

UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA

Valparaíso – Chile



**RECUPERACIÓN DE CALOR EN PROCESO DE SECADO EN UNA  
FÁBRICA DE ALIMENTOS PARA MASCOTAS**

por

**Alvaro Urra Moya**

Tesis propuesta para optar al título de ingeniero mecánico industrial.

Ingeniería mecánica industrial.

Universidad técnica Federico Santa María.

Noviembre - 2024



## CONSTANCIA DE VALIDACIÓN Y CONFIDENCIALIDAD DE MONOGRAFÍA A REPOSITORIO ACADÉMICO

### 1.- IDENTIFICACIÓN DEL TRABAJO ACADÉMICO

**Tipo de monografía (marcar una opción):**  Memoria o trabajo de título;  Tesis de Postgrado;

**Título del trabajo:** RECUPERACIÓN DE CALOR EN PROCESO DE SECADO EN UNA FÁBRICA DE ALIMENTOS PARA MASCOTAS

**Nombre del candidato(a):** ALVARO FELIPE URRRA MOYA

**Carrera / Grado:** INGENIERO MECANICO INDUSTRIAL

**Campus:** Casa Central Valparaiso ; **Departamento:** Mecánica

### 2.- VALIDACIÓN DEL PROFESOR GUÍA/DIRECTOR DE TESIS

Yo, Roberto Leiva Illanes, en mi calidad de profesor(a) guía/director(a) del trabajo académico mencionado anteriormente **DEJO CONSTANCIA** que:

- He revisado esta versión del documento y corresponde a la versión final aprobada del trabajo.
- El trabajo cumple con los requisitos académicos y de formato establecidos por la institución

### 3.- EVALUACIÓN DE CONFIDENCIALIDAD POR PROPIEDAD INDUSTRIAL

El trabajo **NO contiene información que amerite confidencialidad** y puede ser publicado de inmediato en repositorio con acceso abierto.

El trabajo **CONTIENE** información con potenciales implicancias de propiedad industrial o intelectual y requiere un periodo de confidencialidad (embargo) por:

6 meses;  12 meses;  2 años;  3 años;  5 años;  10 años

Fundamentación de la necesidad de confidencialidad (obligatorio si se solicita embargo):

### 4.- FIRMAS

**Profesor(a) guía o director(a) de memoria o tesis:**

**Fecha:** 04-08-2025

**; Firma:**

**Estudiante o Candidato(a):**

**Fecha:** 04-08-2025

**; Firma:**

*Este formulario debe ser insertado como página 2 de la memoria o tesis, completado y firmado por estudiante y profesor(a) antes de la entrega en portal PRISMA de Biblioteca USM.*

UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA

VALPARAÍSO – CHILE



***RECUPERACIÓN DE CALOR EN PROCESO DE SECADO EN UNA  
FÁBRICA DE ALIMENTOS PARA MASCOTAS***

por

**Alvaro Urrea Moya**

Tesis propuesta para optar al título de ingeniero mecánico industrial.

Profesor supervisor:

**Dr. Roberto Leiva Illanes**

Profesor asociado:

**Dr. Germán Amador Díaz**

Noviembre - 2024

## Agradecimientos

Infinitamente agradecido de la perseverancia y la resiliencia impregnada en mí por mis amados padres y mecenas Héctor Urra y Liliana Moya, quienes constantemente me inculcaban sin cansancio y a lo largo de todos los años de universidad que lo valioso se logra con sacrificio, y quienes, a pesar de mis dubitaciones filosóficas no dejaron de creer en mí y en mis capacidades.

A mi hermano Héctor por brindarme tranquilidad en los momentos cuando las calificaciones no eran las esperadas y darme fuerzas para afrontar las siguientes evaluaciones con mayor rigor.

A mi amada hija Eleonor, cuya existencia asentó en mi esencia una voluntad férrea e inquebrantable de perseguir y consolidar un futuro próspero y seguro a través de la profesión de la ingeniería.

A mi compañera de vida, Daniela, por darme amor y estar presente siempre en los lúgubres momentos de la incertidumbre, con perspectivas lúcidas de la realidad que arrojaban claridad a mi visión, permitiéndome enfrentar con determinación las vicisitudes de la iluminación y que fueron esenciales para la transmutación de mi mente.

*Ex umbra in solem.*

## Resumen

En una planta de alimento deshidratado para mascotas, el proceso de secado del pellet emplea vapor indirecto para calentar el aire al interior de un horno, liberando vapor de baja presión a la atmósfera y generando pérdidas energéticas significativas. Este estudio tecnoeconómico realiza una auditoría energética y un análisis termodinámico para evaluar dos estrategias de recuperación de calor destinadas a aumentar la temperatura al interior del estanque de condensado que alimenta la caldera, reduciendo así el consumo de combustible y las emisiones de CO<sub>2</sub>. La empresa, clasificada por el Ministerio de Energía de Chile como “consumidor con capacidad de gestión de la energía”, evaluó su desempeño energético en cumplimiento con las exigencias normativas. Actualmente, la recuperación de calor es de 1,55 [Tcal/año] (15,7% de eficiencia). En el Caso 1 incrementa la recuperación a 4,30 [Tcal/año] (43,5% de eficiencia), reduciendo la emisión de 689 toneladas de CO<sub>2</sub> anuales y ahorrando \$139,2 millones, con un periodo de retorno menor a cinco meses. En el Caso 2 recupera 3,61 [Tcal/año] (36,5% de eficiencia), evitando la emisión de 516 toneladas de CO<sub>2</sub> y ahorrando \$104,3 millones, con un retorno menor a cuatro meses. Ambas alternativas son económicamente viables, destacando el Caso 1 por su mayor potencial de aprovechamiento del vapor flash. Se recomienda su implementación cuando exista uno o más procesos que requieran calentar caudales de agua superiores a 5,5 [m<sup>3</sup>/h] para maximizar la recuperación de energía.

## Abstract

In a pet food dehydration plant, the pellet drying process uses indirect steam to heat the air inside an oven, releasing low-pressure steam into the atmosphere and generating significant energy losses. This techno-economic study carries out an energy audit and thermodynamic analysis to evaluate two heat recovery strategies aimed at increasing the temperature inside the condensate tank that feeds the boiler, thereby reducing fuel consumption and CO<sub>2</sub> emissions. The company, classified by the Chilean Ministry of Energy as a “consumer with energy management capacity,” assessed its energy performance in compliance with regulatory requirements. Currently, heat recovery is 1.55 [Tcal/year] (15.7% efficiency). In Case 1, the improvement increases the recovery to 4.30 [Tcal/year] (43.5% efficiency), reducing CO<sub>2</sub> emissions by 689 tons annually and saving CLP 139.2 million, with a payback period of less than five months. In Case 2, with the improvement, 3.61 [Tcal/year] are recovered (36.5% efficiency), avoiding 516 tons of CO<sub>2</sub> emissions and saving CLP 104.3 million, with a payback period of less than four months. Both alternatives are economically viable, with Case 1 standing out for its greater flash steam recovery potential. Its implementation is recommended when there is one or more processes requiring water heating flows above 5.5 [m<sup>3</sup>/h] to maximize energy recovery.

## Glosario:

- $\dot{m}_