron propuestas para el aprovechamiento de la energía que en determinados puntos se está perdiendo.

Lo anterior mencionado comprende la fase de investigación y técnico profesional. En cuanto a la fase docente, se realizó material de capacitación para una línea de una planta de la empresa, dicho material consiste en dos manuales operativos resumidos y enfocados en los conceptos básicos que un operario nuevo debe conocer, así mismo, se propuso una forma para poder llevar a cabo el proceso de capacitación.



## **OBJETIVOS**

### **General**

Realizar una serie de propuestas para la mejora de la eficiencia del sistema de generación y distribución de vapor.

### **Específicos**

1. Identificar los factores que están causando pérdidas de energía en sistema el de distribución, y sus consecuencias.
2. Determinar los costos de las pérdidas de eficiencia e identificar soluciones para las mismas.
3. Realizar una propuesta de capacitación para operarios en planta de snacks.



## INTRODUCCIÓN

El vapor de agua cuenta con propiedades que permiten que este sea utilizado para el aprovechamiento de la energía que es capaz de almacenar. Por ello es muy utilizado en las industrias, ya que puede ser empleado para un proceso de producción, como fuente de generación de energía o bien como un medio esterilizante (estos son solo algunos ejemplos de sus aplicaciones).

Este proyecto, se centrará en investigar y realizar una propuesta para la mejora de la eficiencia del sistema de generación de vapor en una industria de alimentos. Se estudiarán los lugares en donde se están teniendo pérdidas de energía, se calculará dicha pérdida y se realizará un análisis para determinar si es suficientemente alta para llevar a cabo una solución. Como medio para justificar una solución para disminuir las pérdidas, nos basaremos en que un buen control de pérdidas de energía puede significar un ahorro económico en la producción de vapor, debido a que la energía dada por el vapor está íntimamente ligada con el consumo de combustible y entre mayor sea el consumo de combustible, mayores serán las pérdidas económicas.



# 1. GENERALIDADES

## 1.1. Descripción General de la empresa

Alimentos, S.A. es una institución guatemalteca no gubernamental ubicada en el km. 15 de Carretera a El Salvador. Cuenta con más de 40 años de experiencia y liderazgo en la elaboración y distribución de productos alimenticios de la más alta calidad. Se caracteriza por su fácil disponibilidad de productos para sus distribuidores, esto, la ha llevado a diversificar sus líneas de productos y exhortado a exportar a otros países de Centroamérica, República Dominicana, y Estados Unidos.

Alimentos, S.A. cuenta con 4 valores que la identifican y con los que está comprometida a trabajar. Estos son; calidad, que la aplican al cumplir con los requerimientos del cliente de acuerdo con lo que se han comprometido y negociado con él; Integridad, obrando con rectitud, sin importar las circunstancias; excelencia en el servicio, comprometiéndose a superar las expectativas de los clientes mediante la mejora continua; eficiencia, comprendiendo la esencia de sus funciones, logrando el mayor beneficio y utilizando el menor número de recursos posible. <sup>1</sup>

## 1.2. Misión/Visión

“Alimentamos, hoy y siempre, bienestar y satisfacción; mediante innovación y mejora continua de nuestro productos y servicios. Creemos en la importancia

---

<sup>1</sup> Nuestra Empresa. *Central de Alimentos, S.A.* <https://www.centraldealimentos.com/>.

de brindar un excelente servicio al cliente, produciendo y comercializando alimentos de calidad y valor, que superen las expectativas de los consumidores. Confiamos el éxito y crecimiento, en el desarrollo de nuestro Recurso Humano, el apoyo a nuestras marcas y la incursión a nuevos mercados Invertimos para entregar a nuestros colaboradores, socios comerciales, accionistas y a la comunidad en general, excelentes beneficios.

“Ser la empresa líder en la comercialización de sistemas para operaciones logísticas, enfocadas en el área metropolitana con presencia adecuada en occidente, nororiente y sur del país”<sup>2</sup>

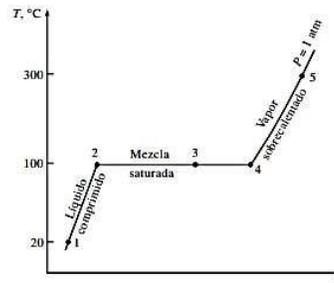
### **1.3. Agua y vapor**

El agua puede existir en estado sólido (hielo), líquido (agua), o gas (vapor). En este apartado se centra en su estado líquido y gaseoso. Si se agrega energía al agua, su temperatura crecerá hasta un valor al que ya no podrá existir sólo como líquido, a este valor le llamamos “temperatura de saturación”. En este punto se da una mezcla de agua y vapor, que se le conoce como vapor húmedo. Al vapor que se calienta arriba de la temperatura de saturación se le conoce como vapor sobrecalentado, este vapor es seco y no contiene gotas de agua como el vapor húmedo. Esto puede ejemplificarse mejor mediante la siguiente figura.

---

<sup>2</sup> Nuestra Empresa. *Central de Alimentos*, S.A. <https://www.centraldealimentos.com/>.

Figura 1. Diagrama temperatura vs volumen específico de agua-vapor



Fuente: CENGEL, Yunus. *Termodinámica segunda edición*. p. 115.

#### 1.4. Condensado de vapor

En el momento en que el vapor sale de la caldera, empieza a perder calor al entrar en contacto con superficies que estén a una menor temperatura, entonces el vapor empieza a condensarse a la misma temperatura. Este es el mismo proceso que sucede en la caldera, pero inverso. El vapor empieza a perder calor latente cuando se condensa. En un sistema de generación y distribución de vapor el condensado ocurre en las tuberías de vapor y en el equipo que utiliza vapor. La tasa de condensación está directamente relacionada con la tasa de absorción de calor del producto, y la tasa de pérdida de calor radiante y convectivo en la tubería.

#### 1.5. Presión de gauge y absoluta

La presión atmosférica al nivel del mar tiene un valor de 14,7 libras por pulgada cuadrada (psi) o 1 bar. La presión absoluta se define como la suma de la presión atmosférica y la presión gauge. Cuando se expresan valores de presión absoluta se debe usar psia, mientras que al referirnos a la presión gauge también

denominada presión manométrica se utiliza solo psi o psig. Se denomina vacío a cualquier presión debajo de la presión atmosférica. Por lo tanto, 0 psia es un vacío perfecto.<sup>3</sup>

## 1.6. Transferencia de calor

Existen tres métodos de transferencia de energía calorífica dada por la combustión de un combustible al agua, estos son: radiación, conducción y radiación.

- Radiación: Este tipo de transferencia no requiere de un medio, viaja como ondas de luz a través del vacío y a través del aire. El ejemplo más común de radiación es el calor que sentimos del sol. La indeseable transmisión de calor por radiación también puede ocurrir en cualquier superficie caliente de un sistema de vapor. La caldera por sí misma irradia energía calorífica, también, columnas de agua, tuberías de vapor, los tubos del agua de alimentación irradian calor, las superficies calientes de los tanques, las válvulas en el sistema de vapor, entre otros. Todas esas pérdidas de calor contribuyen a la carga de calorífica en el cuarto de calderas. Los aislantes reducen la temperatura de superficie y las pérdidas por radiación, por lo tanto, deberían ser empleados en cualquier lugar aplicable.<sup>4</sup>
- Conducción: Es la transferencia de calor desde una molécula caliente a una molécula fría por contacto. Algunos materiales transmiten mejor el calor, por ejemplo, los gases y el vapor son conductores pobres, los líquidos son mejores, y los metales son los mejores. Los materiales que

---

<sup>3</sup> MERRITT, Carey. *Steam formation, accumulation, and condensation.*, p 9-20.

son conductores pobres, como los asbestos y el silicato de calcio, son llamados aislantes. El calor viaja por los aislantes, pero a una tasa menor.<sup>4</sup>

La primera área donde se lleva a cabo la conducción en un sistema de generación de vapor es en el área del hogar de la caldera o damper. Pues además de la energía radiante transferida por la llama del quemador, los gases calientes conducen energía calorífica a través de moléculas que cuando entran en contacto con el metal del hogar de la caldera, su energía se transfiere rápidamente a través de paredes hasta el agua de la caldera o a las barreras de aislante. Debido a que la conducción en gases es baja, los gases que fluyen turbulentos por la caldera son deseables, para incrementar la probabilidad de que las moléculas de gas tengan contacto con las paredes metálicas del horno y de los tubos de la caldera. La conducción también se da entre el metal de las paredes del horno o de los tubos con las moléculas de la película de agua que tiene contacto con los mismos. Este tipo de transferencia es menor que la que se da en las paredes metálicas, por eso, es necesaria la convección para transferir calor a través del agua. A una mayor temperatura el agua formará burbujas, que al ser menos densas subirán hasta la superficie creando suficiente turbulencia para remover suficiente calor para prevenir que los metales de las paredes de la caldera se sobrecalientan.

$$k = \frac{Q * L}{A * \Delta T}$$

Q = Cantidad de calor transferido por unidad de tiempo (W)

A = área de las superficie (m<sup>2</sup>)

L = Espesor de la superficie conductora (m)

$\Delta T$  = Cambio de temperatura ( $T_{\text{interior}} - T_{\text{ambiente}}$ ) (°K)

---

<sup>4</sup> MERRITT, Carey. *Understanding Heat Transfer. PROCESS STEAM SYSTEMS.* p 23-37. I

$k =$  coeficiente de conductividad térmica  $(\frac{W}{m} \text{ } ^\circ K)$

- **Convección:** La transferencia de calor toma lugar por el movimiento del mismo material calentado. En un cuarto caliente, el aire caliente aumenta y el aire frío disminuye. En una caldera, el agua caliente aumenta y el agua fría decrece.

La ecuación para la transmisión de calor por convección es la siguiente:

$$Q = U * A * \Delta T$$

Donde:

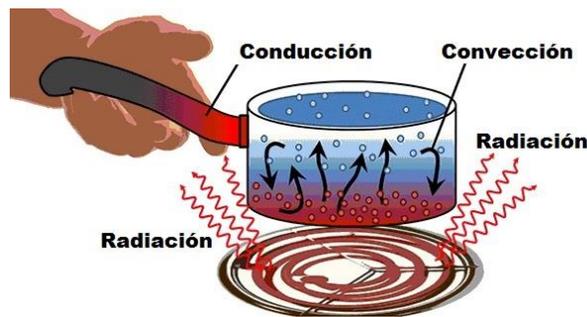
$Q =$  Cantidad de calor transferido por unidad de tiempo (W)

$A =$  área de las superficie ( $m^2$ )

$U =$  Coeficiente de transmisión de calor ( $W/m^2 \text{ } ^\circ C$ )

$\Delta T =$  Cambio de temperatura ( $T_{\text{interior d}} - T_{\text{ambiente}}$ )

Figura 2. **Radiación, conducción y convección**

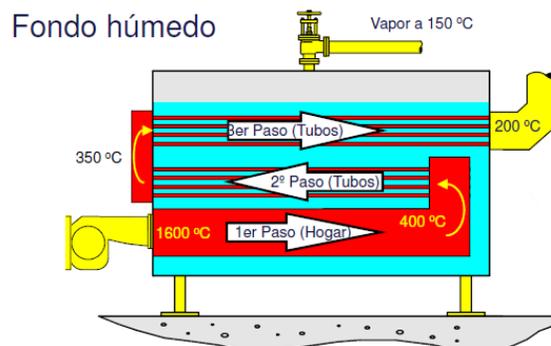


Fuente: Ejemplos.com. *Ejemplos de tipos de calderas.* <https://www.ejemplos.co/10-ejemplos-de-conduccion-conveccion-y-radiacion/>. Consulta: 11 de febrero de 2020.

## 1.7. Calderas pirotubulares

Las calderas de tubos de fuego son el tipo más usado en la industria y aplicaciones de comercio pesado. Son populares porque es más barata su construcción y su reparación es más barata que las de tubos de agua. Una caldera pirotubular es en la cual los gases calientes de la combustión pasan a través de los tubos de la caldera y el agua rodea estos tubos para absorber el calor. Estas, pueden tener de 1 hasta 4 pasos, entre mayor sea su número de pasos, mayor será su eficiencia. Existen muchas aplicaciones para calderas pirotubulares, algunas son: calefacción, esterilización, lavanderías, procesamiento de alimentos, cogeneración, reciclaje de calor, limpieza, extracción de petróleo y cualquier otro proceso que pueda requerir vapor o agua caliente. Una caldera pirotubular puede reaccionar muy rápidamente a los cambios de carga debido al hecho de que tiene un gran volumen de energía almacenada en forma de agua caliente y vapor.<sup>5</sup>

Figura 3. Pasos de una caldera



Fuente: Solo ejemplos.com. *Ejemplos de tipos de calderas.*

<https://www.soloejemplos.com/ejemplo-de-tipos-de-calderas/>. Consulta: 11 de febrero de 2020.

<sup>5</sup> SAUSELEIN, Theodore. *Boilers boiler operators exam.* p 15-45.

La caldera puede ser de retroceso seco (Dryback) esto significa que tiene una pared trasera que está forrada con material refractario, o puede ser de respaldo húmedo (Wetback) tiene una pared posterior que está cubierta por agua. Debido a este hecho, las calderas Wetback típicamente cuentan con mayores eficiencias que las calderas Dryback ya que el calor de la combustión va directamente al agua de calentamiento en lugar de al refractario.

La vida útil esperada de una caldera pirotubular es de 25 años o más, dependiendo de qué tan bien se mantenga la caldera. Muchas calderas pirotubulares actualmente en operación tienen más de 25 años y todavía producen vapor y agua caliente.

### **1.8. Sistema de distribución de vapor**

El sistema de distribución de vapor es la parte esencial que une al generador de vapor con el equipo que lo utiliza. Un sistema de distribución eficiente es esencial para suplir vapor con calidad y presión requerida, por eso, la instalación y el mantenimiento del sistema de distribución de vapor son importantes y deben tomarse en consideración en la etapa de diseño. Estos sistemas están comprendidos por la tubería de distribución, válvulas de control, acumuladores, filtros, y equipo de sensores. Cuando la válvula principal del sistema de distribución se abre, el vapor inmediatamente pasa de la caldera a través de las tuberías principales de vapor hasta cualquier punto a menor presión. Antes de que suceda el arranque, las líneas de tubería están frías, y el vapor al entrar en contacto con estas comienza a condensarse. En consecuencia, durante el arranque del sistema la tasa de condensado siempre estará al máximo y creará un pequeño vacío en la tubería. A esta tasa de condensado se le llama carga inicial. Durante las cargas iniciales, el condensado en la tubería fría dicta el flujo de vapor y puede alcanzar altas demandas de vapor. El condensado recolectado

es drenado desde varios puntos estratégicos en las líneas de vapor. Una vez que la tubería se ha calentado, el condensado en las líneas principales es mínimo, y la carga de condensado ocurre en el equipo que utiliza el vapor. El vapor transfiere su energía calorífica al equipo, y cuando este ya se ha calentado, transfiere calor al producto. Antes de que el dimensionamiento de tubería pueda ser realizado, se deben entender algunos fundamentos acerca de los tamaños de tubería.<sup>6</sup>

### **1.8.1. Principales accesorios de tubería**

A menudo, los accesorios de tubería se descuidan para ahorrar costos; pero los filtros, las válvulas de cierre, las válvulas de retención, los separadores, los vidrios calibradores y los rompedores de vacío tienen su parte en un sistema de vapor eficiente.

#### **1.8.1.1. Válvulas de aislamiento**

Las válvulas de aislamiento son un componente clave en cualquier sistema de distribución de fluidos, ya que se utilizan para detener el flujo del fluido en un área particular del sistema. A veces también se usan para controlar manualmente el flujo del fluido. La norma europea EN 736-1: 1995 distingue entre válvulas de aislamiento, regulación y control de la siguiente manera:

- Válvula de aislamiento: una válvula diseñada para usarse sólo en la posición cerrada o totalmente abierta.
- Válvula reguladora: una válvula diseñada para usarse en cualquier posición entre cerrada y completamente abierta.

---

<sup>6</sup> MERRITT, Carey. *The Steam Delivery System. process steam systems.*, p. 103-127.

- Válvula de control: un dispositivo de accionamiento eléctrico que cambia el caudal de fluido en un sistema de control de proceso.

Las válvulas de aislamiento se usan en una amplia variedad de aplicaciones diferentes donde se requiere control de tipo on / off, estas incluyen:

- Proceso de desvío
- Aislamiento de flujo para: facilitar el mantenimiento, permitir el retiro del equipo y permitir el cierre de la planta.

Las válvulas se clasifican comúnmente en dos grupos de acuerdo con el movimiento operativo del dispositivo de cierre (u obturador):

- Válvulas de movimiento lineal: el obturador se mueve en línea recta. En esta categoría se incluyen válvulas de compuerta, válvulas de globo, válvulas de diafragma y válvulas de presión. Estas válvulas están cubiertas en mayor profundidad dentro de este módulo.
- Válvulas de movimiento giratorio: el obturador gira alrededor de un eje en ángulo recto con respecto a la dirección del flujo. Las válvulas de bola y las válvulas de mariposa son las dos válvulas rotativas más importantes asociadas con las aplicaciones de vapor.<sup>7</sup>

---

<sup>7</sup> Isolation Valves - Linear Movement. *Spirax Sarco* <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/pipeline-ancillaries/isolation-valves---linear-movement>.

### 1.8.1.2. Válvulas de control

Las válvulas de control están divididas en dos categorías, control de presión y control de temperatura.

- Válvulas de control de presión: Estas válvulas controlan las líneas de presión para proteger al equipo que se encuentra aguas abajo de la sobre presurización. Por ejemplo, un intercambiador de calor diseñado para calentar un líquido procesado usando vapor a una presión máxima de 50 psig. Una válvula de control de presión se asegurará que la presión no exceda esos 50 psig sin importar la presión a la cual el vapor se haya producido. Por lo tanto, una válvula de presión es usada para mantener la presión del vapor debajo de la establecida como límite en un proceso o equipo. Algunos tipos de válvulas de control:
  - Válvula reductora de presión de acción directa y funcionamiento directo - tipo fuelle: Con este tipo de controlador de presión de acción automática, la presión aguas abajo (control) se equilibra (mediante un fuelle) contra la fuerza de un resorte.
  - Válvula reductora de presión de acción directa y operación automática - tipo de diafragma: Con este tipo de controlador de presión de acción automática, la presión aguas abajo (control) se equilibra (a través de un diafragma) contra una fuerza de resorte.
  - Válvula reductora de presión de acción automática accionada por piloto: Estas, tienen un diseño de acción automática más complejo y operan al detectar la presión aguas abajo a través de una válvula piloto, que a su vez opera la válvula principal. El efecto es una

banda proporcional muy estrecha, típicamente inferior a 200 kPa. Esto, junto con una baja histéresis, da como resultado un control muy apretado y repetible de la presión, incluso con caudales muy variables.

- Reducción de presión - neumática: Estos sistemas de control pueden incluir:
  - P + I + D funciona para mejorar la precisión en diferentes condiciones de carga.
  - Punto (s) de ajuste, que pueden ajustarse de forma remota.
- Reducción de presión – electroneumática: Estos sistemas de control pueden incluir:
  - P + I + D funciona para mejorar la precisión en diferentes condiciones de carga.
  - Punto (s) de ajuste que pueden ajustarse de forma remota, con la posibilidad de rampas entre puntos de ajuste.
- Reducción de presión – eléctrica: Estos sistemas de control pueden incluir:
  - P + I + D funciona para mejorar la precisión en diferentes condiciones de carga.

- Punto (s) de ajuste, que pueden ajustarse de forma remota.<sup>8</sup>
- Válvulas de control de temperatura: Los controles de temperatura se utilizan para limitar el flujo de vapor para mantener la temperatura del proceso o producto que es calentado con vapor. Estas, son varias razones para usar controles automáticos de temperatura para aplicaciones de vapor:
  - Para algunos procesos, es necesario controlar la temperatura del producto dentro de límites bastante cercanos para evitar que el producto o material procesado se estropee.
  - El vapor de los tanques en ebullición es una molestia que no solo produce condiciones ambientales desagradables, sino que también puede dañar la estructura del edificio. Los controles automáticos de temperatura pueden mantener los tanques calientes justo por debajo de la temperatura de ebullición.
  - Economía.
  - Calidad y consistencia de producción.
  - Ahorro de mano de obra.
  - Control de confort, para calefacción de espacios.
  - La seguridad.

---

<sup>8</sup> Pressure Control Applications. *Spirax Sarco*: <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/control-applications/pressure-control-applications#article-top>.

- Optimizar las tasas de producción en procesos industriales.

Algunos tipos de válvulas de control:

- Funcionamiento directo, control de temperatura de acción automática
- Control neumático de temperatura.
- Control de temperatura electroneumático
- Control de temperatura eléctrica<sup>9</sup>

### **1.8.1.3. Válvulas de cheque**

Las válvulas de cheque, o válvulas de retención, se instalan en sistemas de tuberías para permitir el flujo en una sola dirección. Se operan completamente por reacción al fluido de la línea y, por lo tanto, no requieren ningún accionamiento externo. Existen varias razones para usar válvulas de retención, que incluyen:

- Protección de cualquier elemento del equipo que pueda verse afectado por el flujo inverso, como medidores de flujo, filtros y válvulas de control.
- Para verificar las sobretensiones asociadas con las fuerzas hidráulicas, por ejemplo, golpe de ariete.<sup>10</sup>

---

<sup>9</sup> Spirax Sarco. *Temperature Control Applications*. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/control-applications/temperature-control-applications#article-top>.

<sup>10</sup> Spirax Sarco. *Check Valves*. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/pipeline-ancillaries/check-valves>.

#### 1.8.1.4. Válvulas de seguridad

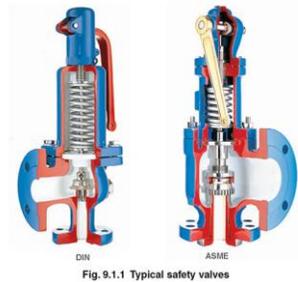
El principal tipo de dispositivo utilizado para evitar la sobrepresión en la planta es la válvula de seguridad o de alivio de seguridad. La válvula de seguridad funciona liberando un volumen de fluido del interior de la planta cuando se alcanza una presión máxima predeterminada, reduciendo así el exceso de presión de manera segura. Como la válvula de seguridad puede ser el único dispositivo restante para evitar fallas catastróficas en condiciones de sobrepresión, es importante que dicho dispositivo sea capaz de funcionar en todo momento y en todas las condiciones posibles. Las válvulas de seguridad deben instalarse donde sea probable que se exceda la presión de trabajo máxima permitida (MAWP) de un sistema o recipiente que contiene presión. En los sistemas de vapor, las válvulas de seguridad se usan típicamente para la protección contra sobrepresión de la caldera y otras aplicaciones, como los controles de reducción de presión aguas abajo.

Los términos "válvula de seguridad" y "válvula de alivio de seguridad" son términos genéricos para describir muchas variedades de dispositivos de alivio de presión que están diseñados para evitar la acumulación excesiva de presión de fluido interno. Hay disponible una amplia gama de válvulas diferentes para muchas aplicaciones y criterios de rendimiento diferentes.<sup>11</sup>

---

<sup>11</sup> Spirax Sarco. *Introduction to Safety Valves*. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/safety-valves/safety-valves>.

Figura 4. **Válvulas de seguridad**



Fuente: Spirax Sarco. *Introduction to safety valves*. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/safety-valves/safety-valves#article-top>. Consulta: 10 de febrero de 2020.

#### **1.8.1.5. Strainers**

A medida que el mercado se vuelve cada vez más competitivo, se ha puesto más énfasis en reducir el tiempo de inactividad y el mantenimiento de la planta. En los sistemas de vapor y condensado, el daño a la planta es causado frecuentemente por desechos de la tubería, tales como incrustaciones, óxido, compuestos de unión, metal de soldadura y otros sólidos, que pueden llegar al sistema de la tubería. Los filtros son dispositivos que detienen estos sólidos en el flujo de líquidos o gases, y protegen al equipo de sus efectos nocivos, reduciendo así el tiempo de inactividad y el mantenimiento. Se debe instalar un filtro aguas arriba de cada trampa de vapor, caudalímetro y válvula de control.

Los filtros pueden clasificarse en dos tipos principales según la configuración de su cuerpo; a saber, el tipo Y el tipo de cesta. Los ejemplos típicos de estos tipos de filtros se pueden ver en la siguiente figura.

Figura 5. **Strainers**

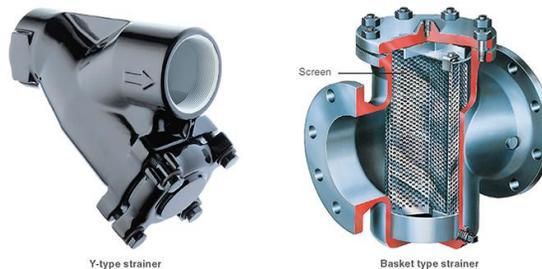


Fig. 12.4.1 Typical strainers

Fuente: Spirax Sarco. *Strainers*. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/pipeline-ancillaries/strainers#article-top>. Consulta: 10 de febrero de 2020.

#### 1.8.1.6. **Filtros**

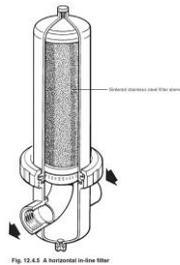
Si bien los filtros eliminan todas las partículas visibles en el vapor, a veces es necesario eliminar partículas más pequeñas, por ejemplo, en las siguientes aplicaciones:

- Cuando hay inyección directa de vapor en un proceso, lo que puede causar contaminación del producto. Ejemplo: en la industria alimentaria, y para la esterilización de equipos de proceso en la industria farmacéutica.
- Donde el vapor sucio puede causar el rechazo de un producto o lote de proceso debido a manchas o retención de partículas visibles. Ejemplo: esterilizadores y máquinas de papel / cartón.
- Donde se requiere una emisión mínima de partículas de los humidificadores de vapor. Ejemplo: humidificadores utilizados en un entorno "limpio".

Para la reducción del contenido de vapor de agua, asegurando un suministro seco y saturado.

En tales aplicaciones de "vapor limpio", los strainers no son adecuados y deben usarse filtros. Un filtro utilizado en un sistema de vapor consiste típicamente en un elemento de filtro de acero inoxidable sinterizado. El proceso de sinterización produce una estructura fina y porosa en el acero inoxidable, que elimina las partículas del fluido que lo atraviesa. Hay disponibles filtros capaces de eliminar partículas tan pequeñas como 1  $\mu\text{m}$ , que se ajustan a las necesidades de buenas prácticas del vapor culinario.

Figura 6. **Filtro**



Fuente: Spirax Sarco. *Strainers*. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/pipeline-ancillaries/strainers#article-top>. Consulta: 10 de febrero de 2020.

### 1.8.1.7. Separadores

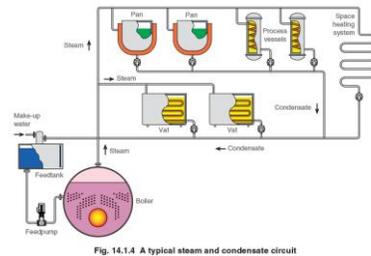
El vapor húmedo es vapor que contiene un grado de agua, y es una de las principales preocupaciones en cualquier sistema de vapor. Puede reducir la productividad de la planta y la calidad del producto, y puede causar daños a la mayoría de los artículos de planta y equipo. Si bien el drenaje y la captura cuidadosos pueden eliminar la mayor parte del agua, no tratará con las gotas de agua suspendidas en el vapor. Para eliminar estas gotas de agua suspendidas,

se instalan separadores en las tuberías de vapor. Algunos tipos de separadores se muestran en la siguiente figura:

## 1.9. Sistema de retorno de condensado

El condensado empieza a formarse tan pronto como sale de la caldera. La tubería, los manifold, y los equipos que usan vapor formarán condensado. Dicho condensado necesita ser colectado, descartado o bombeado de regreso al sistema de alimentación de la caldera. El condensado formado tanto en la tubería de distribución de vapor como en los equipos es un conveniente suministro de agua caliente para reutilizarlo en la caldera. Aunque es importante remover el condensado del espacio donde está el vapor, es un valioso producto y no se debe permitir que sea desechado.

Figura 7. Sistema de retorno de condensado



Fuente: Spirax Sarco. *Introduction to condensate Recovery*. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/condensate-recovery/introduction-to-condensate-recovery#article-top>.

Consulta: 15 de marzo de 2020.

### 1.9.1. Trampas de vapor

Una trampa de vapor literalmente "purga" el condensado (así como el aire y otros gases incondensables) fuera del sistema, permitiendo que el vapor llegue

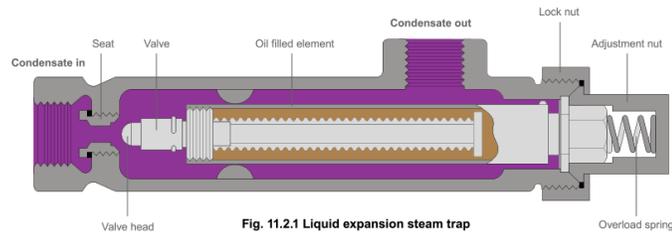
a su destino en un estado / condición lo más seco posible para realizar su tarea de manera eficiente y económica. La cantidad de condensado que debe tratar una trampa de vapor puede variar considerablemente.

Las presiones a las que pueden operar las trampas de vapor pueden ser desde vacío hasta más de cien bares. Para adaptarse a estas condiciones variadas, existen muchos tipos diferentes, cada una con sus propias ventajas y desventajas. La experiencia muestra que las trampas de vapor funcionan de manera más eficiente cuando sus características coinciden con las de la aplicación. Es imperativo que se seleccione la trampa correcta para llevar a cabo una función dada bajo determinadas condiciones. A primera vista, puede no parecer obvio cuáles son estas condiciones. Pueden implicar variaciones en la presión de operación, carga de calor o presión de condensado. Las trampas de vapor pueden estar sujetas a temperaturas extremas o incluso a golpes de ariete. Es posible que deban ser resistentes a la corrosión o la suciedad. Independientemente de las condiciones, la selección correcta de la trampa de vapor es importante para la eficiencia del sistema.

Tipos de trampa de vapor:

- Termostático (operado por cambios en la temperatura del fluido): la temperatura del vapor saturado está determinada por su presión. En el espacio de vapor, el vapor abandona su entalpía de evaporación (calor), produciendo condensado a la temperatura del vapor. Como resultado de cualquier pérdida de calor adicional, la temperatura del condensado caerá. Una trampa termostática pasará condensado cuando se detecte esta temperatura más baja. Cuando el vapor llega a la trampa, la temperatura aumenta y la trampa se cierra.

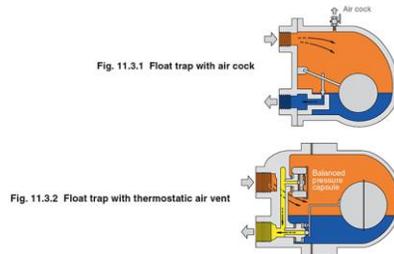
Figura 8. **Expansión liquidan de trampa de vapor**



Fuente: Spirax Sarco. *Introduction - why steam traps?* <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/steam-traps-and-steam-trapping/introduction---why-steam-traps>. Consulta: 15 de marzo de 2020.

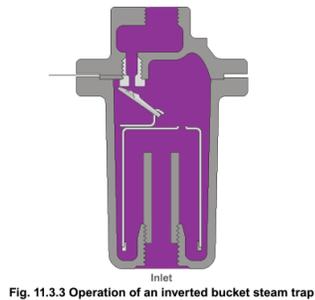
- Mecánico (operado por cambios en la densidad del fluido): esta gama de trampas de vapor funciona al detectar la diferencia de densidad entre vapor y condensado. Estas trampas de vapor incluyen "trampas de flotación de bola" y "trampas de cubeta invertida". En la "trampa de flotación de bola", la bola se eleva en presencia de condensado, abriendo una válvula que pasa el condensado más denso. Con la "trampa de cubeta invertida", la cubeta invertida flota cuando el vapor llega a la trampa y sube para cerrar la válvula. Ambos son esencialmente "mecánicos" en su método de operación.

Figura 9. **Trampa de flote**



Fuente: Spirax Sarco. *Introduction - why steam traps?* <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/steam-traps-and-steam-trapping/introduction---why-steam-traps>. Consulta: 15 de marzo de 2020.

Figura 10. **Trampa de cubeta invertida**



Fuente: Spirax Sarco. *Introduction - why steam traps?* <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/steam-traps-and-steam-trapping/introduction---why-steam-traps>. Consultado: 15 de marzo de 2020.

- Termodinámica (operada por cambios en la dinámica de fluidos): las trampas de vapor termodinámicas dependen en parte de la formación de

vapor instantáneo a partir del condensado. Este grupo incluye trampas de vapor 'termodinámicas', 'disco', 'impulso' y 'laberinto'.<sup>12</sup>

Figura 11. Trampa termodinámica

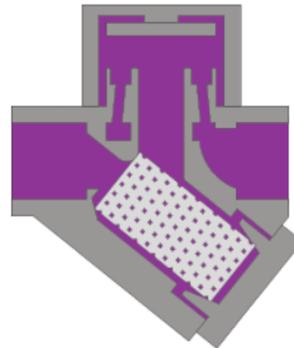


Fig. 11.4.1 Operation of a thermodynamic steam trap

Fuente: Spirax Sarco. *Introduction - why steam traps?* <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/steam-traps-and-steam-trapping/introduction---why-steam-traps>. Consulta: 15 de marzo de 2020.

### 1.9.2. Recipiente de recuperación de vapor flash (recipiente de flash)

Los recipientes flash se utilizan para separar el vapor flash con la Directiva Europea de Equipos a Presión 97/23 / EC.

Después de que el condensado y el vapor flash ingresan al recipiente, el condensado cae por gravedad a la base del mismo, desde donde es drenado, a través de una trampa de flote, generalmente a un receptor ventilado de donde

---

<sup>12</sup> Spirax Sarco. *Thermostatic steam traps*. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/steam-traps-and-steam-trapping/thermostatic-steam-traps>.

puede ser bombeado. El vapor instantáneo en el recipiente se canaliza desde la parte superior del recipiente a cualquier equipo de vapor de baja presión apropiado.

Figura 12. **Tanque de vapor flash**

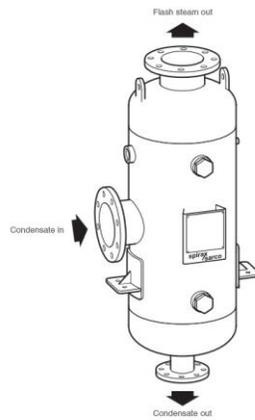


Fig. 14.6.3 A typical flash vessel constructed to European standards

Fuente: Spirax Sarco. *Flash steam*. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/condensate-recovery/flash-steam#article-top>. Consulta: 15 de marzo de 2020.

Para dimensionar un recipiente flash, se requiere la siguiente información:

- La presión de vapor antes de la (s) trampa (s) de vapor que abastece el recipiente.
- El caudal de condensado total en el recipiente instantáneo.
- La presión del vapor instantáneo en el recipiente instantáneo.

### **1.9.3. Terminología de bombeo**

El condensado generalmente se forma a una temperatura cercana a su punto de ebullición, lo que puede causar dificultades cuando se trata de una bomba centrífuga. Esto se debe a que las bombas centrífugas tienen un área de menor presión en el centro, u ojo, del impulsor. Esto produce el efecto de succión, que atrae el líquido hacia la bomba. Aunque la caída de presión es pequeña, si el condensado ya está muy cerca de su presión de vapor, una proporción del líquido se convertirá en vapor en forma de pequeñas burbujas.

A medida que las burbujas viajan a través de los pasajes del impulsor hacia su borde exterior, experimentan una presión creciente. En algún momento durante este viaje, se supera la presión de vapor y las burbujas de vapor implosionan con una fuerza considerable. Esto se denomina "cavitación" y las implosiones son ruidosas y destructivas. El ruido es similar al de la grava y las implosiones, con el tiempo, dañarán las partes internas de la bomba. Por esta razón, se recomienda que el condensado sea bombeado por bombas eléctricas específicamente construidas para la tarea, y que las temperaturas del condensado en los sistemas atmosféricos no excedan los 98 °C. Algunas bombas tendrán límites tan bajos como 94 °C o 96 °C, dependiendo del diseño de la bomba, la velocidad de rotación y la altura del receptor sobre la bomba.

Figura 13. **Disposición de bomba de condensados**

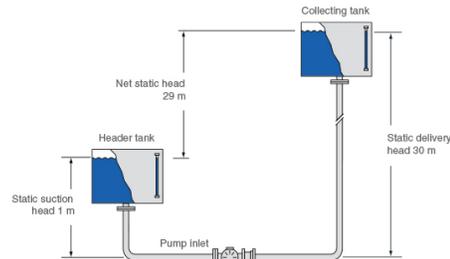


Fig. 14.4.3 Net static head for an electrical pump

Fuente: Spirax Sarco. *Pumping Condensate From Vented Receivers*.

<https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/condensate-recovery/pumping-condensate-from-vented-receivers#article-top>. Consulta: 15 de marzo de 2020.

#### 1.9.4. **Bombas centrífugas de condensado eléctricas**

El líquido que ingresa a la bomba se dirige al centro, u ojo, de los álabes del impulsor giratorio. El líquido entonces ganará velocidad a medida que viaja hacia el exterior del impulsor. La bomba eléctrica es adecuada para aplicaciones en las que es necesario transportar grandes volúmenes de líquido. Las bombas eléctricas generalmente están integradas en una unidad, a menudo denominada unidad de recuperación de condensado (CRU). Una CRU generalmente incluirá:

- Un receptor
- Un sistema de control operado por sondas o flotadores.
- Una o dos bombas.

Figura 14. **Unidad de recolección de condensada mecánica**

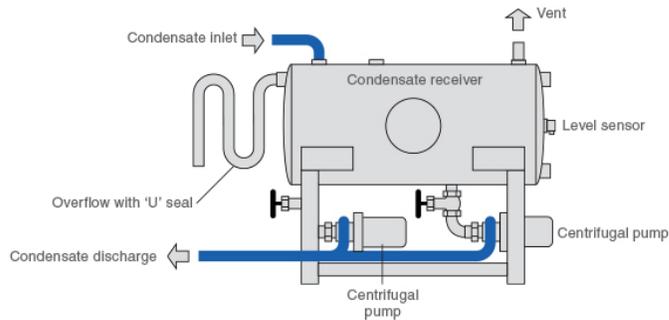


Fig. 14.4.6 A typical electrical condensate recovery unit (CRU)

Fuente: Spirax Sarco. *Pumping condensate from vented receivers.*

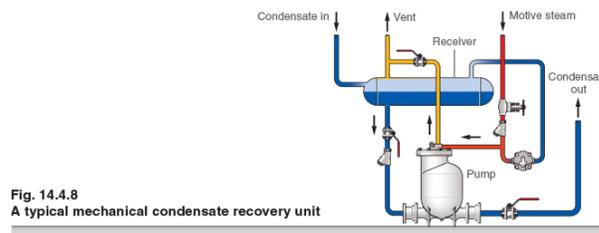
<https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/condensate-recovery/pumping-condensate-from-vented-receivers#article-top>. Consulta: 15 de marzo de 2020.

### 1.9.5. **Bomba de condensada mecánica (desplazamiento positivo)**

Una bomba mecánica consiste en una carcasa del cuerpo, dentro de la cual fluye el condensado por gravedad. El cuerpo contiene un mecanismo de flotación, que opera un conjunto de válvulas de cambio. Se permite que el condensado fluya hacia el cuerpo, lo que eleva el flotador. Cuando el flotador alcanza un cierto nivel, se activa una válvula de ventilación para cerrar, y una válvula de entrada para abrir, para permitir que entre vapor y presurice el cuerpo para expulsar el condensado. El nivel de condensado y el flotador caen a un punto preestablecido, en el cual la válvula de entrada de vapor se cierra y la válvula de ventilación se vuelve a abrir, permitiendo que el cuerpo de la bomba se vuelva a llenar con condensado.

Las válvulas de retención están instaladas en los puertos de entrada y descarga de la bomba para garantizar un flujo direccional correcto a través de la bomba.

Figura 15. **Unidad de recolección de condensada mecánica**



Fuente: Spirax Sarco. *Pumping condensate from vented receivers.*

<https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/condensate-recovery/pumping-condensate-from-vented-receivers#article-top>. Consulta: 15 de marzo de 2020.

En general, las bombas mecánicas manejan cantidades más pequeñas de condensado que las bombas eléctricas. Sin embargo, son particularmente valiosos en situaciones donde:

- Las altas temperaturas del condensado causarán cavitación en las bombas eléctricas.
- El condensado está en el vacío.
- El espacio de la sala de la planta es escaso.
- El bajo mantenimiento es un problema.

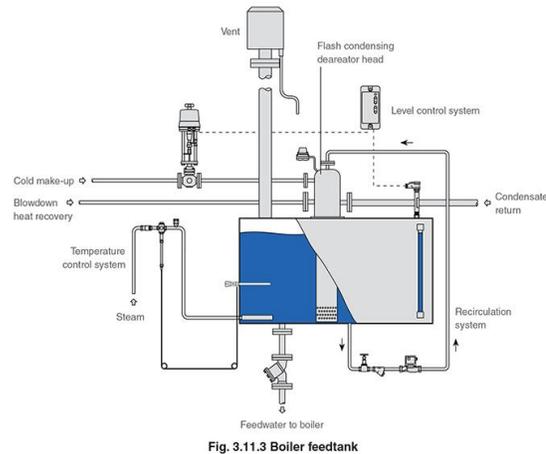
- El ambiente es peligroso, húmedo o mojado.
- Los suministros eléctricos no están a la mano.
- El condensado debe eliminarse de los elementos individuales de los equipos con temperatura controlada, que pueden estar sujetos a condiciones de pérdida.

### **1.10. Tanque de alimentación de agua**

El tanque de alimentación está diseñado principalmente para recolectar condensado y alimentar de agua a la caldera (mezcla de condensados con agua nueva). En cuanto a su tamaño, la práctica tradicional es tener un tanque de alimentación con capacidad suficiente para permitir una hora de vaporización a la máxima evaporación de la caldera. Para plantas más grandes, esto puede no ser práctico y una alternativa podría ser tener un tanque de alimentación de "pozo caliente" más pequeño con almacenamiento adicional de agua tratada en frío. También debe tener una capacidad suficiente por encima de su nivel normal de trabajo para acomodar cualquier aumento en la tasa de retorno de condensado. Una alta tasa de retorno de condensado puede ocurrir al inicio cuando el condensado que se encuentra en la planta y las tuberías se devuelven repentinamente al tanque.

Existen dos tipos de tanques: tanques abiertos a la atmósfera y los tanques presurizados. Estos pueden ser cilíndricos, tanto verticales como horizontales, o de forma rectangular (aunque estos son usados con mayor frecuencia en el Reino Unido).

Figura 16. **Tanque de alimentación de agua**



Fuente: Spirax Sarco. *The feedtank and feedwater conditioning.*

<https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/the-boiler-house/the-feedtank-and-feedwater-conditioning>. Consulta: 15 de marzo de 2020.

### 1.11. Agua para la caldera

Es necesario que la caldera funcione bajo los siguientes criterios:

- Libre de incrustaciones: si la dureza está presente en el agua de alimentación y no se controla químicamente, entonces se producirán incrustaciones en las superficies de transferencia de calor, reduciendo la transferencia de calor y la eficiencia, lo que hace necesaria una limpieza frecuente de la caldera. En casos extremos, pueden ocurrir puntos calientes locales, lo que lleva a daños mecánicos o incluso a la falla del tubo.

- Libre de corrosión y ataque químico: si el agua contiene gases disueltos, particularmente oxígeno, es probable que se produzca corrosión en las superficies de la caldera, tuberías y otros equipos.
- Si el valor de pH del agua es demasiado bajo, la solución ácida atacará las superficies metálicas. Si el valor de pH es demasiado alto y el agua es alcalina, pueden ocurrir otros problemas como la formación de espuma y producir arrastre.
- La fragilidad cáustica o el agrietamiento cáustico también deben evitarse para evitar la falla del metal. El agrietamiento y la fragilidad son causados por una concentración demasiado alta de hidróxido de sodio. Las calderas remachadas más antiguas son más susceptibles a este tipo de ataque; sin embargo, aún es necesario tener cuidado en las calderas soldadas modernas en los extremos del tubo.

#### **1.11.1. Vapor de buena calidad**

Si las impurezas en el agua de alimentación de la caldera no se tratan adecuadamente, puede producirse el arrastre del agua de la caldera al sistema de vapor. El arrastre puede ser causado por dos factores:

Cebado: esta es la expulsión de agua de la caldera al despegue de vapor y generalmente se debe a uno o más de los siguientes factores:

- Operar la caldera con un nivel de agua demasiado alto.
- Operando la caldera por debajo de su presión de diseño; esto aumenta el volumen y la velocidad del vapor liberado de la superficie del agua.

- Excesiva demanda de vapor.

Espuma: es la formación de espuma en el espacio entre la superficie del agua y la extracción de vapor. Cuanto mayor sea la cantidad de espuma, mayores serán los problemas que se experimentaran. Acciones correctivas contra el arrastre:

- Operación: la operación suave de la caldera es importante. Con una caldera funcionando bajo carga constante y dentro de sus parámetros de diseño, la cantidad de humedad arrastrada por el vapor puede ser inferior al 2 %.
- Control químico: se pueden agregar agentes antiespumantes al agua de la caldera. Estos operan rompiendo las burbujas de espuma. Sin embargo, estos agentes no son efectivos cuando se tratan espumas causadas por sólidos en suspensión.
- Control de TDS: se debe encontrar un equilibrio entre:
  - Un alto nivel de TDS con su correspondiente economía de operación.
  - Un bajo nivel de TDS que minimiza la formación de espuma.
- Seguridad: los peligros del sobrecalentamiento debido a la incrustación y la corrosión debida a los gases disueltos son fáciles de entender. En casos extremos, la formación de espuma, incrustaciones y lodos puede hacer que los controles del nivel de agua de la caldera detecten niveles inadecuados, creando un peligro para el personal y el proceso por igual.

### 1.11.2. Tratamiento externo de agua

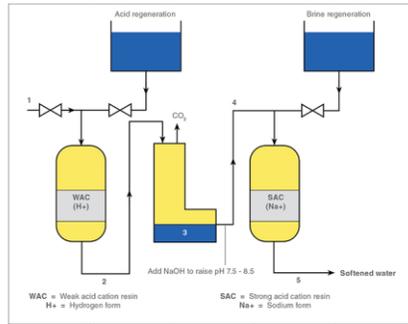
En general, se acepta que, cuando sea posible en las calderas de vapor, el tratamiento principal del agua de alimentación debe ser externo a la caldera. Los procesos externos de tratamiento de agua se pueden enumerar como:

- Osmosis inversa: un proceso en el que el agua pura es forzada a través de una membrana semipermeable que deja una solución concentrada de impurezas, que se rechaza para desperdiciar.
- Lima; Ablandamiento de cal / sosa: con el ablandamiento de cal, la cal hidratada (hidróxido de calcio) reacciona con bicarbonatos de calcio y magnesio para formar un lodo removible. Esto reduce la dureza alcalina (temporal). El ablandamiento de cal / sosa (ceniza de sosa) reduce la dureza no alcalina (permanente) por reacción química.
- Intercambio iónico: es, con mucho, el método de tratamiento de agua más utilizado para las calderas que producen vapor saturado. Este módulo se concentrará en los siguientes procesos por los cuales se trata el agua: intercambio de bases, desalcalinización y desmineralización.<sup>13</sup>

---

<sup>13</sup> Spirax Sarco. Water for the Boiler. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/the-boiler-house/water-for-the-boiler>.

Figura 17. **Proceso de desalcalización**



Fuente: Spirax Sarco. *Pumping condensate from vented receivers.*

<https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/the-boiler-house/water-for-the-boiler>.

Consulta: 15 de marzo de 2020.

## **2. FASE DE INVESTIGACIÓN**

### **2.1. Cuarto de calderas**

En este cuarto se lleva a cabo: la operación de la caldera, el control de la distribución de vapor, mantenimiento, recolección de condensados, tratamiento de agua de alimentación y el almacenamiento de combustible.

#### **2.1.1. Diseño actual del cuarto de calderas**

El cuarto de calderas cuenta con el siguiente equipo:

- Dos calderas de tubos de humos
- Un tanque diario
- Dos tanques de alta capacidad para almacenamiento de combustible
- Un tanque de alimentación de agua
- Tres bombas para alimentación de agua
- Equipo de medición
- Sistema de descarga de agua caliente (purga)
- Equipo para tratamiento de agua de alimentación

Figura 18. **Cuarto de calderas**

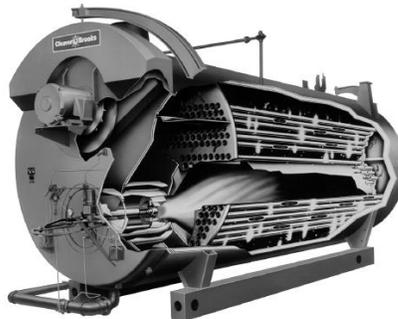


Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, cuarto de calderas.

#### **2.1.1.1. Calderas**

El estudio se realizará en torno a una caldera de humos horizontal de cuatro pasos modelo CB 655-500 (figura 19.). Esta caldera es utilizada actualmente para suplir la demanda de vapor de los equipos en las diferentes plantas. También se cuenta con otra caldera de humos horizontal de cuatro pasos, pero modelo CB 600-300, esta caldera es utilizada cuando la caldera CB 655-500 pasa por un periodo de mantenimiento o falla.

Figura 19. **Caldera Cleaver Brooks**



Fuente: Manual de Operación. *Servicio y Repuestos 15 – 800 Caballos Caldera Gas, Aceite o Combinación*. p.1.

Esta caldera debe operar a una presión de 105 psig para que el vapor llegue a la presión requerida a los equipos.

- Descarga de los gases de combustión:

Cada una de las calderas cuenta con su propia chimenea que permite la liberación de los gases de la combustión al ambiente (figura 20.). Cada chimenea cuenta con medidores de temperatura con el fin de llevar un mejor control de la combustión en el interior de la caldera. De acuerdo a mediciones realizadas cada 4 horas al día se tiene que en promedio la temperatura de los gases de combustión es de 195 °C.

Figura 20. **Imagen de chimeneas en el interior del cuarto de calderas**



Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, cuarto de calderas.

En la figura 21. se observa que las chimeneas cuentan con una altura lo suficientemente alta para no afectar las construcciones a los alrededores.

Figura 21. **Imagen de chimeneas en el exterior del cuarto de calderas**



Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, cuarto de calderas.

### 2.1.1.2. Tanque diario

Se cuenta con un tanque diario con capacidad de 283 galones utilizado para precalentar el combustible (figura 22.). El tanque cuenta con dos sistemas de precalentamiento de combustible, uno es por medio de resistencias eléctricas y el otro es por medio de vapor. El control de suministro de vapor y de corriente a las resistencias es automático y se realiza de acuerdo al cambio de temperatura del combustible adquirida por el combustible de entrada (relativamente frío) y de salida (caliente), así mismo el accionamiento de la bomba que permite el ingreso de combustible al tanque se realiza de forma automática de acuerdo a la demanda de la caldera.

Figura 22. Tanque diario de combustible



Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, cuarto de calderas.

Este tanque mantiene la temperatura del combustible en promedio a 65 °C a un nivel de 55 % de su capacidad. Se hace la observación que el condensado del vapor utilizado para calentar el combustible no se recolecta.

#### **2.1.1.3. Tanques de mayor capacidad de combustible**

La mayor cantidad de combustible se almacena en dos tanques de 5 000 galones los cuales son continuamente rellenos según el consumo de combustible. Con el fin de mantener una temperatura apropiada para el bombeo de combustible al cuarto de calderas se utiliza un serpentín cuyo paso de vapor se maneja manualmente según sea requerido. Se hace la observación que el condensado del vapor utilizado para calentar el combustible en estos tanques tampoco se recolecta.

#### **2.1.1.4. Tanque de agua de alimentación**

El tanque de alimentación de agua de las calderas tiene dos entradas de condensados y una de agua nueva. Este está construido de hierro negro y tiene una capacidad de 2 642 galones. Como se observa en la figura 23. es un tanque venteado a la atmósfera.

Figura 23. **Tanque de alimentación de agua**



Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, cuarto de calderas.

#### **2.1.1.5. Sistema de bombeo de agua de alimentación**

Se cuenta con 3 bombas, de las cuales una está destinada a impulsar agua hacia la caldera de 500 HP, y las otras dos se utilizan en la caldera de 300 HP siendo una de estas destinada para alimentar la caldera mientras que la otra se tiene en caso de fallas. Las 3 bombas tienen una capacidad de 7,5 HP.

Figura 24. **Disposición de bombas de alimentación de agua**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, cuarto de calderas.

En la figura 24. se muestra como están colocadas las bombas.

#### **2.1.1.6. Equipo de medición**

- Medición del consumo de combustible

La medida del consumo de combustible se realiza por medio de un medidor de flujo (figura 25.). Este realiza las mediciones en galones, por lo tanto, el control de combustible se lleva por galones por día.

Figura 25. **Medidor de flujo de combustible**



Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, cuarto de calderas.

- Medición del consumo de agua

El control de agua nueva (agua tratada) utilizada como agua de alimentación hacia la caldera se realiza por medio de un contador ubicado al lado del tanque de alimentación de agua (figura 26.). Todos los días un operario toma la medida de consumo de agua que se está teniendo. Este contador realiza sus mediciones en metros cúbicos teniendo en promedio un consumo de 37 metros cúbicos de agua nueva.

Figura 26. **Contador de agua nueva para tanque de alimentación**



Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, cuarto de calderas.

- Equipo de medición de gases de combustión

La empresa cuenta con un equipo de medición de gases de combustión de la marca BACHARACH, este medidor tiene la capacidad de medir porcentaje de oxígeno (%  $O_2$ ), porcentaje de eficiencia (% EFF,) porcentaje de dióxido de carbono (%  $CO_2$ ), porcentaje de exceso de aire (% EA), temperatura de los gases de combustión (T-Stk °C), temperatura del aire (T-Air °C).

Figura 27. **Equipo de análisis de gases de combustión**



Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, cuarto de calderas

## **2.2. Sistema de distribución de vapor y retorno de condensado**

Este sistema recorre todas las plantas hasta llegar al cuarto de calderas.

### **2.2.1. Línea principal del sistema de distribución de vapor**

La empresa cuenta con tres plantas que requieren el uso de vapor para la producción de alimentos. El transporte de dicho vapor desde la sala de calderas

hasta cada una de las plantas se hace por medio de la línea principal de vapor cuya tubería está fabricada con hierro negro de diámetro de 4" cédula 80 con aislamiento de fibra cerámica de espesor de 1" y están enchaquetadas en su mayor parte con de lámina galvaniza.

Figura 28. **Línea principal de vapor**



Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, cuarto de calderas

Se tienen dos líneas principales de distribución: una de ellas provee vapor a la planta de cereales y, la otra, tanto a la planta de snacks como a la de atoles.

Figura 29. **Salidas de vapor desde el manifold**



Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, cuarto de calderas

- Tramos de tubería principal no aislada

La tubería principal está completamente aislada a excepción de un tramo ubicado en la planta de snacks. En la figura 30. se muestra parte de este tramo.

Figura 30. **Tubería no aislada en planta de snacks**



Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, planta de producción.

### **2.2.2. Línea principal de sistema de retorno de condensados**

La tubería de retorno de condensados tiene un diámetro de 2" cédula 80. Esta tubería no está aislada en la mayor parte de su longitud, sin embargo, las partes que si están aisladas cuentan con un aislamiento de fibra cerámica de 1" y están enchaquetadas con lámina de acero inoxidable y algunas partes de con láminas de aluminio.

Figura 31. **Línea de retorno de condensados planta de cereales**



Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, planta de producción.

Existen dos líneas de retorno de condensados; una proveniente de la planta de cereales y otra de la planta de atoles. La mayor cantidad de condensados recolectados son provistos por la planta de atoles, ya que cuentan con hornos de alto consumo.

- **Tramos de tubería no aislada**

La tubería que lleva los condensados de la planta de cereales al tanque de alimentación de agua no está aislada en toda su longitud mientras que la tubería de condensados de la planta de atoles está mayormente aislada, en la figura 31. puede observarse un tramo de tubería que no está aislada.

### **2.2.3. Cuarto de calderas**

El cuarto de calderas es el punto de inicio para las líneas de distribución de vapor, pues aquí se produce por medio de las calderas, posteriormente de ser producido se dirige al manifold de distribución y luego a cada una de las plantas de producción. Así mismo, es el punto final las líneas de retorno de condensados,

pues como se mencionó, aquí se encuentra ubicado el tanque de alimentación de agua.

### **2.2.3.1. Manifold de distribución**

Se tiene un manifold de distribución con un diámetro de 6" y un aislamiento de fibra cerámica de espesor de 2" que está enchaquetado con lámina galvanizada. Este cuenta con dos entradas de vapor (una proveniente de la caldera de 500 y otra de la caldera de 300), dos salidas de vapor a las plantas de producción, y una derivación a los tanques de combustible. Dicha derivación se divide para transportar vapor al tanque diario y los tanques grandes de almacenamiento.

- Recuperación de condensados

En los extremos del manifold están instaladas dos trampas de cubeta invertida cuya finalidad es remover los condensados reposados en la parte inferior del manifold. La tubería hacia la línea de condensados si está aislada, sin embargo, estas no se encuentran funcionando y los condensados son raramente drenados.

Figura 32. **Trampeo en manifold de distribución**

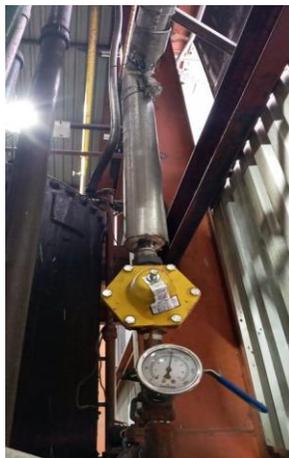


Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, cuarto de calderas.

### 2.2.3.2. Derivación de vapor a tanque diario y tanques de almacenamiento

Dicha derivación provee vapor a los tanques para mantener la temperatura del combustible a la temperatura requerida tanto para su bombeo como atomización. Como se observa en la figura 33. la tubería de vapor se encuentra parcialmente aislada, está tiene un diámetro de  $\frac{3}{4}$  cédula 80 y es de hierro negro.

Figura 33. **Entrada de vapor a tanques de combustible**



Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, cuarto de calderas.

- **Recuperación de condensados**

Se utiliza una trampa termodinámica seguida de un stainer con la finalidad de evitar la salida de vapor del tanque diario y de drenar el condensado provocado por el enfriamiento al calentar el combustible. La tubería de condensados no se encuentra aislada debido a que estos no son retornados al tanque de alimentación.

Figura 34. **Sistema de trampeo en tanque diario**



Fuente: elaboración propia, empresa de alimentos, cuarto de calderas.

#### **2.2.4. Planta de Snacks**

En esta planta se realizan los procesos de fritado y empaquetado de los diferentes tipos de snacks. El vapor en esta planta se utiliza en procesos de limpieza, calentamiento de agua, calentamiento de aceite y mantenimiento de la temperatura de aceite.

##### **2.2.4.1. Tubería de vapor de planta de snacks**

En general las derivaciones de tubería de vapor a los distintos equipos tienen un diámetro de  $\frac{3}{4}$ " cédula 80 y son de hierro negro.

- Accesorios

En general los accesorios instalados en las derivaciones se encuentran: codos, válvulas de bola, válvulas de globo, uniones universales, stainers, válvulas de cheque, válvulas reguladoras de presión y manómetros.

#### **2.2.4.2. Equipos**

Los equipos que utilizan vapor en esta planta son:

- 5 mezcladoras de agua y vapor
- Marmitas
- Calentadores de agua
- Tanques de aceite.

##### **2.2.4.2.1. Mezcladoras de agua**

Se cuenta con cinco mezcladoras de agua y vapor, éstas son utilizadas con fines de limpieza de diferentes equipos utilizados. Este equipo maneja presiones de 40 psi a 80 psi.

- Mezcladora 1

La derivación de tubería a esta mezcladora tiene una longitud de 9,2 m y no cuenta con ningún tipo de aislamiento.

A continuación, se muestra una tabla con el número de accesorios con los que cuenta esta rama.

Tabla I. **Accesorios en tubería a mezcladora 1**

Accesorio	Número
Codos	5
Uniones Universales	5
Tes	3
Válvula de bola	3
Stainer	1
Manómetro	2
Válvula reguladora de presión	1
Válvula de globo	1
Cheques	1

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

- Recuperación de condensados

Este equipo utiliza una trampa tipo termodinámica para evitar el paso de vapor vivo y drenar el condensado durante su uso. La tubería que conduce el condensado no se encuentra aislada y el condensado no es recuperado.

A continuación, se muestra una tabla con el número de accesorios con los que cuenta esta rama.

Tabla II. **Accesorios en tubería de condensado de mezcladora 1**

Accesorio	Número
Codos	1
Trampas	1

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

- Mezcladora No.2

La derivación de tubería a esta mezcladora tiene una longitud de 3,67 m y no está aislada. En la siguiente tabla se muestra una tabla con el número de accesorios con los que cuenta esta rama.

Tabla III. **Accesorios en tubería a mezcladora 2**

Accesorio	Número
Codos	8
Uniones Universales	3
Tes	2
Válvula de bola	2
Stainer	2
Manómetro	1
Válvula reguladora de presión	1
Cheques	1

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

- Recuperación de condensados

Este equipo utiliza una trampa tipo termodinámica para evitar el paso de vapor vivo y drenar el condensado durante su uso. La tubería que conduce el condensado no se encuentra aislada y el condensado no es recuperado. A continuación, se muestra una tabla con el número de accesorios con los que cuenta esta rama.

Tabla IV. **Accesorios en tubería de condensado de mezcladora 2**

Accesorio	Número
Codos	6
Válvula de bola	1
Trampas	1

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

- Mezcladora No.3

La derivación de tubería a esta mezcladora tiene una longitud de 2,4 m y no cuenta con ningún tipo de aislamiento. A continuación, se muestra una tabla con el número de accesorios con los que cuenta esta rama.

Tabla V. **Accesorios en tubería a mezcladora 3**

Accesorio	Número
Codos	4
Uniones Universales	1
Tes	2
Válvula de bola	1
Válvula reguladora de presión	1

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

- Recuperación de condensados

Este equipo utiliza una trampa tipo termodinámica para evitar el paso de vapor vivo y drenar el condensado durante su uso. La tubería que conduce el condensado no se encuentra aislada y el condensado no es recuperado. A continuación, se muestra una tabla con el número de accesorios con los que cuenta esta rama.

Tabla VI. **Accesorios en tubería de condensado de mezcladora 3**

Accesorio	Número
Codos	1
Uniones Universales	1
Válvula de bola	1
Trampas	1

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

- Mezcladora No.4

La derivación de tubería a esta mezcladora tiene una longitud de 6,3 m y no cuenta con ningún tipo de aislamiento. En la siguiente tabla se muestra una tabla con el número de accesorios con los que cuenta esta rama.

Tabla VII. **Accesorios en tubería a mezcladora 4**

Accesorio	Número
Codos	6
Válvula de bola	2

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

- Recuperación de condensados

Este equipo no utiliza ninguna trampa de vapor para evitar el paso de vapor vivo, además la tubería que conduce el condensado no se encuentra aislada y el condensado no es recuperado. A continuación, se muestra una tabla con el número de accesorios con los que cuenta esta rama.

Tabla VIII. **Accesorios en tubería de condensado de mezcladora 4**

Accesorio	Número
Codos	2
Uniones Universales	1
Válvula de bola	1
Trampas	1

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

- Mezcladora No.5

La derivación de tubería a esta mezcladora tiene una longitud de 19,47 m y no cuenta con ningún tipo de aislamiento. En la siguiente tabla se muestra una tabla con el número de accesorios con los que cuenta esta rama.

Tabla IX. **Accesorios en tubería a mezcladora 5**

Accesorio	Número
Codos	3
Uniones Universales	3
Tes	3
Válvula de bola	2
Stainer	1
Manómetro	2
Válvula reguladora de presión	1
Cheques	1

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

- Recuperación de condensados

Este equipo tiene dos salidas de condensados, una de estas salidas cuenta con una trampa de cubeta invertida mientras que la otra no cuenta con ninguna trampa sólo está provista con una válvula de bola. Ninguna de las dos tuberías que conducen el condensado se encuentra aislada y el condensado no es recuperado. A continuación, se muestra una tabla con el número de accesorios con los que cuenta esta rama.

Tabla X. **Accesorios en tubería de condensado de mezcladora 5**

Accesorio	Número
Codos	2
Válvula de bola	1
Trampas	1

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

### 2.2.4.2.2. Marmitas

Se cuenta con dos marmitas que se utilizan para calentar aceite. Éstas no deberían manejar presiones mayores de 10 psi para poder aprovechar mejor el calor dado por el vapor.

- Marmita 1

La derivación de vapor a esta marmita tiene una longitud de 5,78 m y no está aislada.

Figura 35. **Entrada de vapor a marmita 1**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

Tabla XI. **Accesorios en tubería de vapor a marmita 1**

Accesorio	Número
Codos	5
Tes	2
Válvula de bola	1
Válvula de globo	1

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

- Recuperación de condensados

La salida de condensados de este equipo cuenta con una trampa termodinámica pero también tiene otra salida en donde no cuenta con trampa y por la cual se permite el paso de vapor (figura 36.) El condensado no es recuperado en este equipo y la tubería no está aislada.

Figura 36. **Salida de condensados a marmita No.1**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

Tabla XII. **Accesorios en tubería de condensado de marmita 1**

Accesorio	Número
Codos	6
Válvula de bola	1
Trampas	1

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

- Marmita No.2

La derivación de vapor a esta marmita tiene una longitud de 11,17 m y no está aislada.

Tabla XIII. **Accesorios en tubería de vapor a marmita 2**

Accesorio	Número
Codos	5
Uniones Universales	5
Tes	3
Válvula de bola	3
Stainer	1
Manómetro	2
Válvula reguladora de presión	1
Válvula de globo	1
Cheques	1

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

○ Recuperación de condensados

La salida de condensados de este equipo no cuenta con trampas sólo con una salida de condensados por la cual al no contar con trampa también permite la salida de vapor. El condensado no es recuperado en este equipo y la tubería no está aislada.

Tabla XIV. **Accesorios en tubería de condensado de marmita 2**

Accesorio	Número
Codos	5
Uniones Universales	1

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

### 2.2.4.2.3. Calentador de agua

Se utiliza como portador de energía calorífica en un intercambiador de calor utilizado para calentar agua. La derivación tiene una longitud de 4 m y no cuenta con aislamiento.

Figura 37. **Entrada de vapor al calentador de agua**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- **Recuperación de condensados**

Se tiene una trampa termodinámica en la salida de condensados. El condensado recuperado se utiliza para ser circulado en tubos que calientan tuberías de aceite.

Figura 38. **Salida de condensados del calentador de agua**

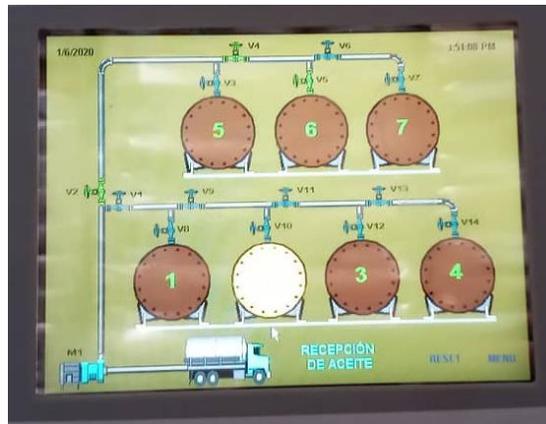


Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

#### 2.2.4.2.4. Tanques de aceite

El aceite se debe mantener a temperaturas altas para que sea más efectivo cuando se trabaje. Por eso se cuentan con cinco tanques de aceite que utilizan vapor para mantenerse a una temperatura adecuada para su utilización.

Figura 39. Tanques de aceite



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- Recuperación de condensados

El condensado no es recuperado.

#### 2.2.5. Planta de cereales

En esta planta se lleva a cabo la producción y empaquetamiento de cereales. El vapor en esta planta se utiliza para calentamiento de agua, preparación de mezclas, calentamiento de aire y en acondicionadores.

### **2.2.5.1. Tubería de vapor y accesorios de planta de cereales**

Desde la tubería principal se tiene una derivación con una tubería de 2" cédula 80 y aislante de lana mineral enchaquetada con lámina de aluminio, está conduce el vapor a través de la planta. Desde está tubería se deriva vapor a los diferentes equipos mediante tubería de hierro negro de  $\frac{3}{4}$ " cédula 80.

### **2.2.5.2. Equipos**

Los equipos que utilizan vapor en esta planta son: intercambiadores de calor, calentadores de aire, ollas de cocción y acondicionadores.

#### **2.2.5.2.1. Intercambiadores de calor**

Se cuenta con dos intercambiadores de calor en esta planta, ambos son utilizados para calentar agua.

- Intercambiador de calor No.1

Este intercambiador de calor se utiliza para calentar agua que es utilizada con fines de limpieza. Toda la tubería que lleva vapor a este equipo se encuentra aislada.

Figura 40. **Entrada de vapor al intercambiador de calor**



Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

- Recuperación de condensados

Los condensados son recuperados y bombeados a la tubería principal de retorno de condensados. Toda la tubería se encuentra aislada.

Figura 41. **Bombeo de condensados**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- Intercambiador de calor No.2

Este intercambiador de calor se utiliza para calentar agua que es utilizada para transportarla en pequeños tubos que ayudan a mantener la temperatura alta en tubería de aceite. Toda la tubería que lleva vapor a este equipo se encuentra aislada.

Figura 42. **Entrada de vapor al calentador de agua**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- Recuperación de condensados

Se utiliza una trampa termodinámica que evita la salida de vapor, sin embargo, los condensados no son recuperados y por tanto la tubería de condensados no está aislada.

### 2.2.5.2.2. Calentadores de aire

Por medio de una batería se calienta aire que se utiliza para los procesos de producción. La tubería que lleva vapor a los calentadores también está aislada en su totalidad.

Figura 43. **Entrada de vapor a calentadores de aire**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

Como se observa en la figura, la entrada de vapor está provista de una válvula de bola, un stainer, una válvula de corte, un regulador de presión y un manómetro. Todo esto no está aislado.

- Recuperación de condensados

Los condensados son recuperados y bombeados a la tubería principal de retorno de condensados. Toda la tubería se encuentra aislada. Como se observa en la figura 44., se utiliza una trampa de cubeta invertida para recuperar los condensados.

Figura 44. **Entrada de vapor al calentador de agua**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

### **2.2.5.2.3. Ollas de cocción**

Se cuenta con 6 ollas de cocción, estas, utilizan vapor con la finalidad de cocinar la cobertura de varios cereales. Las derivaciones de vapor a las ollas de cocción están aisladas.

- Ollas de cocción No. 1

Estas ollas son de menor capacidad y son las menos utilizadas en esta planta.

Figura 45. **Entrada de vapor a ollas de cocción**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

En la entrada de vapor se cuenta con una válvula de bola, un stainer, un regulador de presión un manómetro y una válvula de corte.

- Recuperación de condensados

Los condensados en dos de estas ollas son liberados por medio de trampas termodinámicas, estos condensados no son recuperados. Las tuberías por medio de las cuales se liberan no están aisladas.

Figura 46. **Entrada de vapor al calentador de agua**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- Ollas de cocción No. 2 y No.3

Estas ollas tienen la misma capacidad y son más utilizadas que las ollas de cocción No.1. Con respecto a la entrada de vapor cuentan con una válvula de compuerta, una válvula reguladora, un manómetro, y una válvula de corte figura 47.

Figura 47. **Entrada de vapor a Ollas de cocción 2 y 3**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

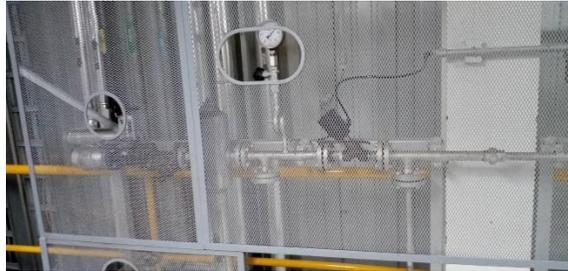
- Recuperación de condensados

Los condensados en dos de estas ollas son liberados por medio de trampas, estos son recuperados y bombeados a la línea de retorno de condensados.

#### **2.2.5.2.4. Acondicionadores**

Se cuenta con 3 acondicionadores, este tipo de equipo utiliza vapor para cocinar el producto. La tubería utilizada para transportar el vapor a este equipo está aislada.

Figura 48. **Entrada de vapor a acondicionadores**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

La entrada de vapor cuenta con válvulas de compuerta, stainers, válvulas de cheque, separadores, manómetros, válvulas de corte, y reguladores de presión. Al no estar aislada esta parte se cuenta con una malla para evitar que operarios puedan sufrir quemaduras con el equipo.

- Recuperación de condensados

En este equipo no se produce condensado por lo que no hay equipo de retorno de condensados. Solo se utilizan trampas en las estaciones reguladoras de presión.

### **2.2.6. Planta de atoles**

En esta planta se lleva a cabo la producción y empaquetamiento de atoles. El vapor en esta planta se utiliza para procesos de extruido, de horneado, y de cocción de hojuelas.

### **2.2.6.1. Tubería de vapor y accesorios de planta de atoles**

Las derivaciones de vapor hacia los equipos son de tubería de hierro negro con diámetro  $\frac{3}{4}$ " cédula 80.

### **2.2.6.2. Equipos**

Los equipos que utilizan vapor en esta planta son: un ventilador, extrusores, hornos, vaporizadores y hojueladores.

#### **2.2.6.2.1. Extrusores**

Se tienen dos extrusores cuyas derivaciones de tubería provienen de un pequeño manifold que cuenta con una sola entrada de vapor. Este tiene tres salidas de las cuales una se dirige hacia el extrusor 2. y dos de ellas al extrusor 1.

**Figura 49. Manifold para proveer vapor a extrusores**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- Extrusor 1

Como se observa en la figura 50. la tubería está en su mayoría aislada. Esta tubería tiene un diámetro de 2" cédula 80 de hierro negro.

Figura 50. **Tubería a extrusor 1**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- Recuperación de condensados

En este equipo si se recuperan los condensados. Estos salen por medio de una tubería de 3/4 "cédula 80 de hierro negro. La tubería no está aislada y tiene una longitud de 7,14 m.

- Extrusor 2

La tubería se encuentra aislada, tiene un diámetro de 2" cédula 80 y es de hierro negro. La tubería cuenta con dos derivaciones que se dirigen hacia el extrusor 2.

Figura 51. **Tubería a extrusor 2**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- Recuperación de condensados

Este equipo no recupera sus condensados.

#### **2.2.6.2.2. Hornos**

Se cuenta con 2 hornos que funcionan con vapor. El vapor se deriva desde un manifold con una entrada de vapor y tres salidas. Dos de estas salidas se dirigen a cada uno de los hornos, y la otra transporta vapor hacia los vaporizadores y a los extrusores. Las derivaciones de tubería de vapor desde el manifold hacia los hornos están aisladas y tienen un diámetro de 4 cédula 80 de hierro negro. Desde la tubería de 4 se derivan 3 ramas de tubería de 2" para alimentar de vapor los hornos.

Figura 52. **Vapor hacia hornos**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

Los condensados de los hornos se recuperan en su totalidad siendo este equipo el que genera la mayor cantidad de condensados que se utilizan como agua de alimentación para la caldera.

- Horno No.1

La tubería de vapor que se dirige a este está completamente aislada. En la figura 53. se observan las diferentes derivaciones de vapor que se dirigen al horno 1 y horno 2.

Figura 53. **Tubería a horno 1**

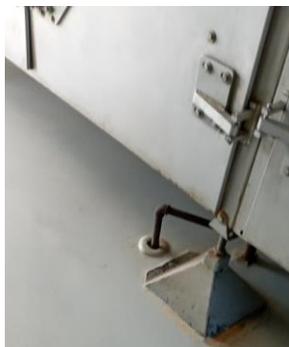


Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- Recuperación de condensados

Los condensados de este si son recuperados. Estos se conducen por medio de tubería de  $\frac{3}{4}$  "cédula 80 de longitud 8,4 m y por tubería de 2" cédula 80 igualmente no aislada de longitud 11,9 m.

Figura 54. **Tubería no aislada de hornos**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- Horno 2

La tubería de vapor que se dirige a este está completamente aislada. En la figura 53. se observan las diferentes derivaciones de vapor que se dirigen al horno 2.

- Recuperación de condensados

Los condensados de este si son recuperados. Estos se conducen por medio de tubería de  $\frac{3}{4}$  "cédula 80 de longitud de 5,7 m.

### 2.2.6.2.3. Vaporizadores

Estos utilizan el vapor con la finalidad de cocinar los productos. Se cuenta con dos vaporizadores.

- Vaporizador 1

Este es el más utilizado de la línea. La tubería de entrada de vapor cuenta con un tramo no aislado de 0,6 m de longitud la tubería es de 4" cedula 80.

Figura 55. **Entrada de vapor a vaporizador 1**



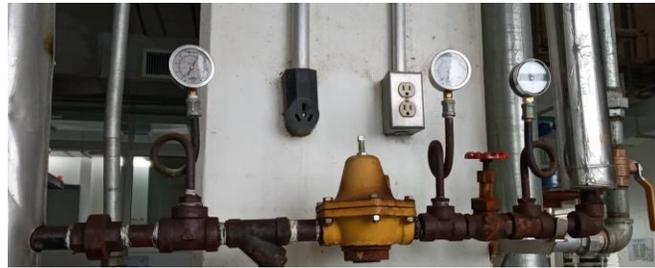
Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- Recuperación de condensados

El equipo tiene dos salidas de condensados, una de estas se conecta con la tubería del vaporizador 2, mientras que la otra se drena mediante el trapeo que se tiene en su entrada de vapor. La tubería no se encuentra aislada. Estos se recuperan.

- Vaporizador 2

Figura 56. **Tubería hacia vaporizador 2**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- Recuperación de condensados

El equipo tiene dos salidas de condensados, una de estas se conecta con la tubería del vaporizador 1, mientras que la otra se drena mediante el trapeo que se tiene en su entrada de vapor. La tubería no se encuentra aislada. Estos si se recuperan. Tiene una longitud de 16,7 m.

Figura 57. **Tubería de condensado no aislado**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- Longitud de tubería en común  
La longitud es de 6,93 m.

#### **2.2.6.2.4. Ventilador**

Este dispositivo se encarga de calentar el aire de la planta con propósito de mejorar la eficiencia de determinados procesos. En la figura 58. se muestra la entrada de vapor al ventilador. La tubería de entrada de vapor no se encuentra aislada, tiene una longitud de 1,16 m, tiene un diámetro de 2" cédula 80.

Figura 58. **Entrada de vapor a ventilador**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- Recuperación de condensados

Los condensados de los hornos se recuperan en su totalidad por medio de una tubería de 2" de longitud de 0,78 m. La tubería no se encuentra totalmente aislada.

Figura 59. **Retorno de condensados de ventilador**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

### 3. FASE TÉCNICO PROFESIONAL

En este capítulo, se describen los criterios adoptados para la formulación de una propuesta de mejora a la eficiencia del sistema de generación y distribución de vapor en Alimentos, S.A en base a las pérdidas económicas actuales. Dichas pérdidas involucran el calor perdido en purgas, tubería no aislada, condensados no recolectados, tanques no aislados, trampas fugando, y mala operación en calderas

#### 3.1. Eficiencia de combustión

Se realizó una serie de mediciones a los gases de combustión de la caldera de 500 HP. En la siguiente tabla se muestra un promedio de esta serie de mediciones.

Tabla XV. Toma de medidas de gases de combustión de la caldera

No.	Porcentaje de oxígeno (O <sub>2</sub> )	Eficiencia de combustión (%)	Porcentaje de dióxido de carbono	Porcentaje de exceso de aire (%)	Temperatura de escape de los gases (°C)	Temperatura del aire(°C)
1	8,6	86,3	9,7	65,9	186	29,4

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Word.

Se determinó que la eficiencia de combustión de la caldera en promedio es de 86,3 %, este valor concuerda con los valores típicos de eficiencia de combustión en calderas pirotubulares. Sin embargo, existen otros factores que influyen en la eficiencia de una caldera, tales como las pérdidas por convección y radiación.

En la tabla ubicada en el anexo 6 se muestran las pérdidas por radiación y convección. Para 500 una caldera de 500 bhp se tiene una pérdida por radiación y convección del 1,8, por lo tanto:

$$\text{Eficiencia} = 86,3 \% - 1,8 \% = 84,5 \%$$

### **3.1.1. Tubos vistos desde el lado de agua de la caldera**

Los tubos por el lado de agua no presentan incrustaciones significativas, aunque sí tiene un color rojizo causado por oxidación.

Figura 60. **Tubos por lado de agua**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, cuarto de calderas.

### **3.1.2. Tubos vistos por el lado de humos**

En el interior de los tubos (donde pasan los humos) si se encontró una significativa presencia de hollín, también se podía percibir costras duras de combustible adherido a las paredes del tubo.

Figura 61. **Tubos por lado de humos**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, cuarto de calderas.

Además, durante el mantenimiento se sacaron de los tubos residuos como el de la figura 62., los cuales reducen considerablemente la eficiencia de la caldera.

Figura 62. **Residuo encontrado por lado de humos**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, cuarto de calderas.

El espejo de la caldera mostraba una capa uniforme de hollín, indicando una combustión rica en combustible.

Figura 63. **Espejo de caldera con hollín**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, cuarto de calderas.

### 3.1.3. **Cálculo de pérdida de combustible**

Considerando la condición en la cual se encontraba el interior de la caldera se utiliza la siguiente tabla para calcular la pérdida por combustible por mala transferencia de calor.

Tabla XVI. **Pérdida por grosor de película de hollín**

Lado de humos	Pérdida
1/64"	2 %
1/32"	4 %
1/8"	8 %

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Word.

Tabla XVII. **Pérdida por grosor de incrustación**

Lado de agua	Pérdida
1/64"	1 %
1/32"	2 %
3/64"	3 %
1/16"	4 %

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Word.

Considerando solo las pérdidas por el lado de humos se encuentra una pérdida del 8 %.

### 3.2. Cálculo de producción de vapor teórica

Se calcula la producción de vapor de la caldera con base en el consumo diario de aceite n. °6, temperatura del agua de alimentación y presión de la caldera. Para ello se utiliza la siguiente ecuación:

Ecuación I. Producción de vapor

$$\text{Producción de vapor} = \frac{\text{Consumo de combustible} * PC_{\text{combustible}} * Ef_{\text{caldera}}}{hg_{\text{caldera}} - hf_{\text{alimentación}}}$$

Donde,

Consumo de combustible = Consumo de aceite n. ° 6 medido en  $\left(\frac{\text{gal}}{\text{día}}\right)$

$PC_{\text{combustible}}$  = Poder calorífico del aceite n. ° 6 medido en  $\left(\frac{\text{BTU}}{\text{gal}_{\text{bunker}}}\right)$

$Ef_{\text{caldera}}$  = Eficiencia de combustión de la caldera (%)

$hg_{\text{caldera}}$  = entalpía del agua dentro de la caldera a 105 psig  $\left(\frac{\text{BTU}}{\text{lb}}\right)$

$$hf_{\text{alimentación}} = \text{entalpía del agua de alimentación} \left( \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right)$$

Con fines ilustrativos se sustituyen los valores obtenidos en el mes de septiembre (tabla XVIII.) en la ecuación 1.

Tabla XVIII. **Datos para cálculo de la producción de vapor de septiembre**

Mes	hf de agua de alimentación (BTU/lb)	hg de agua dentro de caldera (BTU/lb)	Poder calorífico del bunker (BTU/gal)	Eficiencia de combustión (%)	Consumo de bunker (gal/día)
Septiembre	144	751	150 000	0,845	839,29

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

Sustituyendo valores se tiene,

$$\text{Producción de vapor en septiembre} = \frac{839,29 \frac{\text{gal}_{\text{bunker}}}{\text{día}} * 150\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{gal}_{\text{bunker}}} * 0,845}{751 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} - 144 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}} =$$

$$175\,111,7 \frac{\text{lb}_{\text{vapor}}}{\text{día}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 7\,296,32 \frac{\text{lb}_{\text{vapor}}}{\text{h}}$$

### 3.2.1. Cálculo de la producción de vapor considerando pérdida por mala transferencia de calor

Se realizará el mismo cálculo para el consumo de septiembre, pero con el combustible perdido por mala transferencia de calor.

$$\text{Producción de vapor en septiembre (8 \% pérdida)} = \frac{839,29 \frac{\text{gal}_{\text{bunker}}}{\text{día}} * 150\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{gal}_{\text{bunker}}} * 0,845}{(751 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} - 144 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}) * 0,845} =$$

$$207\,232,78 \frac{\text{lb}_{\text{vapor}}}{\text{día}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 8\,634,7 \frac{\text{lb}_{\text{vapor}}}{\text{h}} * 0,08 = 690,76 \frac{\text{lb}_{\text{vapor}}}{\text{h}}$$

Este mismo cálculo se realizó para los datos referentes a los meses de octubre, noviembre y diciembre (tabla XIX.)

**Tabla XIX. Cálculo de la producción de vapor en los meses de octubre, noviembre y diciembre**

Mes	Producción de vapor con eficiencia de 84,5 % (lb/h)	Producción de vapor con una mejora del 2 % de eficiencia (86,5 %) (lb/h)	Costo de diferencia de vapor con 86,5 %-84,5 %(Q)	Producción de vapor con pérdida de combustible (lb/h)	Costo de vapor de la pérdida de combustible (Q)
Septiembre	6 735,07	7 469,015	248,68	583,71	840,54
Octubre	7 824,1	8 676,73	288,89	678,09	976,45
Noviembre	7 742,33	8 586,04	285,87	671,00	966,24
Diciembre	8 722,47	9 672,99	322,06	755,95	1 088,56

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

### 3.3. Cálculo de energía pérdida en purgas

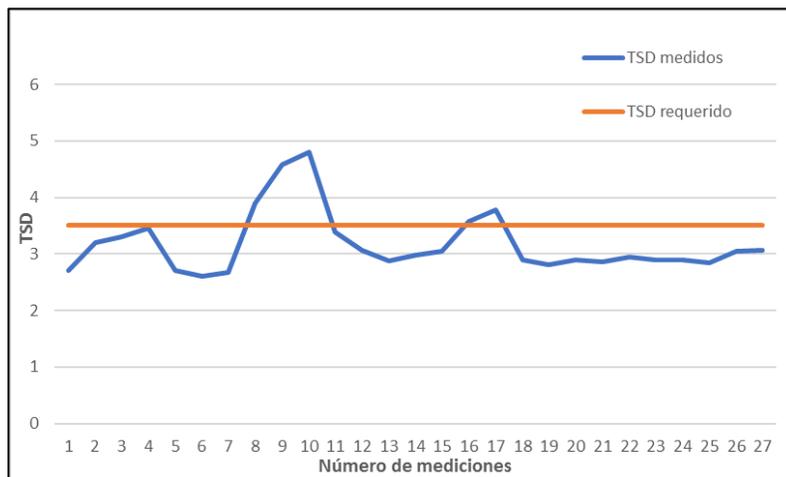
Por medio del análisis del TSD medidos a la caldera se estudiará la factibilidad de la instalación de un control de purga automático recordando que la cantidad de purga que se debe realizar se basa en la cantidad de TSD del agua dentro de la caldera. Se observará si las mediciones realizadas en los meses de septiembre, octubre, noviembre y diciembre de TSD están cercanas o alejadas del valor requerido y se calculará una estimación de la cantidad de energía que se está perdiendo si los valores de TSD medidos están muy alejados de los requeridos.

Los cálculos se realizan con base en el valor promedio, mínimo y máximo de TSD medidos de los meses anteriormente mencionados con el fin de encontrar los valores de energía que se podrían estar perdiendo. En los siguientes apartados (de forma ilustrativa) los cálculos se realizarán para el mes de septiembre. Para los meses de octubre, noviembre y diciembre sólo se presentarán los resultados mediante tablas.

### 3.3.1. Análisis de la cantidad de sólidos disueltos medidos

En la Gráfica I. se puede observar cómo varían las mediciones de TSD de septiembre (curva azul) respecto a la línea recta que representa el valor requerido de TSD.

Figura 64. Variación de mediciones de TSD en septiembre respecto al valor de TSD requerido



Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

La mayoría de valores están por debajo del valor requerido, aunque si existen valores que sobrepasan este valor. En una buena operación de purga de fondo de la caldera no deberían existir valores que sobrepasen el valor máximo requerido de TSD. El cálculo de pérdida de energía se realizará en base al valor promedio, mínimo y máximo de las mediciones tomadas por mes con el fin de encontrar datos más significativos.

### 3.3.2. Cálculo de la cantidad de purga desechada actualmente y la requerida

El primer paso para el cálculo de la energía perdida por purgado es la determinación de la tasa de agua de purga que se desecha. Esto se realiza por medio de la siguiente ecuación:

Ecuación II. Tasa de purga

$$\text{Tasa de purga} = \frac{\text{Limite inferior permisible de TSD}}{\text{TSD del agua de caldera} - \text{Limite inferior permisible de TSD}} * (\text{producción de vapor}) \frac{\text{lb}_{\text{vapor}}}{\text{h}}$$

Utilizando los datos de la tabla XX. correspondientes al mes de septiembre se tiene.

Tabla XX. Datos de TSD medidos para consumo de vapor de septiembre

Mes	Límite inferior TSD (ppm)	Promedio de TSD en el agua de caldera (ppm)	Producción de vapor (lb/h)
Septiembre	300	3 177,77	7 296,32

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

$$\text{Purga promedio de septiembre} = \frac{300}{3\,177,77 - 300} * 7\,296,32 \frac{\text{lb}_{\text{vapor}}}{\text{h}} = 760,62 \frac{\text{lb}_{\text{vapor}}}{\text{h}}$$

- El segundo paso es el cálculo de la tasa de purga requerida, para ello, sólo es necesario cambiar el promedio de TSD del agua de caldera por el límite máximo requerido de TSD dentro de la caldera. Sustituyendo los datos de la tabla XXI. se tiene:

**Tabla XXI. Datos de TSD requeridos para consumo de vapor en septiembre**

Mes	Límite inferior TSD (ppm)	Límite superior TSD requerido (ppm)	Producción de vapor (lb/h)
Septiembre	300	3 500	7 296,32

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

$$\text{Tasa de purga según límite máximo de TSD} = \frac{300}{3\,500 - 300} * 7\,296,32 \frac{\text{lb}_{\text{vapor}}}{\text{h}} = 684,03 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

Esta es aproximadamente la tasa de purgado que se debió tener el mes de septiembre para un mejor control de TSD.

### **3.3.3. Cálculo del agua de alimentación de la caldera**

Para determinar el agua de alimentación total de la caldera es necesario tomar en cuenta la cantidad de vapor producido y sumarle el agua de purga, anteriormente calculada, esto se hace por medio de la ecuación III.

### Ecuación III. Agua de alimentación

Tasa de agua de alimentación = Vapor producido + purga

- A continuación, se calcula el de agua de alimentación utilizada en el mes de septiembre:

$$\text{Tasa de agua de alimentación de septiembre} = (7\,296,32 + 760,62) \frac{\text{lb}}{\text{h}} = 8\,056,94 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

- También se calcula el flujo de agua de alimentación utilizada en el mes de septiembre para la cantidad de purga calculada con el límite máximo de TSD requerido:

$$\text{Tasa de agua de alimentación según límite máximo de TSD} = (7\,296,32 + 684,03) \frac{\text{lb}}{\text{h}} = 7\,980,35 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

#### 3.3.4. Cálculo de la energía requerida para llevar la temperatura del agua de alimentación a la temperatura de saturación a la presión de la caldera (105 psig)

- A esta le llamaremos Energía n.º 1, se realiza este cálculo para el agua de alimentación calculada para los valores de septiembre sustituyéndolos como se muestra en la siguiente ecuación, en donde se multiplica el flujo de agua de alimentación ( $8\,056,94 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$ ) por la resta de la entalpía del agua de alimentación a  $80\text{ °C}$   $h_f = 143,80 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$  con la entalpía del agua a la presión de la caldera  $105\text{ psig}$   $h_f = 312,13 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$  :

$$\begin{aligned} \text{Energía n.º 1 para promedio de agua de alimentación} &= \\ &= 8\,056,94 \frac{\text{lb}}{\text{h}} (312,133 - 143,809) \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} * \frac{1\text{ h}}{3\,600\text{ s}} \end{aligned}$$

$$= 376,716 \frac{\text{BTU}}{\text{s}}$$

- El cálculo de la Energía n.º 1 para el valor calculado de agua de alimentación según límite máximo de TSD se muestra en la siguiente ecuación en donde se multiplica el del agua de alimentación  $7\,980,35 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$ , por la resta de la entalpía del agua de alimentación a  $80\text{ °C}$   $h_f = 143,80 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$  por la entalpía del agua a la presión de la caldera  $105\text{ psig}$   $h_f = 312,13 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$ .

$$\begin{aligned} \text{Energía n.º1 para límite máximo de TSD} &= 7\,980,35 \frac{\text{lb}}{\text{h}} (143,80 - 312,13) \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} * \frac{1\text{ h}}{3\,600\text{ s}} \\ &= 373,13 \frac{\text{BTU}}{\text{s}} \end{aligned}$$

### 3.3.5. Cálculo de la energía necesaria para convertir el agua de alimentación en vapor

- A esta le llamaremos Energía n.º 2, para los datos de septiembre esta se calcula por medio de la siguiente ecuación en donde se multiplica el vapor producido  $7\,296,32 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$ , por la entalpía de vaporización del agua a la presión de la caldera  $105\text{ psig}$  ( $h_g = 751,31 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$ ):

$$\begin{aligned} \text{Energía n.º2 para promedio de vapor producido} &= 7\,296,32 \frac{\text{lb}}{\text{h}} (751,31) \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} * \frac{1\text{ h}}{3\,600\text{ s}} \\ &= 1\,522,72 \frac{\text{BTU}}{\text{s}} \end{aligned}$$

- Para los valores del límite máximo de TSD igualmente se multiplica el vapor producido  $7\,296,32 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$ , por la entalpía del agua a la presión de la caldera  $105\text{ psig}$   $h_g = 751,31 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$ :

$$\text{Energía n.º2 para límite máximo de TSD} = 7\,296,32 \frac{\text{lb}}{\text{h}} (751,307) \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} * \frac{1\text{ h}}{3\,600\text{ s}} = 1\,522,72 \frac{\text{BTU}}{\text{s}}$$

### 3.3.6. Cálculo de la energía total para producir vapor

Para calcular la necesaria energía para producir vapor se suma la energía para convertir el agua de alimentación en vapor (Energía n.º 2) y la energía requerida para llevar la temperatura del agua de alimentación a la temperatura de saturación de la presión de la caldera (Energía n.º 1) calculadas anteriormente.

- La energía total necesaria para producir vapor para los datos medidos en septiembre fue:

$$\text{Energía promedio para producir vapor en septiembre} = 376,72 + 1\,522,72 = 1\,899,43 \frac{\text{BTU}}{\text{s}}$$

- La energía total necesaria para producir vapor para los datos medidos en septiembre fue:

$$\text{Energía requerida según consumo de vapor en septiembre} = 373,13 + 1\,522,72 = 1\,895,85 \frac{\text{BTU}}{\text{s}}$$

### 3.3.7. Reducción de energía

Se calcula la reducción de energía por medio de la resta de la energía promedio para producir vapor según los datos calculados con los valores medidos en septiembre y la energía requerida según el límite máximo de TSD.

$$\text{Reducción de energía} = 1\,899,43 \frac{\text{BTU}}{\text{s}} - 1\,895,85 \frac{\text{BTU}}{\text{s}} = 3,30 \frac{\text{BTU}}{\text{s}}$$

$$\text{Reducción del costo} = \frac{3,30 \frac{\text{BTU}}{\text{s}}}{1\,899,43 \frac{\text{BTU}}{\text{s}}} * 100 = 0,19 \%$$

### **3.3.8. Resultados del cálculo de energía pérdida en purgas por mes**

Aquí se presentan los datos anteriormente calculados, pero con base en las mediciones de TSD realizadas en los meses de octubre, noviembre y diciembre.

#### **3.3.8.1. Cálculo de energía pérdida en purgas según el promedio de TDS de los meses de septiembre, octubre, noviembre y diciembre**

A continuación, se presenta el cálculo promedio del total de sólidos disueltos expresados en partes por millón (ppm).

Tabla XXII. **Cálculo promedio de TSD**

Mes	Límite inferior TSD (ppm)	Límite superior TSD actual (ppm)
Septiembre	300	3 177,77
Octubre	300	3 451,25
Noviembre	300	4 254,17
Diciembre	300	4 255,26

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

**Tabla XXIII. Cálculo promedio de producción de vapor, purga actual y agua de alimentación**

Mes	Producción de vapor (lb/h)	Purga actual (lb/h)	Agua de alimentación (lb/h)
Septiembre	7 296,32	760,62	8 056,94
Octubre	8 476,12	806,93	9 283,04
Noviembre	8 387,52	636,36	9 023,88
Diciembre	9 449,34	716,72	10 166,06

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

**Tabla XXIV. Energía necesaria para producir vapor**

Mes	Energía BTU/s (1)	Energía BTU/s (2)	Energía total
Septiembre	376,72	1 522,72	1 899,43
Octubre	434,044	1 768,93	2 202,98
Noviembre	421,93	1 750,46	2 172,37
Diciembre	475,33	1 972,04	2 447,37

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

**Tabla XXV. Reducción de energía al usar purga automática**

Mes	Energía total	Reducción %
Septiembre	3,58	0,19
Octubre	0,57	0,03
Noviembre	-7,01	-0,32
Diciembre	-7,91	-0,32

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

**3.3.8.2. Cálculo de energía pérdida en purgas según valores mínimos según los meses de septiembre, octubre, noviembre y diciembre**

A continuación, se presentan en la tabla XXVI el valor mínimo del total de sólidos disueltos expresados en partes por millón (ppm).

**Tabla XXVI. Cálculo del valor mínimo de TSD**

Mes	Límite inferior TSD (ppm)	Límite superior TSD actual (ppm)
Septiembre	300	2 600
Octubre	300	2 700
Noviembre	300	2 070
Diciembre	300	3 050

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

**Tabla XXVII. Cálculo mínimo de producción de vapor, purga actual y agua de alimentación**

Mes	Producción de vapor (lb/h)	Purga actual (lb/h)	Agua de alimentación (lb/h)
Septiembre	7 296,32	951,69	8 248,01
Octubre	8 476,11	1 059,51	9 535,62
Noviembre	8 387,52	1 421,61	9 809,14
Diciembre	9 449,34	1 030,84	10 480,18

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

Tabla XXVIII. **Cálculo de la energía necesaria para producir vapor**

Mes	Energía BTU/s (1)	Energía BTU/s (2)	Energía total
Septiembre	385,65	1 522,72	1 908,37
Octubre	445,85	1 768,93	2 214,79
Noviembre	458,64	1 750,45	2 209,09
Diciembre	490,02	1 972,04	2 462,06

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

Tabla XXIX. **Reducción de energía al usar purga automática**

Mes	Energía total	Reducción %
Septiembre	11,55	0,61
Octubre	11,43	0,52
Noviembre	27,42	1,24
Diciembre	6,26	0,25

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

### **3.3.8.3. Cálculo de energía pérdida en purgas según valores máximos según los meses de septiembre, octubre, noviembre y diciembre**

A continuación, se presentan en la tabla XXX el valor máximo del total de sólidos disueltos expresados en partes por millón (ppm).

Tabla XXX. **Cálculo del valor máximo de TSD**

Mes	Límite inferior TSD (ppm)	Límite superior TSD actual (ppm)
Septiembre	300	4 800
Octubre	300	4 330
Noviembre	300	9 820
Diciembre	300	5 980

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

Tabla XXXI. **Cálculo máximo de producción de vapor, purga actual y agua de alimentación**

Mes	Producción de vapor (lb/h)	Purga actual (lb/h)	Agua de alimentación (lb/h)
Septiembre	7 296,32	486,42	7 782,74
Octubre	8 476,11	630,98	9 107,08
Noviembre	8 387,52	264,31	8 651,83
Diciembre	9 449,34	499,08	9 948,42

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

Tabla XXXII. **Cálculo de energía necesaria para producir vapor**

Mes	Energía BTU/s (1)	Energía BTU/s (2)	Energía total
Septiembre	363,90	1 522,72	1 886,61
Octubre	425,82	1 768,93	2 194,75
Noviembre	404,53	1 750,45	2 154,98
Diciembre	465,16	1 972,04	2 437,20

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

Tabla XXXIII. **Reducción de energía al tener un control adecuado de TSD**

Mes	Energía total	Reducción %
Septiembre	-8,53	-0,45
Octubre	-7,06	-0,32
Noviembre	-22,53	-1,05
Diciembre	-16,69	-0,68

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

### 3.4. Cálculo del costo de vapor de la caldera

Por medio del método de factor de unidad se calcula el costo de vapor de la caldera, tomando como referencia un costo de 12,59 quetzales por galón de aceite n. °6, se divide el valor equivalente de energía que contiene un galón de bunker que es de 150 000 BTU/gal por los 12,59 quetzales/gal.

$$\text{Costo de la energía dada por el bunker} = \frac{12,59 \text{ Quetzales}}{1 \text{ gal}_{\text{bunker}}} * \frac{1 \text{ gal}_{\text{bunker}}}{150\,000 \text{ BTU}} = 0,00008 \frac{\text{Quetzales}}{\text{BTU}}$$

Para encontrar el costo del vapor, el costo de la energía dada por el bunker se multiplica por la cantidad de energía necesaria a para convertir un libra de agua de alimentación en vapor (entalpía del agua a la presión de trabajo de la caldera  $h_g = 751 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$  menos entalpía a la temperatura del agua de alimentación  $h_f = 144 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$ ) y finalmente se multiplica por la eficiencia de combustión de la caldera siendo esta del 84,5 %:

$$\text{Costo del vapor} = (0,00008 \frac{\text{Quetzales}}{\text{BTU}}) * \frac{(751 - 144) \frac{\text{BTU}}{\text{lb}_{\text{vapor}}}}{0,845} = \frac{0,06 \text{ Quetzales}}{\text{lb}_{\text{vapor}}}$$

### 3.5. Cálculo de la cantidad de energía aprovechable en el agua de purga

Se calcula la cantidad de energía que se estaría desechando en el agua de purga utilizando los valores requeridos de TSD y el cálculo de producción de vapor de los meses de septiembre, octubre, noviembre y diciembre.

#### 3.5.1. Exceso de energía al liberarla al ambiente por purga

Se encuentra la entalpía ( $h_f$ ) del agua a la presión de 105 psig de la caldera ( $312,13 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$ ), y se multiplica por la tasa de purga que se obtiene con un límite de 3 500 ppm.

$$\text{Tasa de energía liberada con el cambio de presión} = 760,62 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * 312,13 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 237\,415,34 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

- Equivalencia de dicha energía en quetzales al día:

$$237\,415,34 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} * 0,00008 \frac{Q}{\text{BTU}} * \frac{1}{0,845} * 24h = 584,41 Q$$

#### 3.5.2. Porcentaje de vapor flash

Se calcula el vapor flash por medio de la siguiente ecuación:

Ecuación IV. Porcentaje de vapor flash

$$\text{Porcentaje de vapor flash} = \frac{h_{f\,105\text{ psig}} - h_{f\,0\text{ psig}}}{h_{fg\,0\text{ psig}}}$$

Sustituyendo valores se tiene,

$$\text{Porcentaje de vapor flash} = \frac{312,133 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} - 179,94 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}}{485,05 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}} = 0,27$$

Para el flujo de purga en el mes de septiembre se tiene,

$$\text{Vapor flash} = 0,27 * 760,62 \frac{\text{lb}}{\text{h}} = 207,29 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$\text{Tasa de energía recuperada del vapor flash} = 207,29 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * (312,133 - 179,94) \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 10\,0547,4 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

- Equivalencia de dicha energía en quetzales al día:

$$10\,0547,4 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} * 0,00008 \frac{\text{Q}}{\text{BTU}} * \frac{1}{0,845} * 24\text{h} = 228,46 \text{ Q}$$

### 3.5.3. Energía en agua que no se convierte en vapor flash

Para calcular esta energía se resta de purga total la cantidad de purga que se convierte en vapor flash calculada en el inciso anterior.

$$\text{Purga} - \text{Vapor flash} = 760,62 \frac{\text{lb}}{\text{h}} - 207,29 \frac{\text{lb}}{\text{h}} = 553,33 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

Posteriormente, se calcula mediante la resta de la entalpía hg del agua a presión atmosférica de 0 psig ( $179,94 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$ ) y la entalpía de líquido comprimido a temperatura ambiente 25 °C  $44,89 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$ .

$$\text{Energía liberada por cambio de temperatura} = 179,94 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} - 44,89 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 135 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$\text{Tasa de energía} = 553,33 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * 135 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 74\,729,81 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} = 21,90 \text{ kW}$$

Cálculo de energía pérdida en purgas según valores promedio según los meses de septiembre, octubre, noviembre y diciembre.

### 3.5.4. Resultados del cálculo de energía pérdida en purgas por mes

Aquí se presentan los datos anteriormente calculados, pero con base en el consumo de vapor de los meses de septiembre, octubre, noviembre y diciembre.

Tabla XXXIV. Tasa de energía liberada al ambiente

Mes	Entalpía hf del agua a la presión de la caldera 105 psi (BTU/lb)	Purga actual (lb/h)	Purga actual (gpm)	Tasa de energía liberada al ambiente (BTU/h)	Costo de tasa de energía liberada al ambiente (Q)
Septiembre	312,13	760,62	3,65	237 415,34	539,45
Octubre	312,13	806,93	4,24	251 868,92	572,29
Noviembre	312,13	636,36	4,20	198 627,65	451,32
Diciembre	312,13	716,72	4,73	223 711,00	508,31

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

Tabla XXXV. Tasa de vapor flash liberado al ambiente

Mes	Entalpía hf del agua a la presión de la caldera 105 psi (BTU/lb)	Entalpía hf del agua a presión atmosférica 14,7 psia (BTU/lb)	Entalpía hfg del agua a presión atmosférica 14,7 psia (BTU/lb)	Tasa de energía contenida en vapor flash (BTU/h)	Costo de tasa de energía contenida en vapor flash (Q)
Septiembre	312,133	179,942	485,054	100 547,43	228,46
Octubre	312,133	179,942	485,054	106 668,64	242,37
Noviembre	312,13	179,94	485,05	84 120,51	191,14
Diciembre	312,13	179,94	485,05	94 743,53	215,28

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

Tabla XXXVI. **Tasa de energía contenida en agua que no se convierte en vapor flash**

Mes	Agua que no se convierte en vapor flash (lb/h)	Entalpía hf del agua a presión atmosférica (0 psig) (BTU/lb)	Entalpía del agua a temperatura de 25° (BTU/lb)	Tasa de energía liberada al ambiente (kW)	Costo de tasa de energía que no se convierte en vapor flash(Q)
Septiembre	553,33	179,94	45	21,90	169,80
Octubre	587,02	179,94	45	23,23	180,14
Noviembre	462,93	179,94	45	18,32	142,06
Diciembre	521,39	179,94	45	20,64	160,00

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

### 3.6. Cálculo por tubería de vapor no aislada

Cuando una tubería de vapor no se encuentra aislada el vapor dentro de ella puede perder calor convirtiéndose en condensado. Esto provoca que se necesite mayor producción de vapor para compensar esa pérdida. En este apartado se realizará el cálculo de la cantidad de calor pérdida por tubería no aislada.

Actualmente solo la tubería principal, la planta de atoles y la de snacks tiene longitudes considerables de tubería no aislada, por lo tanto, solo se realizarán cálculos sólo para éstas.

Para determinar las pérdidas de calor se utilizará la siguiente tabla:

Tabla XXXVII. **Pérdida por longitud de tubería no aislada**

Diferencia de temperatura del vapor y el aire °C	Tamaño de tubería (DN)									
	15	20	25	32	40	50	65	80	100	150
	W/m									
60	60	72	88	111	125	145	172	210	250	351
70	72	87	106	132	147	177	209	253	311	432
80	86	104	125	155	174	212	248	298	376	591
90	100	121	146	180	203	248	291	347	443	610
100	116	140	169	207	233	287	336	400	514	706
110	132	160	193	237	267	328	385	457	587	807
120	149	181	219	268	302	371	436	517	664	914
130	168	203	247	301	342	417	490	581	743	1 025
140	187	226	276	337	382	464	547	649	825	1 142
150	208	250	306	374	424	514	607	720	911	1 263
160	226	276	338	413	469	566	670	794	999	1 390
170	251	302	372	455	515	620	736	873	1 090	1 521

Fuente: Spirax Sarco. *Heat losses and a summary of various pipe related standards.*

<https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/steam-distribution/air-venting-heat-losses-and-a-summary-of-various-pipe-related-standards>. Consulta: 15 de diciembre de 2019.

Con fines ilustrativos se realizará el cálculo para encontrar la cantidad de calor perdido en la planta de snacks. En cuanto a la tubería no aislada de la planta de cereales y la tubería principal sólo se presentarán tablas de resultados.

### 3.6.1. **Pérdida por tubería no aislada en planta de snacks**

En la siguiente tabla se muestra una lista de las ramas de tubería que no están aisladas en esta planta y los datos requeridos para poder calcular la cantidad de calor que se está perdiendo por no utilizar aislamiento.

Tabla XXXVIII. **Datos para calcular la pérdida de calor por longitud de tubería**

Rama de tubería	Temperatura ambiente (°C)	Temperatura de Saturación del vapor a 105 psi (°C)	Diferencia de temperatura (°C)	Longitud de tubería no aislada (m)
Tubería a mezcladora n.º 1	20	171,7	149,9	23,98
Tubería a mezcladora n.º 2	20	172	149,9	26,91
Tubería a mezcladora n.º 3	20	172	149,9	11,73
Tubería a mezcladora n.º 4	20	172	149,9	18,64
Tubería a mezcladora n.º 5	20	172	149,9	7,84
Tubería a Marmita n.º 1	20	172	149,9	30,29
Tubería a marmita n.º 2	20	172	149,9	2,72
Tubería a calentador de agua	20	172	149,9	12,07
			<b>Longitud de tubería total</b>	<b>134,18</b>

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

Se considerará la misma temperatura ambiente y de saturación del vapor en los cálculos, y como se observa en la tabla XXXVIII. todas las ramas de tubería tienen el mismo diámetro y, por lo tanto, la pérdida por metro de tubería será la misma en todas las ramas. En la siguiente figura se observa cómo se determina la pérdida por longitud por medio de la tabla XXXVII.

Figura 65. **Uso de tabla V. para el cálculo de pérdidas por longitud de tubería**

Diferencia de temperatura del vapor y el aire °C	Tamaño de tubería (DN)									
	15	20	25	32	40	50	65	80	100	150
	W/m									
60	60	72	88	111	125	145	172	210	250	351
70	72	87	106	132	147	177	209	253	311	432
80	86	104	125	155	174	212	248	298	376	591
90	100	121	146	180	203	248	291	347	443	610
100	116	140	169	207	233	287	336	400	514	706
110	132	160	193	237	267	328	385	457	587	807
120	149	181	219	268	302	371	436	517	664	914
130	168	203	247	301	342	417	490	581	743	1025
140	187	226	276	337	382	464	547	649	825	1142
150	208	250	306	374	424	514	607	720	911	1263
160	226	276	338	413	469	566	670	794	999	1390
170	251	302	372	455	515	620	736	873	1090	1521

Fuente: elaboración propia, empleando PowerPoint.

Para los datos de la tabla XXXVIII. como primer paso se determina el diámetro nominal por medio de la tabla XXXIX., sabiendo que el diámetro NPS de la tubería es de ¾" se encuentra que el diámetro nominal es de 20 mm.

Tabla XXXIX. **Diámetro de tubería a diámetro nominal (DN)**

Tamaño de tubería nominal NPS [pulgadas]	Diámetro Nominal DN [mm]
1/8	6
1/4	8
3/8	10
1/2	15
3/4	20
1	25
1 1/4	32
1 1/2	40
2	50
2 1/2	65
3	80
3 1/2	90
4	100
4 1/2	115

Fuente: Valvias.com. *Equivalencia Nominal Pipe Size (NPS) vs Diámetro Nominal (DN)*.

<http://www.valvias.com/equivalencia-diametro-valvula-dn-nps.php>. Consulta: 10 enero de 2020

Como la tabla no tiene calculado un dato para una temperatura de 149,7 °C se procede por interpolación con los datos mostrados en 3.

Temperatura (°C)	Calor perdido(W/m)
140	226
149,9	x
150	250

Interpolando se obtiene:  $x = 250 \text{ W/m}$

- Calculando la pérdida de calor para una longitud de 61,22 m en planta de snacks se tiene,

$$\text{Pérdida total} = 250 \frac{\text{W}}{\text{m}} * 134,18\text{m} = 33\,545\text{W}$$

- Convirtiendo W a BTU/h se tiene,

$$33\,545\text{W} = 33\,545 \frac{\text{J}}{\text{s}}$$

Entonces,

$$33\,545 \frac{\text{J}}{\text{s}} * \frac{1 \text{ BTU}}{1\,055,06 \text{ J}} * \frac{3\,600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 114\,459,84 \text{ Btu/h}$$

- Ahora se encuentra el costo de dicha energía, recordando que la caldera tiene una eficiencia de 0,845 y que el costo de la energía en quetzales es de  $0,00008 \frac{\text{Quetzales}}{\text{BTU}}$ .

$$114\,459,8411 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} * \frac{1}{0,845} * \frac{0,00008 \text{ Q}}{\text{BTU}} * 24 \text{ h} = 260,07$$

### **3.6.2. Cálculo por tubería no aislada en tubería principal y planta de cereales**

A continuación, se muestra el cálculo por tubería no aislada en planta de cereales y en la tubería principal de vapor. Los cálculos se muestran en tablas, pero se calcularon de la misma forma que para la planta de snacks.

#### **3.6.2.1. Cálculo de energía pérdida por tubería no aislada en planta de atoles**

En esta planta la tubería que se dirige hacia los vaporizadores tiene un tramo de tubería no aislada, está tiene una longitud de 11,3 m y diámetro de  $\frac{3}{4}$  " .

Además, la tubería que provee de vapor al ventilador tampoco se encuentra aislada, está tiene una longitud de 21,4 m.

Tabla XL. **Energía pérdida en tubería no aislada en planta de atoles**

Tubería	Longitud solo de tubería de vapor (m)	Diámetro nominal (mm)	Temperatura de Saturación (°C)	Temperatura ambiente (°C)	Diferencia de temperatura (°C)	Pérdida por metro (m)	Pérdida total en tubería (W)
Ventilador	21,4	50	170	20	149,93	514	10 999,6
vaporizador 1	11,3	20	170	20	149,93	250	2825
						Sumatoria de pérdida total	13 824,6

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

A continuación, se muestra el procedimiento seguido para el cálculo de la pérdida que se está teniendo con los datos de la tabla anterior.

- Muestra de cálculo

$$\text{Pérdida} = 13\,824,6 \frac{\text{J}}{\text{s}} * \frac{\text{BTU}}{1\,055,06 \text{ J}} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 47\,171,31 \text{ Btu/h}$$

$$47\,171,31 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} * \frac{1}{0,845} * \frac{0,00008 \text{ Q}}{\text{BTU}} * 24 \text{ h} = 107,18 \text{ Q}$$

### 3.6.2.2. Cálculo de energía pérdida por tubería no aislada en línea principal de vapor

La tubería no aislada tiene un tamaño de 4" de diámetro y una longitud de 23,15 m.

Tabla XLI. **Energía pérdida en tubería no aislada en línea principal de vapor**

Tubería	Longitud solo de tubería de vapor (m)	Diámetro nominal (mm)	Temperatura de Saturación (°C)	Temperatura ambiente (°C)	Pérdida por metro (m)	Pérdida total en tubería (W)
Tubería principal	23,15	100	170	25	911	21 089,65
					Sumatoria de pérdida total	21 089,65

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

- Muestra de cálculo

$$\text{Pérdida} = 21\,089,65 \frac{\text{J}}{\text{s}} * \frac{\text{BTU}}{1\,055,06 \text{ J}} * \frac{3\,600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 71\,960,59 \text{ Btu/h}$$

$$71960,59 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} * \frac{1}{0,845} * \frac{0,00008 \text{ Q}}{\text{BTU}} * 24 \text{ h} = 163,51 \text{ Q}$$

### 3.6.3. Cálculo por tubería con aislamiento

El cálculo se realizará con aislamiento de fibra cerámica de densidad de  $6 \text{ lb/ft}^3$ , enchaquetado con una lámina de acero inoxidable. La temperatura dentro de la tubería es de  $337,82 \text{ °F}$  y la temperatura ambiente de  $68 \text{ °F}$ , además se requiere que la temperatura en la superficie de la lámina de acero inoxidable este a  $140 \text{ °F}$ .

#### 3.6.3.1. Se determina el espesor óptimo de aislamiento

Primero se determina la temperatura promedio entre el interior de la tubería y la temperatura en la superficie de la chaqueta de acero inoxidable.

$$T_{\text{promedio}} = \frac{140\text{ }^{\circ}\text{F} + 337,82\text{ }^{\circ}\text{F}}{2} = 238,9\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Luego, para obtener el coeficiente de conductividad térmica ( $k_{\text{aislante}}$ ) se utiliza la siguiente figura.

Figura 66. **Tabla de conductividades térmicas para fibra cerámica**

Conductividad Térmica W/m *K (BTU-in/hr-ft <sup>2</sup> -°F)			
Temperatura Promedio, 128 kg/m <sup>3</sup> (8 lb/ft <sup>3</sup> )			
@ 260 °C (500 °F)	0.06 (0.41)	0.06 (0.41)	0.06 (0.41)
@ 538 °C (1000 °F)	0.12 (0.83)	0.12 (0.83)	0.12 (0.83)
@ 816 °C (1500 °F)	0.20 (1.38)	0.20 (1.38)	0.20 (1.38)
@ 982 °C (1800 °F)	0.26 (1.77)	0.26 (1.77)	0.26 (1.77)
@ 1093 °C (2000 °F)	0.30 (2.05)	0.30 (2.05)	0.30 (2.05)
Temperatura Promedio, 96 kg/m <sup>3</sup> (6 lb/ft <sup>3</sup> )			
@ 260 °C (500 °F)	0.07 (0.52)	0.07 (0.52)	0.07 (0.52)
@ 538 °C (1000 °F)	0.15 (1.01)	0.15 (1.01)	0.15 (1.01)
@ 816 °C (1500 °F)	0.25 (1.76)	0.25 (1.76)	0.25 (1.76)
@ 982 °C (1800 °F)	0.34 (2.37)	0.34 (2.37)	0.34 (2.37)
@ 1093 °C (2000 °F)	0.41 (2.83)	0.41 (2.83)	0.41 (2.83)
Temperatura Promedio, 64 kg/m <sup>3</sup> (4 lb/ft <sup>3</sup> )			
@ 260 °C (500 °F)	0.10 (0.69)	0.10 (0.69)	0.10 (0.69)
@ 538 °C (1000 °F)	0.19 (1.32)	0.19 (1.32)	0.19 (1.32)
@ 816 °C (1500 °F)	0.33 (2.28)	0.33 (2.28)	0.33 (2.28)
@ 982 °C (1800 °F)	0.43 (2.95)	0.43 (2.95)	0.43 (2.95)
@ 1093 °C (2000 °F)	---	0.50 (3.45)	0.50 (3.45)

Fuente: Nutec.com. *Colcha de fibra cerámica*. [http://www.nutec.com/technical-sheets/espanol/MaxWool-Colcha-de-Fibra-Ceramica-Hoja-Tecnica-\(ESP\).pdf](http://www.nutec.com/technical-sheets/espanol/MaxWool-Colcha-de-Fibra-Ceramica-Hoja-Tecnica-(ESP).pdf). Consulta: 20 de febrero de 2020.

Al no ser 238,9 °F una temperatura arriba de 500 °F se toma un coeficiente  $k_{\text{aislante}} = 0,52 \frac{\text{BTU}\cdot\text{in}}{\text{hr}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}}$  el cual corresponde a una densidad de 6 lb/ft<sup>3</sup> y una temperatura de 500 °F.

- Al obtener  $k_{aislante}$ , se determina resistencia térmica ( $R_{acero\ inox.}$ ) del acero inoxidable. Primero se calcula la resta de la temperatura requerida en la superficie del aluminio y la temperatura ambiente.

$$T = 140\text{ }^{\circ}\text{F} - 68\text{ }^{\circ}\text{F} = 72\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Luego se utiliza la siguiente tabla:

Tabla XLII. Valores para resistencia de superficie R ( $\frac{\text{hr}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}}{\text{BTU}}$ )

$t_s - t_a$		Aluminio	Acero inoxidable
$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{C}$	$\epsilon=0,2$	$\epsilon=0,4$
10	5	0,90 (0,158)	0,81 (0,142)
25	14	0,88 (0,55)	0,79 (0,139)
50	28	0,86 (0,151)	0,76 (0,133)
75	42	0,84 (0,147)	0,75 (0,132)
100	55	0,80 (0,140)	0,72 (0,126)

Fuente: ROSALER, Robert; RICE, James. *Manual de mantenimiento industrial*. p. 82.

Para una temperatura de 72  $^{\circ}\text{F}$  se encuentra un  $R_{acero\ inox.} = 0,7512 \frac{\text{hr}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}}{\text{BTU}}$

- El espesor equivalente de la tubería se determina por medio de la siguiente ecuación:

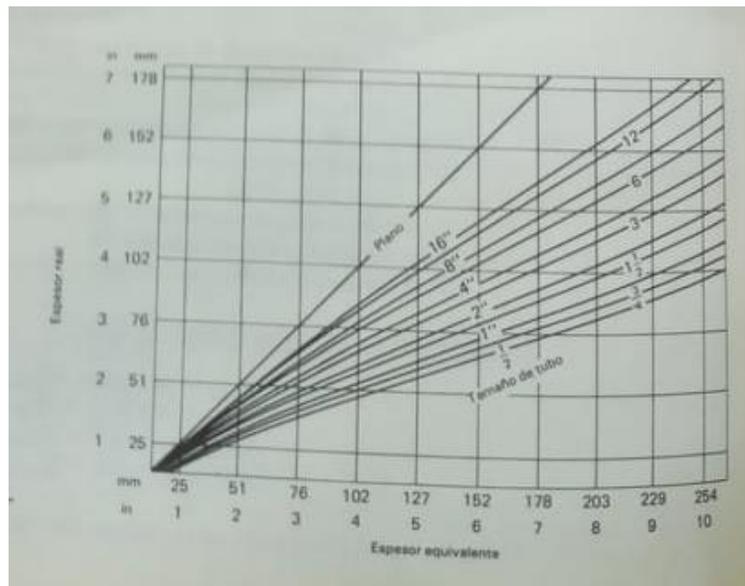
$$\text{Espesor equivalente} = (k_{aislante})(R_{acero\ inox.})\left(\frac{t_{\text{vapor}} - t_{\text{sup. acero inox.}}}{t_{\text{sup. acero inox.}} - t_{\text{ambiente}}}\right)$$

Sustituyendo datos se tiene:

$$\text{Espesor equivalente} = \left(0,52 \frac{\text{BTU} \cdot \text{in}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}}\right) \left(0,75 \frac{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}}{\text{BTU}}\right) \frac{337,82^{\circ}\text{F} - 140^{\circ}\text{F}}{140^{\circ}\text{F} - 68^{\circ}\text{F}} = 1,07 \text{ ''}$$

- En la siguiente figura puede observarse que para una tubería de cualquier tamaño con un espesor equivalente de 1,07" le corresponde un espesor real (es el que buscamos).

Figura 67. **Gráfica de espesor equivalente**



Fuente: ROSALER, Robert; RICE, James. *Manual de mantenimiento industrial*. p. 84.

Analizando la figura se tiene,

- Para una tubería de  $\frac{3}{4}$ " el espesor real sería de 0,25" que al redondear a la pulgada siguiente sería de  $\frac{1}{2}$ ".
- Para una tubería de 2" el espesor real sería de 0,75" que al redondear a la pulgada siguiente sería de 1".
- Para una tubería de 4" el espesor real sería de 1,43" que al redondear a la pulgada siguiente sería de 2".

### 3.6.3.2. Se determina la pérdida de calor con aislamiento

El cálculo se realiza con los datos utilizados en el apartado anterior. Sabiendo que el aislante de fibra cerámica tiene un  $k_{\text{aislante}} = 0,52 \frac{\text{BTU} \cdot \text{in}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$ , las temperaturas que se tienen y que el espesor debe ser de 1,07", se determina  $R_{\text{aislante}}$  y, por tanto, la pérdida de energía por pie lineal de tubería aislada

$$R_{\text{aislante}} = \frac{\text{espesor}}{k} = \frac{1,07''}{0,52} = 2,06 \frac{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{\text{BTU}}$$

- Calculando la pérdida por pie cuadrado se tiene.

$$Q = \frac{337,82 ^\circ\text{F} - 68 ^\circ\text{F}}{2,06 + 0,75} = 96 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2}$$

- Con el cálculo de la pérdida por pie cuadrado se calcula la pérdida de calor por pie lineal para cada tamaño de tubería requerido.

- 

- Pérdida para un tubería de  $\frac{3}{4}$ " =  $96 * \frac{2\pi(\frac{1}{2} + \frac{3}{4})}{12} = 62,83 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}} = 60,4 \text{ W/m}$

- Pérdida para un tubería de 2" =  $96 * \frac{2\pi(2+1)}{12} = 150,79 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}} = 144,95 \text{ W/m}$

- Pérdida para un tubería de 4" =  $96 * \frac{2\pi(4+1)}{12} = 251,32 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}} = 241,59 \text{ W/m}$

### 3.6.3.3. Cálculo de pérdida económica con tubería aislada para tubería en planta de snacks

Calculando la pérdida de calor total para una longitud de 61,22 m y diámetro de  $\frac{3}{4}$ " en planta de snacks se tiene.

$$\text{Pérdida total} = 60,4 \frac{\text{W}}{\text{m}} * 134,18\text{m} = 8\,430,77 \text{ W}$$

- Convirtiendo W a BTU/h se tiene.

$$8\,430,77 \text{ W} = 8\,430,77 \frac{\text{J}}{\text{s}}$$

Entonces,

$$8\,430,77 \frac{\text{J}}{\text{s}} * \frac{1 \text{ BTU}}{1\,055,06 \text{ J}} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 28\,766,87 \text{ Btu/h}$$

- Ahora se encuentra el costo de dicha energía y recordando que la energía de vaporización a una presión de 100 psig es de  $h_{fg} = 440 \text{ BTU/lb}$  y que el costo de la energía en quetzales es de  $0,06 \frac{\text{Quetzales}}{\text{lb}}$  se tiene.

$$28\,766,87 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} * \frac{1}{0,845} * \frac{0,00008 \text{ Q}}{\text{BTU}} * 24 \text{ h} = 65,36 \text{ Q}$$

### 3.6.3.4. Cálculo de energía pérdida por tubería aislada en planta de atoles

En la siguiente tabla se muestran datos para su cálculo.

Tabla XLIII. **Energía pérdida en tubería aislada en planta de atoles**

Tubería	Longitud solo de tubería de vapor (m)	Diámetro nominal (pulgadas)	Pérdida por metro (m)	Pérdida total en tubería (W)
	21,4			3 227,12
Ventilador		2	150,8	
vaporizador 1	11,3	0,75	62,83	7 09,979
			Sumatoria	3 937,1

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

A continuación, se muestra el procedimiento seguido para el cálculo de la pérdida que se está teniendo con los datos de la tabla anterior.

- **Muestra de cálculo**

$$\text{Pérdida} = 3\,937,1 \frac{\text{J}}{\text{s}} * \frac{\text{BTU}}{1\,055,06 \text{ J}} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 13\,433,89 \text{ Btu/h}$$

$$13\,433,89 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} * \frac{1}{0,845} * \frac{0,00008 \text{ Q}}{\text{BTU}} * 24 \text{ h} = 21,80 \text{ Q}$$

### 3.6.3.5. **Cálculo de energía pérdida por tubería aislada en línea principal de vapor**

La tubería no aislada tiene un tamaño de 4" de diámetro y una longitud de 7,75 m.

Tabla XLIV. **Energía pérdida en tubería aislada en línea principal de vapor**

Tubería	Longitud solo de tubería de vapor (m)	Diámetro (pulgadas)	Pérdida por metro (m)	Pérdida total en tubería (W)
Tubería principal	23,15	4	251,32	5 818,22
			Sumatoria	5 818,22

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

- Muestra de cálculo

$$\text{Pérdida} = 5\,818,22 \frac{\text{J}}{\text{s}} * \frac{\text{BTU}}{1\,055,06 \text{ J}} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 19\,852,53 \text{ Btu/h}$$

$$19\,852,53 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} * \frac{1}{0,845} * \frac{0,00008 \text{ Q}}{\text{BTU}} * 24 \text{ h} = 45,11 \text{ Q}$$

### 3.6.3.6. Diferencia económica entre una tubería no aislada y una aislada

Según los datos encontrados en los apartados anteriores se tiene.

Tabla XLV. **Diferencia de costos entre una tubería aislada y una no aislada**

	Costo sin aislamiento (Q)	Costo con aislamiento (Q)	Diferencia (Q)
Planta de snacks	260,07	65,36	194,71
Planta de atoles	107,18	21,80	85,39
Tubería principal de vapor	163,51	45,11	118,40

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

### 3.7. Pérdida de calor en tubería de condensados

Se calculará la pérdida de calor en las tuberías que no están aisladas y que si retornan condensado al tanque de alimentación de agua de la caldera. El cálculo ilustrativo se realizará para la tubería de condensados no aislada en planta de cereales.

#### 3.7.1. Tubería de condensados no aislada en Planta de cereales

Se procede a hacer el cálculo de la misma forma que para las tuberías de vapor. En la siguiente tabla se muestran los datos requeridos para su cálculo:

Tabla XLVI. **Datos para calcular la pérdida de calor en tubería de condensado Planta de cereales**

Temperatura ambiente (°C)	Temperatura de Saturación a 100 psi (°C)	Diferencia de temperatura (°C)	Longitud de tubería no aislada (m)
25	169,928	144,928	87,7

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

En la siguiente figura se observa cómo se determina la pérdida por longitud por medio de la tabla XXXVII.

Figura 68. **Uso de tabla V. para el cálculo de pérdidas por longitud de tubería**

Diferencia de temperatura del vapor y el aire °C	Tamaño de tubería (DN)									
	15	20	25	32	40	50	65	80	100	150
	W/m									
60	60	72	88	111	125	145	172	210	250	351
70	72	87	106	132	147	177	209	253	311	432
80	86	104	125	155	174	212	248	298	376	591
90	100	121	146	180	203	248	291	347	443	610
100	116	140	169	207	233	287	336	400	514	706
110	132	160	193	237	267	328	385	457	587	807
120	149	181	219	268	302	371	436	517	664	914
130	168	203	247	301	342	417	496	581	743	1025
140	187	226	276	337	382	464	547	649	825	1142
150	208	250	306	374	424	514	607	720	911	1263
160	226	276	338	413	469	566	670	794	999	1390
170	251	302	372	455	515	620	736	873	1090	1521

Fuente: elaboración propia, empleando PowerPoint.

Para los datos de la tabla XLII. se determina el diámetro nominal por medio de la tabla XXI, sabiendo que el diámetro NPS de la tubería es de 2" se encuentra que el diámetro nominal es de 50 mm.

Tabla XLVII. **Diámetro de tubería a diámetro nominal (DN)**

Tamaño de tubería nominal NPS [pulgadas]	Diámetro Nominal DN [mm]
1/8	6

Continuación de la tabla XLVII.

¼	8
3/8	10
½	15
¾	20
1	25
1 ¼	32
1 ½	40
2	50
2 ½	65
3	80
3 ½	90
4	100
4 ½	115

Fuente: Valvias.com. *Equivalencia Nominal Pipe Size (NPS) vs Diámetro Nominal (DN)*.  
<http://www.valvias.com/equivalencia-diametro-valvula-dn-nps.php>. Consulta: 10 enero de 2020.

Como la tabla no tiene calculado un dato para una temperatura de 144,93 °C se procede por interpolación con los datos mostrados en 3.

Temperatura (°C)	Calor perdido(W/m)
140	464
149,93	x
150	514

Interpolando se obtiene:  $x = 514 \text{ W/m}$

- Calculando la pérdida de calor para una longitud de 61,22 m en planta de snacks se tiene.

$$\text{Pérdida total} = 414 \frac{\text{W}}{\text{m}} * 87,4\text{m} = 44\,923,6 \text{ W}$$

- Convirtiendo W a BTU se tiene.

$$44\,923,6 \frac{\text{J}}{\text{s}} * \frac{\text{BTU}}{1\,055,06 \text{ J}} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 153\,285,08 \text{ Btu/h}$$

- Recordando que el costo para producir energía en quetzales es de  $(0,00008 \frac{\text{Quetzales}}{\text{BTU}})$  se tiene.

$$153\,285,08 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} * 0,00008 \frac{\text{Quetzales}}{\text{BTU}} * \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} * \frac{1}{0,845} = 348,29 \frac{\text{Quetzales}}{\text{día}}$$

### 3.7.2. Cálculo de energía pérdida por tubería de condensado no aislada en planta de atoles

En esta planta la tubería que se dirige hacia los vaporizadores tiene un tramo de tubería no aislada, está tiene una longitud de 1,16 y diámetro de  $\frac{3}{4}$  ". Además, la tubería que provee de vapor al ventilador tampoco se encuentra aislada, está tiene una longitud de 1,38 m.

Tabla XLVIII. **Energía pérdida en tubería de condensado no aislada en planta de atoles**

Tubería	Longitud solo de tubería de vapor (m)	Diámetro nominal (mm)	Temperatura de Saturación (C)	Temperatura ambiente (C)	Diferencia de temperatura (C)	Pérdida por metro (m)	Pérdida total en tubería (W)
Tubería 2"	12,68	50	170	20	149,93	514	6 196,082
Tubería de 3/4"	52,76	20	170	20	149,93	250	13 190
						Sumatoria de pérdida total	19 707,52

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

A continuación, se muestra el procedimiento seguido para el cálculo de la pérdida que se está teniendo.

- Muestra de cálculo

$$\text{Pérdida} = 19\,707,52 \frac{\text{J}}{\text{s}} * \frac{\text{BTU}}{1055,06 \text{J}} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 67\,244,59 \text{ Btu/h}$$

$$67\,244,59 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} * 0,00008 \frac{\text{Quetzales}}{\text{BTU}} * \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} * \frac{1}{0,845} = 152,79 \frac{\text{Quetzales}}{\text{día}}$$

### 3.7.3. Cálculo de energía pérdida por tubería de condensado aislada en planta de atoles

Utilizando los mismos datos encontrados en el apartado 3.6.3.2. y en donde se calculó la pérdida por pie lineal de calor con tubería cubierta de aislamiento de fibra cerámica de espesor de 1" se tiene,

Tabla XLIX. **Energía pérdida en tubería de condensado no aislada en planta de atoles**

Tubería	Longitud solo de tubería de vapor (m)	Diámetro (pulgadas)	Pérdida por metro (m)	Pérdida total en tubería (W)
Tubería 2"	12,68	2	150,79	1 912,09
Tubería de 3/4"	52,76	0,75	62,83	3 315,00
			Sumatoria de pérdida total	5 227,10

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

A continuación, se muestra el procedimiento seguido para el cálculo de la pérdida que se está teniendo.

- Muestra de cálculo

$$\text{Pérdida} = 5\,227,10 \frac{\text{J}}{\text{s}} * \frac{\text{BTU}}{1\,055,06 \text{ J}} * \frac{3\,600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 17\,835,54 \text{ Btu/h}$$

$$67\,244,59 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} * 0,00008 \frac{\text{Quetzales}}{\text{BTU}} * \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} * \frac{1}{0,845} = 40,53 \frac{\text{Quetzales}}{\text{día}}$$

### 3.7.4. Cálculo de energía pérdida por tubería de condensado aislada en planta de cereales

Utilizando los mismos datos encontrados en el apartado 3.6.3.2. y en donde se calculó la pérdida por pie lineal de calor con tubería cubierta de aislamiento de fibra cerámica de espesor de 1" se tiene,

Tabla L. **Energía pérdida en tubería de condensado no aislada en planta de cereales**

Tubería	Longitud de vapor (m)	Diámetro (pulgadas)	Pérdida por metro (m)	Pérdida total en tubería (W)
Tubería de condensado	87,4	2	150,8	13 179,92
			Sumatoria de pérdida total	13 179,92

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

A continuación, se muestra el procedimiento seguido para el cálculo de la pérdida que se está teniendo.

- Muestra de cálculo

$$\text{Pérdida} = 13\,179,92 \frac{\text{J}}{\text{s}} * \frac{\text{BTU}}{1\,055,06 \text{ J}} * \frac{3\,600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 44\,971,58 \text{ Btu/h}$$

$$44\,971,58 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} * 0,00008 \frac{\text{Quetzales}}{\text{BTU}} * \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} * \frac{1}{0,845} = 102,18 \frac{\text{Quetzales}}{\text{día}}$$

### 3.7.5. Diferencia económica entre una tubería no aislada y una aislada

Según los datos encontrados en los apartados anteriores se tiene,

Tabla LI. **Diferencia de costos entre una tubería aislada y una no aislada**

	Costo sin aislamiento (Q)	Costo con aislamiento (Q)	Diferencia (Q)
Planta de atoles	348,29	102,18	246,11
Planta de cereales	152,79	40,53	112,27

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

### 3.8. Porcentaje de condensado recolectado

El agua que entra a la caldera se compone de agua nueva y condensados recuperados y esta agua sale como vapor y purga. Por lo tanto, es posible calcular el porcentaje de condensado recuperado si a la suma del vapor producido y purga se le resta la cantidad de agua nueva medida por el contador.

Se realizan nuevamente los cálculos en base a el mes de septiembre, en donde se tuvo una producción de vapor de 7 296,32 lb vapor/h y en promedio se tuvo un consumo de 28,66 m<sup>3</sup> de agua nueva al día.

- El contador de agua nueva realiza la medida en m<sup>3</sup> por lo tanto realizamos la conversión de m<sup>3</sup> a galones.

$$\text{Conversión} = \frac{28,66 \text{ m}^3}{\text{día}} * \frac{264,172 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 7\,569,89 \frac{\text{gal}}{\text{día}}$$

- En el apartado 2.3 se calculó el agua de alimentación de la caldera (vapor +purga) siendo de 8056,94 lb/h.

$$\text{Convesión} = \frac{80\,56,94 \text{ lb}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ gal}}{8,33 \text{ lb}} * \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} = \frac{23\,213,28 \text{ gal}}{\text{día}}$$

La tasa de condensado recolectado se obtiene restando los dos valores anteriormente calculados:

$$\text{tasa de de condensado recuperado} = 23\,213,28 \frac{\text{gal}}{\text{día}} - 7\,569,89 \frac{\text{gal}}{\text{día}} = 15\,372,65 \frac{\text{gal}}{\text{día}}$$

Por medio de una regla de 3, se obtiene un porcentaje de condensados de 54,93 %.

$$\text{Porcentaje de condensados} = \frac{15\,372,66 * 100}{23\,213,28} = 66,22 \%$$

### 3.8.1. Porcentaje de vapor flash producido por condensados

Se calcula el vapor flash producto de los condensados recolectados por medio de la siguiente ecuación:

Ecuación V. Porcentaje de vapor flash

$$\text{Porcentaje de vapor flash} = \frac{hf_{105 \text{ psig}} - hf_{15 \text{ psia}}}{hfg_{15 \text{ psia}}} * 100$$

Sustituyendo valores se tiene,

$$\text{Porcentaje de vapor flash} = \frac{312,133 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} - 179,942 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}}{485,054 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}} * 100 = 27 \%$$

Para obtener la tasa de flash producido por hora por tasa de condensado recuperado se tiene.

$$\text{Tasa de vapor flash producido} = 0.27 * 5\,335,59 \frac{\text{lb}}{\text{h}} = 1\,454,10 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

Donde 1 454,10 lb/h es el condensado recuperado.

### 3.8.2. Resultados del cálculo del condensado recuperado

Aquí se presentan los datos anteriormente calculados, pero en base a las mediciones de TSD realizadas en los meses de octubre, noviembre y diciembre.

Tabla LII. **Cálculo de condensado recuperado**

Mes	Consumo de agua en ( $\frac{\text{gal}}{\text{día}}$ )	agua de alimentación en (lb/h)	Agua de alimentación en ( $\frac{\text{gal}}{\text{día}}$ )	Condensado requerido ( $\frac{\text{gal}}{\text{día}}$ )	Porcentaje agua de alimentación que es condensado
Septiembre	7 840,62	8 056,94	23 213,28	15 372,66	66,22
Octubre	9 372,82	9 283,04	26 745,84	17 373,02	64,96
Noviembre	9 607,94	9 023,88	25 999,17	16 391,23	63,05
Diciembre	11 546,96	10 166,06	29 289,96	17 743,00	60,58

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

Tabla LIII. **Cálculo de vapor flash liberado**

Mes	Condensado requerido ( $\frac{\text{gal}}{\text{día}}$ )	Entalpía hf del agua a la presión de la caldera 105 psi (BTU/lb)	Entalpía hf del agua a presión atmosférica 0 psig (BTU/lb)	Entalpía hfg del agua a presión atmosférica 0 psig (BTU/lb)	Porcentaje de vapor flash (%)	Tasa de vapor flash (lb /h)
Septiembre	15 372,66	312,13	179,94	485,05	0,27	1 454,1
Octubre	17 373,02	312,13	179,94	485,05	0,27	1 643,3

Continuación de la tabla LIII.

Noviembre	16 391,23	312,13	179,94	485,05	0,27	1 550,4
Diciembre	17 743,00	312,13	179,94	485,05	0,27	1 678,3

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

### 3.9. Calor liberado por tanque de alimentación no aislado

Se calcular la cantidad de calor liberado por los lados del tanque de alimentación no aislados por medio de la siguiente ecuación:

Ecuación VI. Calor liberado al ambiente

$$\dot{Q} = A * U * \Delta T$$

Donde:

A = área del tanque (m<sup>2</sup>)

U = Coeficiente de transmisión de calor (W/m<sup>2</sup>°C)

ΔT = Cambio de temperatura (T<sub>tanque</sub> - T<sub>ambiente</sub>)

#### 3.9.1. Cálculo del coeficiente de transmisión de calor del tanque

El coeficiente de transmisión de calor se calcula por medio de la siguiente ecuación:

Ecuación VI. Coeficiente de transmisión de calor

$$U = \frac{1}{R} = \frac{1}{\frac{x_1}{k_1} + \frac{x_2}{k_2} + \frac{x_3}{k_3} \dots + \frac{x_n}{k_n}}$$

Donde:

R = Resistencia térmica del material ( $m^2\text{°C}/W$ )

x = grosor de la barrera (m)

k = Conductividad térmica del material

Para el tanque de alimentación de agua se tienen los siguientes datos:

Tabla LIV. **Tanque de alimentación**

Material	Grosor (m)	Conductividad $m^{\circ}C/W$
Incrustación interior	0,0002	0,5
Hierro negro	0,003	52,35

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

Sustituyendo datos se tiene,

$$U = \frac{1}{R} = \frac{1}{\frac{0,003}{52,35} + \frac{0,0002}{0,5}} = 2\,186,71 \text{ W}/m^2\text{°C}$$

### 3.9.2. Cálculo del área del tanque

El tanque tiene forma cilíndrica de largo de 3,25 m y un diámetro de 2 m, por lo tanto, se tiene:

$$\text{Área} = (2)\pi(2)^2 + 3,25 * 2\pi(2) = 65,97 \text{ m}^2$$

### 3.9.3. Calor perdido en tanque de alimentación

Sabiendo que el interior del tanque tiene en promedio una temperatura de 80 °C y con una temperatura ambiente de 25 °C se tiene,

Tabla LV. **Datos para cálculo de calor en tanque de alimentación**

Equipo	Área ( $m^2$ )	Coefficiente de conductividad térmica ( $\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$ )	Temperatura interior ( $^\circ C$ )	Temperatura ambiente ( $^\circ C$ )
Tanque de alimentación	65,95	2 186,71	80	25

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

$$\dot{Q} = (65,95) * (2186,71) * (80 - 25) = 7\ 932\ \text{kW}$$

### 3.10. **Factibilidad de la instalación de un nuevo regulador de presión**

Los siguientes cálculos se realizarán con la finalidad de determinar la factibilidad de la implementación de un nuevo regulador de presión para una marmita que calienta 1 540 kg aceite ubicada en planta de snacks.

- Se calcula el flujo de vapor consumido por la marmita por medio de la siguiente ecuación:

Ecuación VII. Consumo de vapor

$$\dot{Q} = \frac{m * c_p * \Delta T}{h_{fg}}$$

Donde:

$m$  = masa del liquido o mezcla a calentar

$c_p$  = Poder calorífico del liquido o mezcla a calentar

$\Delta T$  = Cambio de temperatura ( $T_{inicial} - T_{final}$ )

$h_{fg}$  = entalpía del vaporización

### 3.10.1. Cálculo del vapor consumido para una presión de 10 psig

En la siguiente tabla se muestran los datos necesarios para el cálculo del vapor consumido al calentar 318,18 kg de aceite con vapor a 10 psig:

Tabla LVI. Datos para marmita operando a 10 psig

Masa (kg)	Poder calorífico (kj/kg°C)	Temperatura inicial (°C)	Temperatura final (°C)	Entalpía de vaporización a 10 psig (kg/kj)
318,18	1,67	20	50	1 107,72

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

Sustituyendo datos se tiene.

$$\dot{Q} = \frac{318,18 * 1,67 * (50 - 20)}{1 107,72} = 14,39 \text{ kg vapor} * \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} = 31,66 \text{ lb vapor}$$

$$31,66 \text{ lb vapor} * \frac{0,06 \text{ Q}}{\text{lb vapor}} = 2,05 \text{ Q}$$

### 3.10.2. Cálculo del vapor consumo para una presión de 100 psig

En la siguiente tabla se muestran los datos necesarios para el cálculo del vapor consumido al calentar 318,18 kg de aceite con vapor a 100 psig:

Tabla LVII. **Datos para marmita operando a 10 psig**

Masa (kg)	Poder calorífico (kj/kg°C)	Temperatura inicial (°C)	Temperatura final (°C)	Entalpía de vaporización a 100 psig (kg/kj)
318,18	1,67	20	50	1 024,53

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

Sustituyendo datos se tiene

$$\dot{Q} = \frac{318,18 * 1,67 * (50 - 20)}{1\ 024,53} = 15,55 \text{ kg vapor} * \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} = 34,23 \text{ lb vapor}$$

Se calcula el costo que tiene producir esta cantidad de vapor:

$$34,23 \text{ lb vapor} * \frac{0,06 \text{ Q}}{1 \text{ lb vapor}} = 1,89 \text{ Q}$$

### 3.11. **Factibilidad de recuperación de condensados en ollas de cocción**

Se calcula el flujo de vapor necesario para calentar la mezcla por medio de la siguiente ecuación:

Ecuación VIII. Consumo de vapor

$$\dot{Q} = \frac{m * c_p * \Delta T}{t * h_{fg}} = \frac{122 * 4.19 * (60 - 25)}{300 * 1053,86}$$

Donde:

m = masa del liquido o mezcla a calentar

c<sub>p</sub> = Poder calorífico del liquido o mezcla a calentar

ΔT = Cambio de temperatura (T<sub>inicial</sub> - T<sub>final</sub>)

t = tiempo de cocción

h<sub>fg</sub> = entalpía del vapor

### 3.11.1. Consumo de vapor para preparación de mezcla en olla superior

En esta olla sólo se realiza la mezcla de coberturas, mientras que la olla inferior se utiliza para almacenar la cobertura para mantener su temperatura mientras sale con un flujo constante. En la siguiente tabla se encuentra una lista con los datos necesarios para el cálculo del consumo de vapor.

Tabla LVIII. Datos de olla superior

Masa (kg)	Poder Calorífico (kj/kg°C)	Temperatura final (°C)	Temperatura inicial (°C)	tiempo (s)	Entalpía (kg/kj)	Consumo (kg/s)
122	4,19	60	25	300	1 053,86	0,056
122	4,19	87	60	900	1 053,86	0,014
400	1,24	87	25	900	1 053,86	0,0324
19,23	1,67	87	25	900	1 053,86	0,002
						Σ=0,105

Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

$$0,11 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} = 0,23 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

Calculando el costo del vapor utilizado durante 20 min se tiene,

$$0,00023 \frac{\text{lb}}{\text{s}} = \frac{0,02 \text{ Q}}{1 \text{ lb}} * 1 200 \text{ s} = 5,58 \text{ Q}$$

### 3.11.2. Pérdida de calor en los alrededores durante preparación de mezcla en olla superior

Se calculará la cantidad de calor liberado por la superficie expuesta de la olla por medio de la siguiente ecuación:

$$\dot{Q} = A * U * \Delta T$$

Donde:

A = área de la olla (m<sup>2</sup>)

U = Coeficiente de transmisión de calor (W/m<sup>2</sup>°C)

ΔT = Cambio de temperatura (T<sub>interior de la olla</sub> – T<sub>ambiente</sub>)

### 3.11.2.1. Se calcula el área de la olla

Las ollas tienen forma cilíndrica, cuentan con un largo de 3,25 m y un diámetro de 2 m, por lo tanto, para el cálculo del área se tiene:

$$\text{Área} = (0,695)\pi(2)^2 + 0,59 * 2\pi(0,695) + \pi(0,45)^2 + 2\pi(0,05) = 12,26 \text{ m}^2$$

### 3.11.2.2. Se calcula el coeficiente de transmisión de calor

Para este caso se utilizará un coeficiente de transmisión de calor de 450 W/m<sup>2</sup>°C, este dato se determinó en base a la tabla LIX. tomando en cuenta que las ollas están construidas de acero inoxidable y que el producto que se cocina en ellas es una solución acuosa.

Tabla LIX. **Coeficientes de transmisión de valor para chaquetas de vapor**

Producto	Material de paredes	U (W/m <sup>2</sup> °C.)
Agua	Acero inoxidable	850-1700
	Acero al carbono con revestimiento de vidrio	400-570
Solución acuosa	Acero inoxidable	450-1140
	Acero al carbono con revestimiento de vidrio	285-480
Orgánico	Acero inoxidable	285-850
	Acero al carbono con revestimiento de vidrio	170-400

Continuación tabla LIX.

Aceite ligero	Acero inoxidable	340-910
	Acero al carbono con revestimiento de vidrio	230-425
Aceite pesado	Acero inoxidable	57-285
	Acero al carbono con revestimiento de vidrio	57-230

Fuente: Spirax sarco. *Heating With Coils and Jackets*. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/steam-engineering-principles-and-heat-transfer/heating-with-coils-and-jackets>

Consulta: 15 de diciembre de 2020.

### 3.11.2.3. Cálculo de temperatura media

Para este caso se calcula el promedio de la temperatura interior de la olla y la temperatura ambiente.

$$T_{\text{media}} = \frac{25 + 87}{2} = 56 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

### 3.11.2.4. Cálculo de calor perdido

En la siguiente tabla se muestran los datos para el cálculo del calor transferido a los alrededores por las paredes de la olla.

Tabla LX. **Datos para cálculo de calor a los alrededores en olla superior**

Equipo	Área (m <sup>2</sup> )	Coficiente de conductividad térmica (kW/m <sup>2</sup> °C)	Temperatura media (°C)	Temperatura ambiente (°C)	Entalpía (kg/kj)	Condensado (kg/s)
Olla de cocción superior	12,26	0,450	56	25	1 053,86	0,16

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

Sustituyendo datos se tiene

$$\dot{Q} = \frac{12,26 * 0,450 * (56 - 25)}{1\ 053,86} = 0,00016 \text{ kg/s}$$

Calculado el costo para producir dicho vapor se tiene

$$0,16 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} * \frac{0,02 \text{ Q}}{1 \text{ lb}} * 1\ 200 \text{ s} = 0,009 \text{ Q}$$

### 3.11.3. Pérdida de calor en los alrededores durante preparación de mezcla en olla inferior

En la siguiente tabla se muestran los datos para el cálculo del calor transferido a los alrededores por las paredes de la olla inferior, ya que la olla superior y la inferior son iguales, se toma la misma área y coeficiente de conductividad térmica anteriormente calculados.

En cuanto al cambio de temperatura, se considera la temperatura a la cual se debe mantener el producto menos la temperatura ambiente.

Tabla LXI. Datos para cálculo de calor a los alrededores en olla inferior

Equipo	Área (m <sup>2</sup> )	Coficiente de conductividad térmica (kW/m <sup>2</sup> °C)	Temperatura a la que debe mantenerse el producto (°C)	Temperatura ambiente (°C)	Entalpía (kg/kj)	Condensado (kg/s)
Olla de cocción inferior	12,26	0,450	87	25	1 053,86	0,32

Fuente: elaboración propia, Empresa Alimentos, S.A.

$$\dot{Q} = \frac{12,26 * 450 * (87 - 25)}{1\ 053,86} = 0,00032 \text{ kg/s}$$

Calculado el costo para producir dicho vapor se tiene

$$0,32 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} * \frac{0,02 \text{ Q}}{1 \text{ lb}} * 7\ 200 \text{ s} = 0,1 \text{ Q}$$

### 3.12. Estado de trampas

Se le realizó un análisis termográfico a la mayor parte de las trampas en Alimentos, S.A. para determinar si estas estaban funcionando adecuadamente. Mediante estos análisis se pudieron determinar 5 situaciones que están sucediendo en determinadas trampas.

- La primera situación consiste en que la temperatura de entrada y salida son muy bajas comparada con la temperatura del vapor, esto significa que las trampas están cerradas.

Figura 69. **Trampa cerrada**

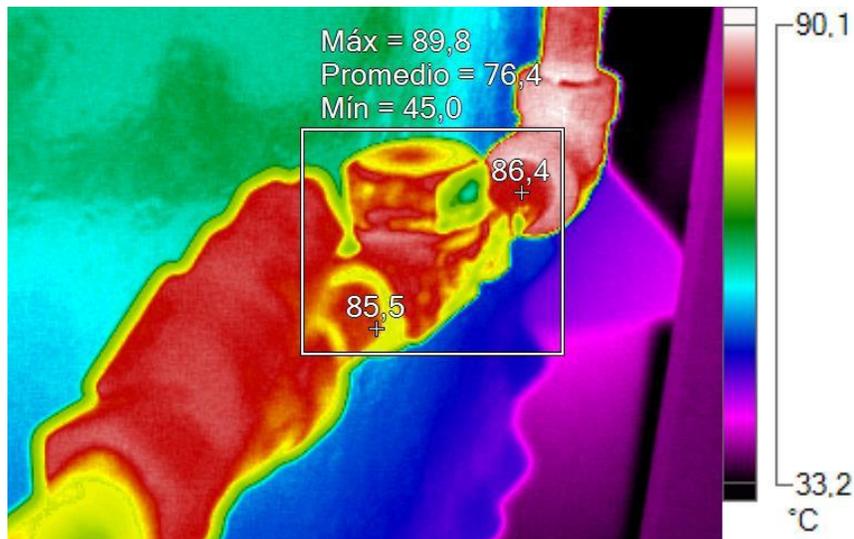


Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

Esta trampa pertenece a la línea principal que transporta vapor a 169 °C. Al realizar el análisis se encontró que la entrada de vapor en esa trampa estaba a 46,6 °C y la salida a 31,7 °C, es decir, ambas temperaturas están significativamente alejadas de la temperatura del vapor. Por lo tanto, se determinó que la trampa está cerrada y la entrada posiblemente está llena de condensado.

- La segunda situación consiste en que la entrada de la trampa tiene la misma temperatura que la de salida, esto significa que la trampa está abierta y fugando vapor.

Figura 70. Trampa fugando

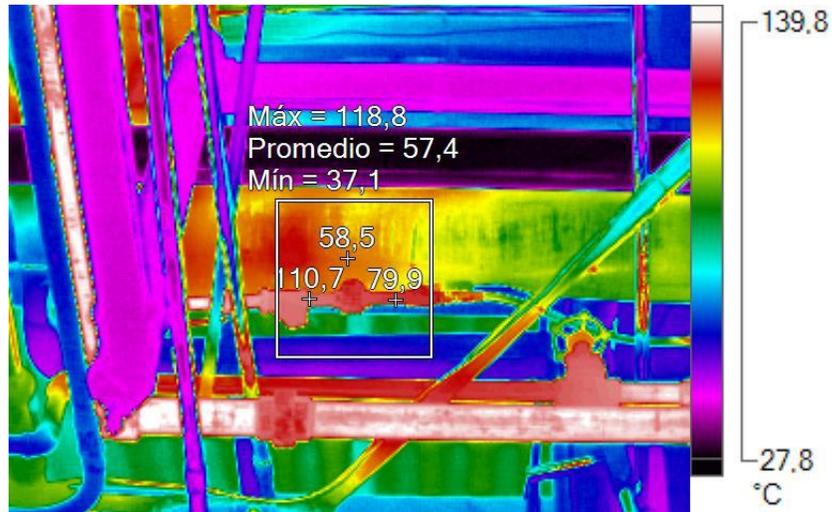


Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, cuarto de calderas.

Esta trampa termodinámica se encarga de drenar condensado del tanque diario, al realizar el análisis termográfico se pudo observar que la entrada (86,4 °C) y la salida (85,5 °C) presentan temperaturas con muy poca diferencia entre ellas, por lo tanto, se encontró que esa trampa se encuentra fugando vapor. Esta trampa puede estar defectuosa debido a que el stainer de dicha instalación está mal ubicado, este debería entrar en la entrada de vapor y no en la salida.

- La tercera situación consiste en que la temperatura de entrada de la trampa es significativamente menor a la temperatura del vapor, esto significa que la entrada a la trampa está obstruida.

Figura 71. **Entrada de trampa obstruida**

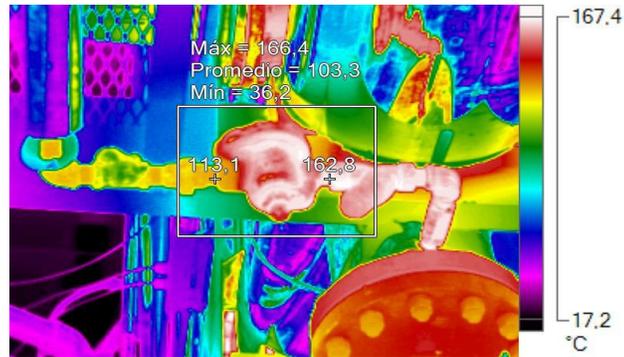


Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

En este caso la temperatura del vapor dentro de la línea es de aproximadamente 160 °C, pero en la entrada de trampa esta tiene una temperatura de 110,7 °C y una salida de 79,9 °C. Por lo tanto, se determina que no estaba llegando todo el vapor a la trampa entonces es posible algo posiblemente está obstruyendo la entrada de vapor.

- La cuarta situación consiste en que la temperatura de entrada es mayor a la temperatura de salida, por lo tanto, la trampa está funcionando correctamente.

Figura 72. **Trampa funcionando correctamente**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

Aquí la temperatura de entrada es significativamente más grande que la de salida, por lo tanto, la trampa está funcionando correctamente.

- La quinta situación consiste en trampas no inspeccionadas debido a que la entrada y salida de las trampas están forradas con aislamiento.

Figura 73. **Salida y entrada de trampa forradas con aislamiento**

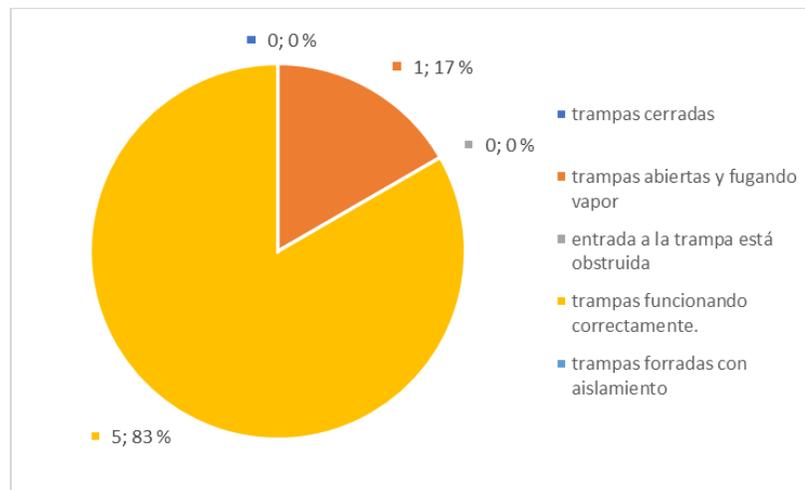


Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

### 3.12.1. Inspección de trampas de vapor en cuarto de calderas

En la siguiente gráfica se muestra los resultados del estado de las trampas como número y porcentaje (según su estado) obtenidos al analizar las 6 trampas ubicadas en el cuarto de caldera.

Figura 74. Resultados de análisis de trampas en cuarto de calderas



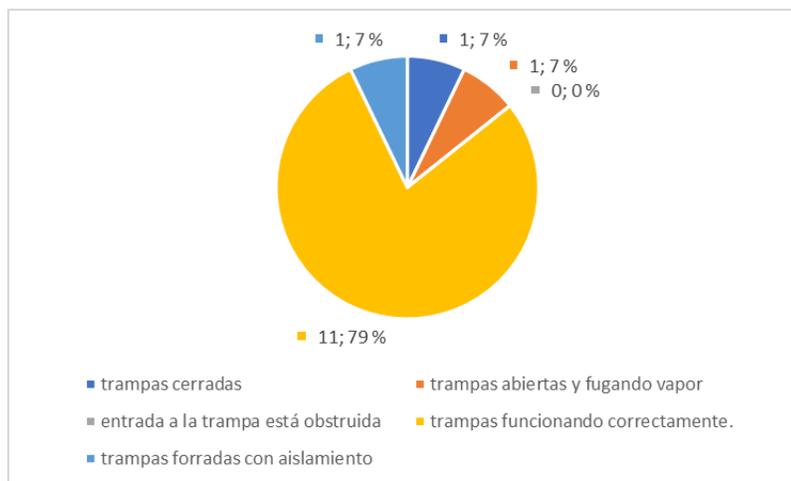
Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

En esta planta no se realizó análisis a 1 trampa debido a que no estaba funcionando en ese momento.

### 3.12.2. Inspección de trampas de vapor en planta de cereales

En la siguiente gráfica se muestra los resultados obtenidos al analizar las 14 trampas ubicadas en planta de cereales.

Figura 75. **Resultados de análisis de trampas en planta de cereales**



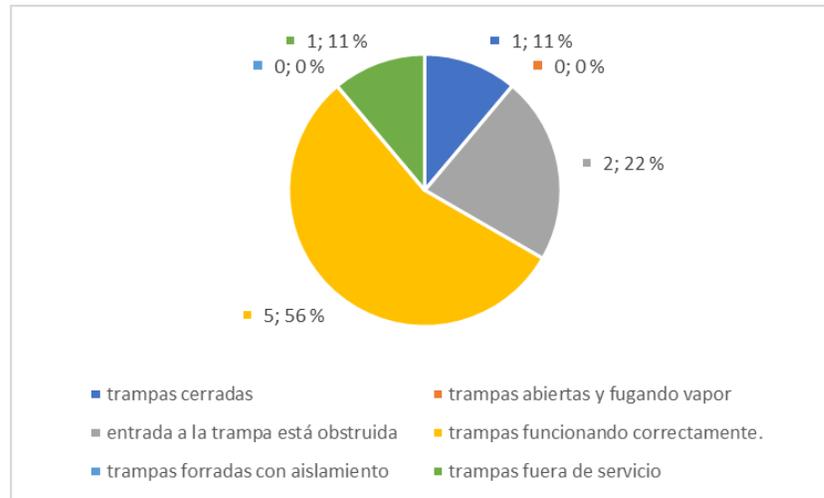
Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

En esta planta no se realizó análisis a 8 trampas debido a que el equipo no estaba en funcionamiento en ese momento.

### 3.12.3. Inspección de trampas de vapor en planta de snacks

En la siguiente gráfica se muestran los resultados obtenidos al analizar las 9 trampas ubicadas en planta de cereales.

Figura 76. **Resultados de análisis de trampas en planta de snacks**



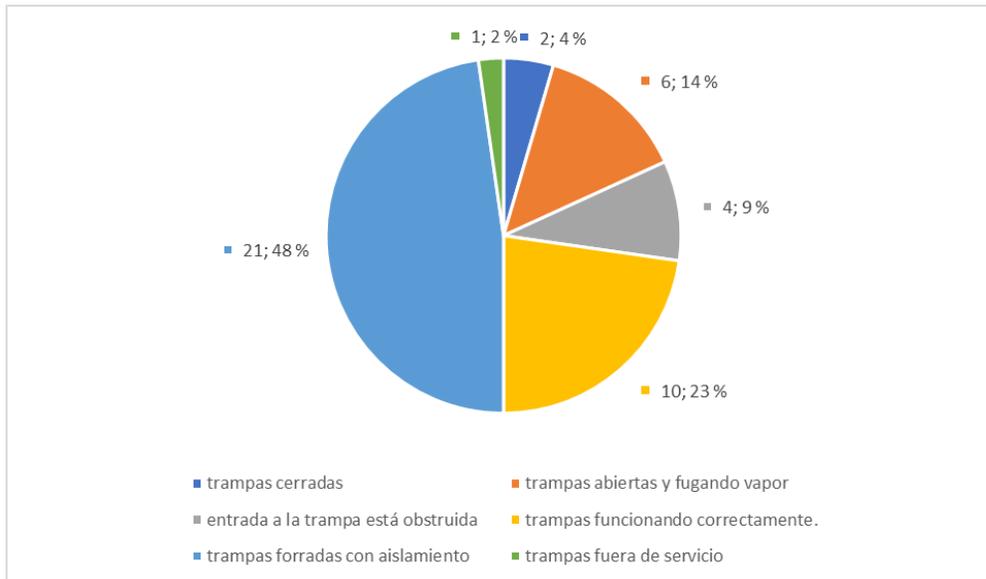
Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

En esta planta se analizaron todas las trampas, aunque dos de ellas no se utilizan.

#### 3.12.4. **Inspección de trampas de vapor en planta de atoles**

En la siguiente gráfica se muestra los resultados como número y porcentaje obtenidos al analizar las 23 trampas ubicadas en planta de atoles.

Figura 77. Resultados de análisis de trampas en planta de atoles



Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

En esta planta no se realizó análisis a 21 trampas debido a que la entrada y salida se encontraba cubierta de aislamiento. A una trampa tampoco se pudo realizar el análisis debido a que estaba fuera de servicio.

### 3.12.5. Cálculo de vapor perdido en trampas abiertas

Se realizará una estimación de las pérdidas económicas que pueden estar teniendo en las trampas que están fugando vapor. Para dicha estimación las trampas abiertas se tomarán como si fuera un orificio en una tubería cuyo diámetro será el asiento de la válvula interna. La siguiente tabla muestra las pérdidas de vapor en (lb/h) para un diámetro y presión determinada.

Tabla LXII. **Flujo de vapor a través de orificios que descargan a la atmosfera**

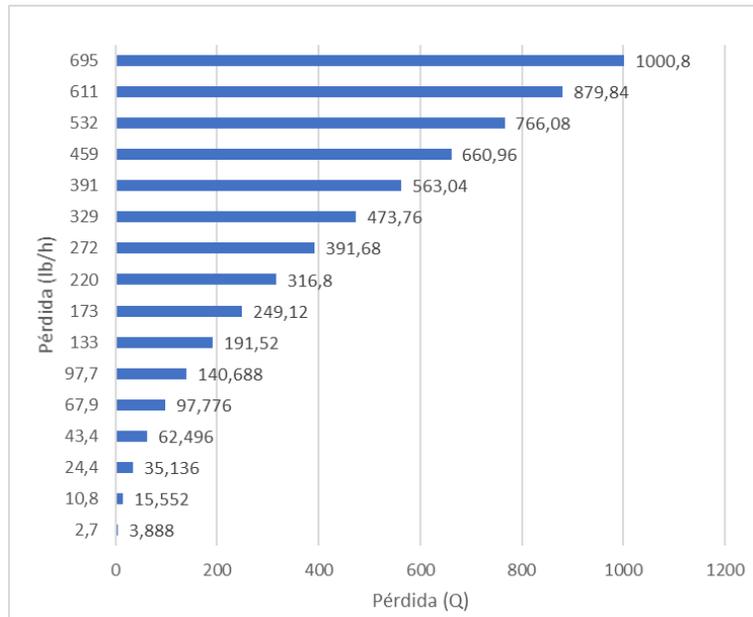
Diámetro de orificio (pulg)	2	5	10	15	25	50	75	100	125
1/32"	0,31	0,47	0,58	0,70	0,94	1,53	2,12	2,7	3,30
1/16"	1,25	1,86	2,30	2,80	3,80	6,10	8,50	10,8	13,20
3/32"	2,81	4,20	5,30	6,30	8,45	13,80	19,10	24,4	29,70
1/8"	4,50	7,50	7,40	11,20	15,00	24,50	34,00	43,4	52,90
5/32"	7,80	11,70	14,60	17,60	23,50	38,30	53,10	67,9	82,70
3/16"	11,20	16,70	21,00	25,30	33,80	55,10	76,40	97,7	119,00
7/32"	15,3	22,9	28,7	34,4	46,0	75,0	104,0	133,0	162,0
1/4"	20,0	29,8	37,4	45,0	60,1	98,0	136,0	173,0	212,0
9/32"	25,2	37,8	47,7	56,9	76,1	124,0	172,0	220,0	268,0
5/16"	31,2	46,6	58,5	70,3	94,0	153,0	212,0	272,0	331,0
11/32"	37,7	56,4	70,7	85,1	114,0	185,0	257,0	329,0	400,0
3/8"	44,9	67,1	84,2	101,0	135,0	221,0	306,0	391,0	478,0
13/32"	52,7	78,8	98,8	119,0	159,0	259,0	359,0	459,0	559,0
7/16"	61,1	91,4	115,0	138,0	184,0	300,0	416,0	532,0	648,0
15/32"	70,2	105,0	131,0	158,0	211,0	344,0	478,0	611,0	744,0
1/2"	79,8	119,0	150,0	180,0	241,0	392,0	544,0	695,0	847,0

Fuente: CARREY, Merrit. *Process Steam Systems*. p.220.

- Cálculo por una trampa fugando

Para una presión de vapor de 100 psig y un costo de vapor de 0,06 Q/lb se realizó el cálculo de la pérdida económica que tendría una trampa fugando con cada uno de los orificios listados en la tabla anterior. En la siguiente gráfica se observa este cálculo, donde, el eje vertical representa el flujo de vapor perdido y el eje horizontal la pérdida económica.

Figura 78. **Pérdida de flujo vs pérdida económica por una trampa**



Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

Como ejemplo se realizará el cálculo de la pérdida para un orificio de 1/32” el cual deja pasar un flujo de 2,7 lb/h.

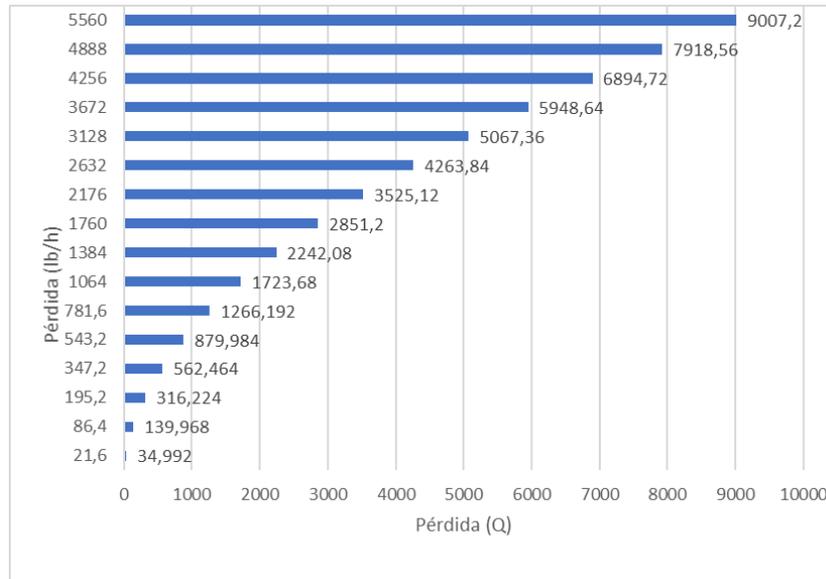
$$2,7 \frac{lb}{h} * \frac{0,06 Q}{lb} * \frac{24h}{1 \text{ día}} = 3,88 \frac{Q}{\text{día}}$$

- Cálculo por ocho trampas fugando

El cálculo se realiza de la misma forma que el anterior con excepción que el resultado se multiplica por 8, como ejemplo se realizará el cálculo nuevamente para un orificio de 1/32”.

$$2,7 \frac{lb}{h} * \frac{0,06 Q}{lb} * \frac{24h}{1 \text{ día}} * 8 \text{ trampas} = 34,9 \frac{Q}{\text{día}}$$

Figura 79. **Pérdida de flujo vs pérdida económica por ocho trampas**



Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

### 3.13. **Análisis y propuesta para la mejora de la eficiencia en los sistemas de generación y distribución de vapor**

A continuación, se realizará un análisis de los resultados obtenidos y se harán propuestas para reducir las pérdidas que se están teniendo y que fueron calculadas en los apartados anteriores.

#### 3.13.1. **Propuesta para la mejora de la eficiencia de la caldera**

Esta propuesta se divide en 3 partes, las cuales describen la importancia de mejorar la eficiencia de combustión, reducir las pérdidas por purga y aprovechar la energía en el agua de purga.

### **3.13.1.1. Mejora de la eficiencia de combustión**

- Resultados

Después de analizar y realizar cálculos basados en la evidencia encontrada en el interior de los tubos de la caldera, se concluyó que la caldera pudo haber perdido hasta un 8 % de eficiencia de transmisión de calor por los tubos debido a gruesas capas de hollín que se encontraron dentro de la caldera.

Si se mantiene una buena combustión se podrían reducir el combustible no quemado y se puede producir más vapor con la misma cantidad de combustible. En el apartado 3.2. se calculó el vapor producido con el 8 % de combustible perdido y el producido con una eficiencia de 84,5 % y se encontró que al eliminar las pérdidas por mala transferencia de calor en los tubos (en promedio) se puede tener un ahorro de hasta 1 088,56 Q/día con el combustible que se consume.

- Propuesta de mejora

Con la finalidad de mejorar la eficiencia de combustión de la caldera se propone lo siguiente:

- Capacitaciones hacia los operarios de calderas con mayor enfoque en la operación del sistema de combustión de la caldera.
- Análisis para determinar la factibilidad de un cambiar el combustible a uno más limpio.

### **3.13.1.2. Operación de purga**

- Resultados

Se realizó un análisis de los datos medidos de TSD con la finalidad de determinar si la cantidad de agua de purga desechada manualmente podía ser

mejorada con una instalación de purga automática. Para ello se tomó como referencia un valor de 3 500 ppm como límite de TSD, ya que es el que recomienda CleaverBooks para una presión de 105 psig (ver anexos). Al analizar los datos de TDS medidos se pudo observar que varios de estos estaban por encima de 3 500 ppm, lo cual no debería estar sucediendo. Por esta razón, los cálculos de pérdida de energía se realizaron para un vapor mínimo, máximo y promedio.

- Análisis de resultados de valores mínimos

Los cálculos se realizaron para los meses entre septiembre y diciembre, durante este tiempo se encontró que se perdió desde un 6,78 BTU/s hasta un 29,70 BTU/s de energía, lo cual representa en promedio desde un 0,25 % hasta un 1,24 % de reducción en el costo de generación de vapor.

- Análisis de resultados de valores máximos

Al igual que para los valores mínimos, los cálculos se realizaron para los meses entre septiembre y diciembre, durante este tiempo se encontró que en promedio se perdió desde un -22,53 BTU/s hasta un -7,06 BTU/s de energía, la cual representa desde un 0,32 % hasta un 1,05 % de aumento en el costo de generación de vapor. Se debe resaltar que estos valores se encontraron por encima de 3 500 ppm, por lo cual los valores de energía quedaron negativos, esto podría significar que se está necesitando más energía de la necesaria para llevar el agua a su estado de vapor, lo cual podría resultar en incrustaciones dentro de la caldera.

- Propuesta de mejora

Con la finalidad de mejorar las pérdidas por purga de la caldera se propone lo siguiente:

- Implementación de purga automática para un mejor control de TSD.
- De no implementar purga automática, asegurarse que los sólidos disueltos no sobrepasen el límite establecido, se deberá revisar el sistema de tratamiento de agua, asegurarse que se esté haciendo el número de purgas requerido e investigar si el personal está realizando las purgas adecuadamente.

### **3.13.1.3. Aprovechamiento de agua de purga**

- Resultados

Se encontró la energía liberada en el agua de purga al someterla a presión atmosférica, en promedio esta tiene un valor de 19 8627,65 BUT/h hasta 251 868,92 BUT/h dependiendo de la cantidad de purga desechada (estos son datos de noviembre y octubre respectivamente), la cual tiene un costo al día de 451,32 Q y 572,29 Q, esta pérdida en purga puede ser una justificación económica para un proyecto que permita aprovecharla. Además, un 27 % de la purga se convierte en vapor flash y este en promedio es capaz de contener desde 84 120,51 BUT/h hasta 106 668,64 BUT/h lo que equivale a 207,07 Q y 262,57 Q/día.

- Propuesta de mejora

La energía contenida en el vapor flash de la purga podría ser utilizada para el calentamiento del agua nueva que se dirige al tanque de alimentación. Se

consultó una guía técnica de CleaverBrooks para comprobar la factibilidad con base en la cantidad de purga y agua nueva que se tienen, según los cálculos anteriormente realizados se encontró que se consumen en promedio de 2 721,35 hasta 4 007,75 lb/h de agua nueva y se desecha un máximo de 1 421,6 lb/h de purga. Por lo tanto, según la siguiente figura es factible la utilización de un tanque de vapor flash. Para este caso se podría usar un tanque modelo ACC-AHR-3-9.

Tabla LXIII. **Modelos de tanque de vapor flash**

Número de modelo	Máxima capacidad de purga (GPM)	Máxima capacidad de purga (lb/h)	Máxima capacidad de agua nueva (GPM)	Máxima capacidad de agua nueva(lb/h)
ACC-AHR-3-9	3	1 499,4	9	4 498,2
ACC-AHR-3-15	3	1 499,4	15	7 497
ACC-AHR-6-12	6	2 998,8	12	5 997,6
ACC-AHR-6-30	6	2 998,8	30	14 994
ACC-AHR-10-20	10	4 998	20	9 996
ACC-AHR-10-50	10	4 998	50	24 990
ACC-AHR-20-40	20	9 996	40	19 992
ACC-AHR-20-100	20	9 996	100	49 980
ACC-AHR-30-60	30	14 994	60	29 988
ACC-AHR-30-150	30	14 994	150	74 970

Fuente: Cleaver brooks. *Flash Tank Economizer*

*Product Guide*. <http://cleaverbrooks.com/reference-center/resource-library/technical-data/Documents/Flash%20Tank%20Heat%20Recovery%20Boiler%20Book.pdf>. Consulta:

10 de febrero de 2020

La disposición en la cual tendría que ser instalado el tanque se muestra a continuación:

Figura 80. **Instalación de un tanque de vapor flash para agua de purga**

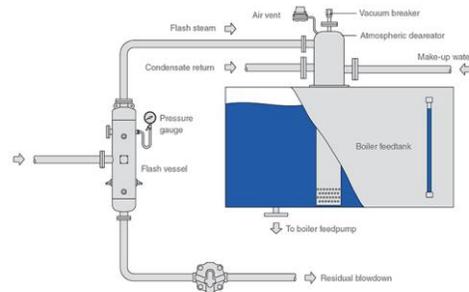


Fig. 3.13.2 Using a flash vessel to return energy to the feedtank

Fuente: Spirax Sarco. *Heat recovery from boiler blowdown (TDS Control only).*

<https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/the-boiler-house/heat-recovery-from-boiler-blowdown-tds-control-only>. Consulta: 10 de febrero de 2020.

Esta disposición hace uso de un deaerador, el cual también resultaría eficiente para reducir el oxígeno disuelto en el agua y, por tanto, la oxidación en los tubos de la caldera.

Figura 81. **Instalación de un tanque de vapor flash e intercambiadores de calor para aprovechamiento de calor de agua de purga**

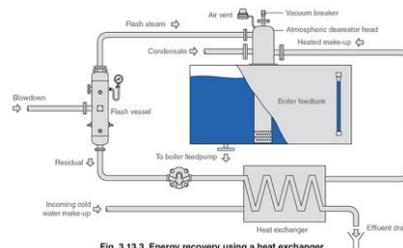


Fig. 3.13.3 Energy recovery using a heat exchanger

Fuente: Spirax Sarco. *Heat recovery from boiler blowdown (TDS Control only).*

<https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/the-boiler-house/heat-recovery-from-boiler-blowdown-tds-control-only>. Consulta: 10 de febrero de 2020.

La figura muestra otra disposición para aprovechar el agua que no se convierte en vapor flash, por medio de intercambiadores de calor el cálculo de dicha energía aprovechable se encuentra en el apartado 3.5.3.

#### **3.13.1.4. Propuesta para la mejora de la eficiencia del sistema de distribución de vapor**

- Resultados

Actualmente se tienen largos tramos de tubería de vapor que no están aislados, por lo cual se está perdiendo significativas cantidades de calor. En la planta de snacks y de atoles se está perdiendo energía al día equivalente a 260,07 Q y 107,18Q respectivamente, además en la tubería principal se están perdiendo 163,51 Q al día por tramos no aislados. Todo esto suma una pérdida de 530,76 Q/día.

- Propuesta de mejora

Colocar aislamiento en la tubería que no está aislada podría reducir considerablemente las pérdidas actuales. En el apartado 3.6.3.6. se encontró que al colocar aislamiento de fibra cerámica en las tuberías no aisladas planta de snacks puede ahorrar hasta 65,36 Q/día, planta de atoles 21,80 Q/día y en la tubería principal 45,11 Q/día, lo que suma un ahorro de 398,49 Q/día respecto a las pérdidas sin aislamiento.

Por lo tanto, se recomienda colocar aislamiento de fibra cerámica de espesor de  $\frac{1}{2}$ " en tubería de  $\frac{3}{4}$ ", y de espesor 1" en la tubería de 2" y 4".

### **3.13.1.5. Factibilidad de un nuevo regulador de presión para la mejora de la eficiencia de marmitas**

- Resultados

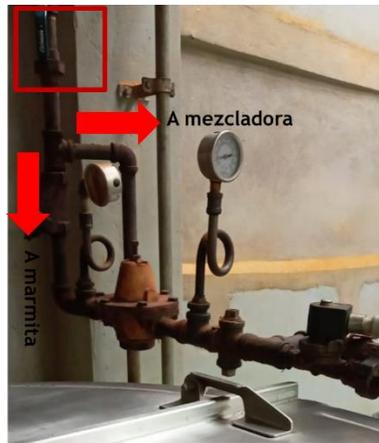
En la planta de snacks se encuentra una marmita que tiene un regulador de presión defectuoso, esto es notorio porque se alcanzan presiones de hasta 100 psig y fuga vapor (lo cual no debería suceder). Por ello, se realizó un estudio de la factibilidad de la compra de un regulador nuevo. Se determinó la cantidad de vapor necesario para llevar 318, 18 kg de aceite de una temperatura de 20 °C a 50 °C con una presión de 10 psig y con una de 100 psig. Con 10 psig se encontró que se necesitan 31,66 lb de vapor equivalentes a 1,9 Q y para 100 psig se requieren 34,23 lb de vapor equivalentes a 2,05 Q. Mediante los cálculos se puede observar que, en efecto disminuye el costo y el consumo al disminuir la presión, sin embargo, para encontrar el costo exacto sería necesario encontrar los tiempos que se necesitan para calentar el aceite con cada una de las presiones (aunque se sabe que el tiempo va ser menor con una presión de 10 psig que con 100 psig), además se debe conocer el tamaño del orificio de la fuga que se encuentra en la válvula para determinar una pérdida más exacta.

- Propuesta de mejora

Se sabe que este equipo no utiliza una cantidad significativa de tiempo, sin embargo, sí se sugiere la compra de un regulador de presión con el fin de tener un menor consumo de vapor, un mejor control de temperatura y disminuir la pérdida por fugas de vapor. También se sugiere una mejora en la instalación de entrada de vapor. En la siguiente figura se puede observar que la entrada de vapor a la marmita y a la mezcladora esta junta (figura 85.). Por lo tanto, cuando se utiliza la mezcladora también pasa vapor por el regulador de presión y demás

componentes de la marmita (innecesariamente) ya que no se cuenta con una válvula que cierre el paso antes de estos, si no, hasta la entrada de la marmita (figura 82.). Esta podría ser la causa de la falla del regulador de presión y podría estar dañando a los demás equipos. Se sugiere colocar una válvula de aislamiento antes y después de la válvula reguladora de presión.

Figura 82. **Entrada de vapor a la marmita**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

Figura 83. **Válvula que bloquea el paso de vapor a la marmita**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

### **3.13.2. Propuesta para la mejora de la eficiencia del sistema de retorno de condensado**

Con respecto a la realización del cálculo de la cantidad de condensado recolectado, se encontró que se recolecta en promedio desde 5 335,59 lb/h hasta 6 158,29 de condensados lo que representa un 66,22 % y un 60,58 % del agua de alimentación total. Un 27 % de esta cantidad de condensados se convierte en vapor flash.

### **3.13.2.1. Aislamiento de tuberías de retorno de condensado**

- Resultados

Se tienen largos tramos de tubería de condensado que no están aisladas principalmente en la planta de cereales y atoles, por lo cual se está perdiendo ciertas cantidades de calor. En las plantas de cereales se está perdiendo energía al día equivalente a 348,29 Q, mientras que en la planta de atoles se están perdiendo energía equivalente a 152,79 Q al día por tramos no aislados. Todo esto suma una pérdida de 501,08 Q/día.

- Propuesta de mejora

En el apartado 3.7.5. se encontró que al colocar aislamiento de fibra cerámica en las tuberías en planta de cereales pueden ahorrar hasta 246,11Q/día y en planta de atoles pueden ahorrar 112,27 Q/día, lo que suma un ahorro de 358,38 respecto a la pérdida sin aislamiento.

### **3.13.2.2. Tanque de agua de alimentación no aislado**

- Resultados

El tanque de alimentación de agua no se encuentra aislado, por lo cual, este libera calor al ambiente enfriando el agua en su interior. Tomando en cuenta sus dimensiones, la temperatura exterior e interior, y un coeficiente de conductividad térmica calculado en base a su material y espesor se encontró que transmite calor al exterior a una tasa de 7 932 kw.

- Propuesta de mejora

Se podría colocar aislamiento térmico al tanque de condensados, siempre tomando en cuenta que dentro del tanque el agua no puede alcanzar temperaturas muy altas, pues la bomba de agua de alimentación podría cavitarse. Sin embargo, es posible colocar un aislamiento óptimo que no tenga una densidad ni un grosor muy alto para conservar una temperatura adecuada dentro del tanque. Al mantener la temperatura del agua a un nivel aceptable por encima de los 77 °C, pero debajo de los 93 °C, podría ayudar a reducir el oxígeno en el agua, por lo tanto, la corrosión en los tubos de la caldera.

### **3.13.2.3. Factibilidad de recuperación de condensados en ollas de línea 1 en planta 3**

- Resultados

Los condensados producidos en las 2 ollas de línea 1 no son recuperados actualmente, por lo cual se pretende comprobar si es factible invertir en su recuperación. La olla superior solamente se utiliza para la preparación de la mezcla la cual dura 20 min, durante este tiempo se encontró un consumo de vapor de 0,2 lb/s y utilizándolo por 20 min equivale a 5,58 Q. En cuanto al vapor necesario para contrarrestar las pérdidas de calor al ambiente, resultó ser de 0,00035 lb/s que por 20 min equivale a 0,008 Q.

En cuanto a la olla inferior, esta se utiliza para almacenar la mezcla mientras sale a un determinado flujo, durante este tiempo debe conservar una temperatura de 87 °C, por lo tanto, sólo se consideró el vapor necesario para mantener dicha temperatura. Se determinó que para contrarrestar las pérdidas de calor al

ambiente se necesita un consumo de 0,0007 lb/s de vapor durante 2 horas (tiempo de almacenaje), esto tiene un costo de 0,1 Q.

En total se tiene que las ollas consumen vapor equivalente a 5,69 Q por mezcla (sumando el consumo por ambas ollas). Si en el día se realizan en promedio 8 mezclas, se tiene un consumo de 45,52 Q/día lo que multiplicado por 5 días al mes (que es el tiempo que las usan) sería 227,61 Q

- Análisis de resultados

Las ollas se utilizan muy poco tiempo durante un mes, entonces la compra de una bomba para recuperar esos condensados no es tan factible a corto plazo, sin embargo, si se aumentara el tiempo de uso si podría justificarse.

#### **3.13.2.4. Pérdida por trampas de vapor fugando vapor**

- Resultados

Al analizar los resultados de las termografías realizadas a las trampas de vapor se encontró un total de 8 trampas fugando vapor, 4 trampas cerradas, 6 trampas podrían tener la entrada obstruida, 31 trampas están funcionando correctamente, 22 trampas no pudieron ser analizadas por estar forradas con aislamiento, y 2 trampas que están instaladas, pero no se usan (fuera de servicio).

En las figuras del apartado 3.12.5. se puede observar una estimación de la cantidad de vapor que podría estarse fugando con sus respectivos costos, al no conocer el tamaño del “orificio” por el cual se está fugando vapor no se puede

tener un dato exacto de la cantidad de vapor fugando, sin embargo, en estas figuras se observa que hasta la más pequeña cantidad de vapor fugando puede ser significativa.

- Propuesta de mejora

Principalmente se sugiere realizar mantenimiento a todas esas trampas que mostraron tener un problema en los análisis termográficos realizados, y de esta forma determinar si las trampas aún son funcionales, de no serlo se sugiere su cambio. Para el caso de las trampas que puedan tener alguna obstrucción en la entrada se sugiere revisar la tubería anterior a la trampa en busca de dicha obstrucción.

En cuanto a las trampas que no se pudieron analizar se sugiere reinstalar el aislante de manera que quede al menos un espacio de 30 cm libre de aislante antes de la entrada de la trampa y después de la salida.

## **4. FASE DOCENTE**

En esta fase se pretende formular una propuesta para mejorar la forma en que los nuevos operadores de una determinada área están aprendiendo a conocer y manejar la maquinaria, con esto se pretende que se pueda tener certeza que los operadores están adquiriendo los lineamientos correctos de operación, del mantenimiento que a ellos les corresponde realizar, de los cuidados de seguridad industrial que deben tener con la máquina y de los estándares de calidad que se deben tener del producto dado por la maquinaria. También se realizarán manuales que abarquen todo esto para un equipo determinado.

### **4.1. Necesidad de una forma de implementar capacitación**

La necesidad de implementar una forma de capacitar a los nuevos operadores radica en reducir la cantidad de paros de producción por malos ajustes de la maquinaria, reducir los accidentes provocados por desconocimiento de los lineamientos de seguridad que se deben tener, asegurar la calidad de los productos y brindar conocimientos para la solución de problemas. Además, es importante que los ajustes de la maquinaria se hagan correctamente para alargar su vida útil. Al no contar con una forma de implementar una capacitación y de darle seguimiento a esta no se tiene certeza que el operador tenga los conocimientos para realizar lo anteriormente mencionado.

### **4.2. Población y equipo en donde se realizará propuesta de capacitación**

- Lugar y personal al cual se dirigirá la propuesta

La propuesta estará dirigida al nuevo personal de operación de maquinaria de planta de snacks en línea 2. Se hace la observación que esta propuesta también podría ser aplicable para cualquier lugar de la empresa en donde exista operación de maquinaria.

- Maquinaria utilizada en el lugar de propuesta

En línea 2 de planta de snacks se cuenta con maquinaria de empaque, la cual se subdivide en la parte que pesa el producto y el que se ocupa de empacarlo.

#### **4.2.1. Aprendizaje actual de operadores**

Al consultar a los operadores, se encontró que el aprendizaje de los operadores nuevos sólo depende de lo que otros operarios más antiguos les enseñen mientras operan la máquina, esto podría hacer que su enseñanza se vuelva lenta, y es muy probable que no logren captar todos los detalles que deben conocer para una operación y mantenimiento efectivo. Por esto, el objetivo de esta propuesta es ofrecer una forma más atractiva de capacitación.

#### **4.3. Formulación de propuesta**

Se propone la creación de una aplicación web que contenga material de capacitación para operadores de las líneas de planta de snacks. El contenido para la realización de dicho material puede ser obtenido de los manuales de las máquinas o por medio de los operadores más experimentados. Dicho contenido de capacitación puede darse a través de videos, textos o juegos interactivos, ya que la web permite la reproducción de cualquiera de esos medios.

Se sabe que actualmente uno de los contenidos de capacitación más utilizados para este tipo de proyectos son los videos, ya que los textos pueden tornarse largos y un tanto tediosos para algunas personas (aunque también son necesarios), en cambio los videos suelen ser muy prácticos, por esto, se propone la realización de manuales resumidos y videos que expliquen lo anteriormente planteado.

Se realizarán manuales resumidos para que sirvan de base al realizar los videos, de esta manera se podrá asegurar que los videos cuentan con toda la información necesaria para una adecuada capacitación a los operadores.

#### **4.4. Recursos necesarios para implementación de propuesta.**

Se requerirán recursos para la realización de; manuales resumidos, que plasme toda la información que deben conocer los operadores nuevos para llevar a cabo su función de la mejor manera; videos, que tengan de forma interactiva la información planteada en los manuales y se requerirá de determinados recursos para la elaboración de una aplicación web que contenga los manuales y videos. Cada tipo de material de capacitación requerirá diferente equipo para su elaboración, a continuación, se muestra el equipo necesario para realizar textos y videos (que son los materiales propuestos).

##### **4.4.1. Recursos necesarios para elaboración de videos**

Para que las personas puedan tener una mejor experiencia y que realmente logren captar lo que están aprendiendo es necesario que sean de alta calidad y comprensibles para estos se requerirá:

- Una persona hábil en comunicación que pueda llevar a cabo las explicaciones de los temas que contendrán los videos
- Una persona hábil con el manejo de cámara y sonido
- Una persona con capacidades de edición de videos
- Cámara
- Micrófono
- Ambiente iluminado
- Computadora
- Programa de edición de video
- Programa de edición de imágenes

#### **4.4.2. Recursos necesarios para elaboración de manuales**

Para realizar un manual se debe cumplir con una buena redacción y dichas redacciones deberán ser cortas y explícitas.

- Cámara
- Computadora
- Programa para elaborar dicho manual
- Programa de edición de imágenes

#### **4.4.3. Recursos necesarios para elaboración de una aplicación web**

Para realizar un manual se deberá contar con lo siguiente:

- Personas hábiles en la programación (opcional)
- Computadora
- Registro de un nombre de dominio

- Programas de programación (opcional)
- Un hosting web
- Plataformas para construir páginas web (opcional)

#### **4.4.4. Realización de manuales resumidos realizados**

Se realizaron dos instructivos que cubren la parte de pesado y empaque, estos contienen bases para que los nuevos operarios puedan aprender a manejar los distintos dispositivos de esta maquinaria. En la siguiente imagen se muestra la portada de ambos manuales.

#### **4.4.5. Contenido de manuales**

La forma en que se colocó el contenido de capacitación es por partes, es decir, se seccionó la información por temas para que el aprendizaje fuera más completo y evitar no mencionar algún detalle importante.

##### **4.4.5.1. Temas colocados en manuales**

A continuación, se muestra una lista de los temas en el orden en que fueron colocados:

- Partes y funciones:

Se colocó una imagen de cada una de las partes de la maquinaria y se describió tanto sus funciones como los cuidados de operación que se deben tener con cada una de las partes. Para esta parte se contó con la colaboración de operarios experimentados y con ayuda del manual oficial de la maquinaria.

- Partes de la pantalla táctil:

Se colocó una imagen de cada uno de los botones de la pantalla y se describió sus funciones. Para esta parte se contó con la colaboración de operarios experimentados y con ayuda del manual oficial de la maquinaria.

- Operación de pantalla táctil (arranque y paro)

En esta parte se describió paso a paso los botones que se deben presionar para poner en marcha la maquinaria, describiendo que pasa al presionar cada botón y colocando imágenes para ejemplificar de mejor manera. Para esta parte se contó con la colaboración de operarios experimentados y con ayuda del manual oficial de la maquinaria.

- Operaciones manuales (arranque y paro)

Se describieron los pasos para poner en marcha la maquinaria que no involucran a la pantalla táctil, como por ejemplo el enhebrado del papel de empaque en la maquinaria, para ello también se utilizaron imágenes que describen el proceso y se colocaron detalles de calidad en el momento de realizar los ajustes manuales a la maquinaria. Para esta parte se contó con la colaboración principalmente de operarios experimentados.

Figura 84. **Ejemplo de operaciones manuales**



Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- **Calibración**

Se describe la calibración de algunos sensores tales como el correcto sentido del papel de empaque o la cantidad de empaque consumido. Para ello se contó con la colaboración técnicos eléctricos y la ayuda del manual oficial de la maquinaria.

- **Mantenimiento y limpieza**

En esta sección del manual se describe el mantenimiento operativo que se debe realizar, de manera que se menciona la parte de la maquinaria que recibirá la limpieza, la forma en que se debe realizar y los utensilios empleados para dicha limpieza. Para esta parte se contó con la colaboración principalmente de operarios experimentados.

Figura 85. **Ejemplo de mantenimiento y limpieza**

- **Cuchillas**

<b>PROCEDIMIENTO DE LIMPIEZA</b>	
1)	Si las cuchillas ya no cortan adecuadamente
2)	Retirar los tornillos que sujetan la cuchilla
3)	Lijarla hasta que tenga el filo adecuado

Fuente: elaboración propia, Empresa de alimentos, planta de producción.

- **Alarmas**

Se realizó una descripción de las alarmas que aparecen en la pantalla táctil. Además, se colocó una posible causa que haya provocado dicha alarma. Para ello se contó con la ayuda del manual oficial de la maquinaria.

#### **4.5. Propuesta para realización de videos**

Se propone que los temas para el desarrollo de los videos se realicen de la misma manera en que se hizo con los manuales resumidos, ya que contienen de forma resumida aspectos que deben conocer los operadores. Cada uno de los videos puede ser con base en cada capítulo de los manuales realizados.

Además, es indispensable que en los videos se mencionen todos los parámetros de calidad y seguridad industrial que se debe tener con la maquinaria y operación.

#### **4.6. Propuesta para la creación de una plataforma para impartición del curso online**

Se creará una propuesta para poder impartir el curso de manera online.

##### **4.6.1. Características generales que debe tener la página**

La página web deberá funcionar de la siguiente manera: Debe reproducir una serie de videos divididos por temas para que el usuario los vea poco a poco, cada video tendrá un manual resumido que explique de forma textual el video. Cada video será puesto como un prerrequisito del siguiente y se les irá evaluando conforme avancen. Cada usuario deberá contar con una cuenta personal para ir guardando sus avances.

##### **4.6.2. Opciones para la creación de una plataforma para la impartición de cursos online**

Actualmente se cuentan con diferentes opciones para crear una página web, desde crearlas desde cero hasta utilizar páginas cuya finalidad es facilitar su desarrollo sin utilizar programación.



## CONCLUSIONES

1. Se encontró que las principales causas de pérdida de energía en el sistema de generación y distribución de vapor fueron aquellas causadas por mala combustión de la caldera, pérdidas en purgas, tuberías no aisladas y trampas fugando vapor.
2. Se calcularon las pérdidas de energía y el costo que tiene producir esa energía. Con base en dichos cálculos se encontró que la pérdida más significativa es causada por mala combustión de la caldera, ya que esto disminuye la eficiencia y consecuentemente influye en el costo del vapor, por tanto, entre más caro sea producir el vapor serán más caras todas las pérdidas que se están teniendo, pues se está perdiendo un vapor costoso.
3. Se realizaron propuestas para cada una de las pérdidas energéticas calculadas, en la mayoría de estas se realizó una comparación entre la pérdida que se tiene y la pérdida que se tendría si se implementa la propuesta de solución dada que al implementarla sería menor.
4. En la empresa hay energía en el sistema de vapor que no se aprovecha, por lo cual se realizaron 3 estudios de la factibilidad del aprovechamiento de dicha energía. Estas consistieron en el aprovechamiento de la energía en el agua de purga, la implementación de un sistema de bombeo de condensado en ollas de cocción y la compra de un nuevo regulador de presión en marmitas.

5. Se realizaron manuales de capacitación para operadores de planta de snacks, en los cuales se señalan las partes más importantes de la maquinaria, el manejo de la pantalla táctil, el encendido y apagado, calibración y mantenimiento operativo. En dichos apartados se trató de resaltar los aspectos de calidad y seguridad que deben saber los operarios para trabajar con la maquinaria.
  
6. La propuesta de capacitación consiste en capacitaciones online en forma de videos y manuales resumidos dirigido a nuevos operarios y a aquellos que quieran mejorar en su desempeño como operarios, por tanto, se propuso realizar material de capacitación para subirlo a plataformas donde se pueda ver el progreso de la persona conforme avancen por el curso hasta llegar a una prueba final, la cual servirá con motivo de evaluación. También se propone una forma para crear una página web exclusiva para dicho fin.

## RECOMENDACIONES

1. Llevar un mejor control de TSD para evitar incrustaciones dentro de la caldera verificando que no sobrepasen los límites requeridos, así mismo realizar un estudio para verificar las purgas que se están realizando correctamente (verificar que el número de purgas es el ideal y si el personal está purgando correctamente).
2. Poner en uso el manifold colocado dentro del tanque de alimentación si no se implementa ninguna medida para eliminar el oxígeno o tratamiento químico al agua de alimentación.
3. Reinstalar aislamiento térmico en las trampas cuyas entradas y salidas están cubiertas por el mismo, ya que si están cubiertas es imposible el análisis de las trampas mediante análisis termográfico.
4. Realizar videos de capacitación con base en manuales operativos realizados por practicantes con ayuda de los mismos para poder implementar capacitaciones online.
5. Revisar las instalaciones de las marmitas en planta 2, con el fin de poder aprovechar de mejor manera el vapor, principalmente se recomienda la revisión del sistema de termocuplas que accionan las válvulas de entrada de vapor, ya que no paran la entrada de vapor cuando el producto alcanza la temperatura requerida y por esta razón se hace imposible el uso de trampas de vapor (estas marmitas no utilizan trampas de vapor por lo que el vapor sale libremente y no se aprovecha al 100 %).



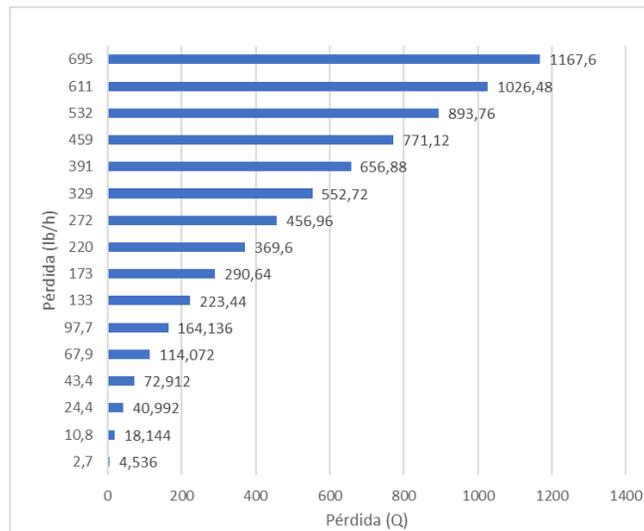
## BIBLIOGRAFÍA

1. BOHÓRQUEZ GUZMÁN, Roberto. *Auditoría Energética al circuito de vapor y condensado de planta de elaboración Café Liofilizado*. Tesis de Ing. Mecánica. Ecuador: Escuela Superior Politécnica del Litoral, Facultad de Ingeniería Mecánica y Ciencias de la Producción, 2013. 140 p.
2. CENGEL, Yunus; BOLES, Michael. *Termodinámica*. 7a ed. México: Mcgraw-Hill, 2009. 1009 p. ISBN: 9786071507433.
3. ESPAÑA RIVAS, David. *Estudio sobre fugas, estado y funcionamiento acerca de las trampas de vapor, cálculo de pérdidas de energía y de la cantidad de condensado formado al calentar el producto negro*. Tesis Licenciado en Ingeniería en Mantenimiento Industrial. Costa Rica: Instituto tecnológico de Costa Rica, Escuela de Ingeniería Electromecánica, 2006. 98 p.
4. MERRITT, Carey. *Process steam systems a practical guide for operators, maintainers, and designers*. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, 2016. 311 p. ISBN: 9781118877180.
5. POWELL, Sheppard. *Acondicionamiento de aguas para la industria*. México: Editorial Limusa, 1979. 631 p. ISBN: 9681804953.
6. ROSALER, Robert; RICE, James. *Manual de mantenimiento industrial*. México: McGraw-Hill, 1989. 22 p. ISBN: 9701003926.

7. SPIRAX SARCO. *Steam and Condensate Loop Book*. United States:  
Spirax Sarco, 2011. 1456 p. ISBN: 9780955069154.

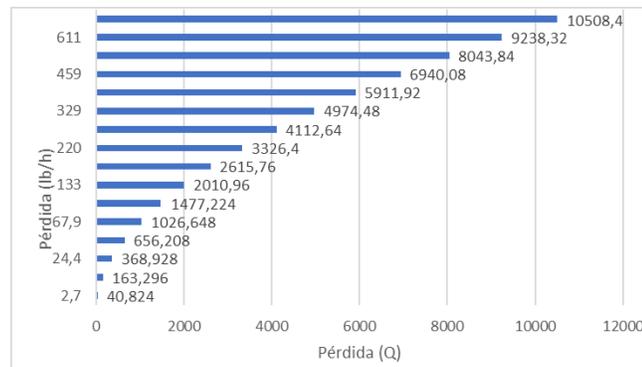
## APÉNDICE

### Apéndice 1. Pérdida de flujo vs pérdida económica por una trampa



Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.

### Apéndice 2. Pérdida de flujo vs pérdida económica por ocho trampas



Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Excel.



## ANEXOS

### Anexo 1. Límites de total de sólidos disueltos recomendados

OPERATING PRESSURE PSIG	TOTAL SOLIDS PPM	SUSPENDED SOLIDS PPM
0-300	3500	300
301-450	3000	250
451-600	2500	150
601-750	2000	100
751-900	1500	60
901-1000	1250	40

Fuente: Cleaver-Brooks. *O&M Manuals*. <https://cleaverbrooks.com/Catalog/boilers/firetube/cbex>.

Consulta: 04/01/2020.

### Anexo 2. Valores de poder calorífico de algunos combustibles

ITEM	GROSS HEATING VALUES
No. 2 Oil	140,000 Btu/gal.
No 5 Oil	148,000 Btu/gal.
No. 6 Oil	150,000 Btu/gal.
1 Therm	100,000 Btu
1 kW	3,413 Btu

Fuente: Cleaver-Brooks. *O&M Manuals*. <https://cleaverbrooks.com/Catalog/boilers/firetube/cbex>.

Consulta: 04/01/2020.

### Anexo 3. Conductividad térmica de algunos materiales (W/M °C)

Material	Thermal conductivity (W/m °C)		
	At 25 °C	At 125 °C	At 225 °C
Iron	80	68	60
Low carbon steel	54	51	47
Stainless steel	16	17.5	19
Tungsten	180	160	150
Platinum	70	71	72
Aluminium	250	255	250
Gold	310	312	310
Silver	420	418	415
Copper	401	400	398

Fuente: SPIRAX SARCO. *HEAT TRANSFER*. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/steam-engineering-principles-and-heat-transfer/heat-transfer#article-top>. Consulta: 10 de febrero de 2020.

### Anexo 4. Conductividad térmica de algunos materiales (W/M °C)

Material	Thermal conductivity W/m °C
Air	0.025
Condensate	0.4
Scale	0.1 to 1
Water	0.6
Steel	50
Copper	400

Fuente: SPIRAX SARCO. *HEAT TRANSFER*. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/steam-engineering-principles-and-heat-transfer/heat-transfer#article-top>. Consulta: 10 de febrero de 2020.

## Anexo 5. Ficha técnica para inspección de trampas de vapor

Applications for **Thermal** Imagers

**FLUKE**

# Inspecting steam systems

## Application Note

According to the U. S. Department of Energy (DOE), more than 45 percent of all the fuel burned by U.S. manufacturers is consumed to raise steam. "Steam is used to heat raw materials and treat semi-finished products. It is also a power source for equipment, as well as for building heat and electricity generation. But steam is not free. It costs approximately \$18 billion (1997 dollars) annually to feed the boilers generating the steam."



Generally speaking, steam is a very efficient way to transport heat energy because the amount of latent heat required to produce steam from water is quite large, and steam is easily moved in pressurized piping systems that can deliver that energy at manageable costs. When steam gets to its point of use and gives up its latent heat to the environment or to a process, it condenses into water, which must be returned to the boiler for re-conversion to steam.

Several condition-monitoring technologies are useful for monitoring steam systems to determine how well they are functioning. Among those technologies is infrared (IR) thermography, in which technicians use thermal imagers to capture two-dimensional images of the surface temperatures of equip-

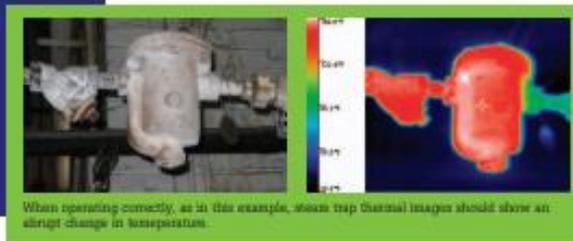
ment and structures. Thermal images of steam systems reveal the comparative temperatures of system components and thereby indicate how effectively and efficiently steam system components are operating.

### What to check?

Using a combination of ultrasound and thermal inspections significantly increases the detection rate of problems in steam systems. Check all steam traps and steam transmission lines, including any underground lines. In addition, scan heat exchangers, boilers and steam-using equipment. In other words, examine every part of your steam system with a thermal imager.

### What to look for?

**Steam traps** are valves designed to remove condensate as well as air from the system. During inspections, use both thermal and ultrasonic testing to identify failed steam traps and whether they have failed open or closed. In general, if a thermal image shows a high inlet temperature and a low outlet temperature [ $< 212^{\circ}\text{F}$  or  $100^{\circ}\text{C}$ ], that indicates that the trap is functioning correctly. If the inlet temperature

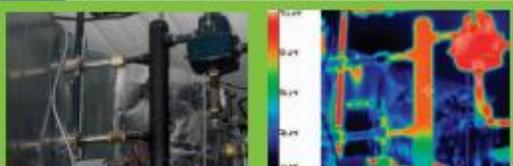


When operating correctly, as in this example, steam trap thermal images should show an abrupt change in temperature.

For more information on Thermal imagers go to [www.fluke.com/thermography](http://www.fluke.com/thermography)

Continuación del anexo 5.

FLUKE



This image shows the steam leak into the HVAC duct. The feed tube shows condensation in the bottom of the vertical tube.

is significantly less than the system temperature, steam is not getting to the trap. Look for an upstream problem—a closed valve, pipe blockage, etc. If both the inlet and outlet temperatures are the same, the trap probably has failed open and is “blowing steam” into the condensate line. This keeps the system operating but with significant energy loss. Low inlet and outlet temperatures indicate that the trap has failed closed and condensate is filling the trap and the inlet line.

Also use your thermal imager while your steam system is operating to scan: **Steam transmission lines** for blockages, including closed valves, and underground steam lines for leaks, **heat exchangers** for blockages, **boilers**, especially their refractories and insulation, **steam-using equipment** for any anomalies and **recent repairs** to confirm their success.

Consider creating a regular inspection route that includes all key steam-system components in your facility, so that all traps are inspected at least annually. Larger or more critical traps should be inspected more frequently, as the potential for loss is greater. Over

time, this process will help you determine whether a hot or relatively cool spot is unusual or not and help you to verify when repairs are successful.

#### What represents a “red alert?”

Steam is very hot and often transmitted at high pressure, so any condition that poses a safety risk should take the highest repair priority. In many situations, the next most important kinds of problems to deal with are those that can affect production capabilities.

#### What’s the potential cost of failure?

The cost to an operation that completely loses its steam system varies from industry to industry. Among the industries that use the most steam are chemicals, food and beverage processing and pharmaceuticals. Hourly downtime costs for these industries are estimated between \$700,000 and \$1,100,000 an hour.\*

Viewed another way, in a 100-psig steam system, if a medium-sized trap fails open it will waste about \$3,000 per

year. If your facility has performed no maintenance of steam traps for three to five years, expect 15 to 30 percent of your traps to have failed. So, if you have 60 medium-sized traps on your 100-psig system, losses from “blow by” are likely to be between \$27,000 and \$54,000 a year.

#### Follow-up actions

The DOE program for Steam Trap Performance Assessment recommends “sight, sound and temperature” as the dominant techniques for inspecting steam traps. According to their data, implementing a basic annual inspection of the steam traps and associated equipment with infrared inspections will likely reduce steam losses by 50 % to 75 %.

A sensible approach to a steam system management program is to establish repair priorities based on safety, steam/energy loss, and possible impact on production and quality loss.

Whenever you discover a problem using a thermal imager, use the associated software to document your findings in a report, including a thermal image and a digital image of the equipment. It’s the best way to communicate the problems you found and to suggest repairs.

\*Source: Washington State Chapter of the Association of Contingency Planners

#### Reporting tip:

Make room on your report form to schedule a follow-up inspection. This can be something as simple as leaving a blank space labeled “follow-up thermogram” or entering an actual date. Plan your workload so that you can provide a follow-up inspection quickly after repairs have been made. Some thermographers leave the last Friday of the month as a day to do this. It not only gives you a chance to validate the repair, but also to build good will with the crew that did the repair work. More importantly, it gives you a chance to find out what was actually wrong and perhaps even see the damaged components. This is vital to your long-term growth as a thermographer.

**Fluke.** Keeping your world up and running.

**Fluke Corporation**  
PO Box 9090, Everett, WA USA 98206

Fluke Europe B.V.  
PO Box 1186, 5802 BD  
Eindhoven, The Netherlands

For more information call:  
In the U.S.A. (800) 443-5853 or  
Fax (425) 446-5116  
In Europe/M-East/Africa (31 40) 2 675 200 or  
Fax (31 40) 2 675 222  
In Canada (800) 36-FLUKE or  
Fax (905) 890-8866  
From other countries +1 (425) 446-5500 or

Fuente: Dam-Assets. *Inspecting steam systems*. [https://dam-assets.fluke.com/s3fs-public/2519581\\_a\\_w.pdf](https://dam-assets.fluke.com/s3fs-public/2519581_a_w.pdf). Consulta: 9 de febrero de 2020.

Anexo 6. **Perdidas por radiación y convección**

PERDIDAS ESTIMADAS POR RADIACION, CONVECCION Y OTRAS			
kW	TAMAÑO DE LA CALDERA		% PERDIDAS
		bhp	
981		100	2.0
1 226		125	2.5
1 472		150	2.0
1 962		200	1.5
2 453		250	2.3
2 943		300	1.8
3 434		350	1.3
3 924		400	2.0
4 905		500	1.8
5 886		600	1.3
6 867		700	1.1
7 848		800	1.0

Fuente: Empresa Alimentos, S.A.

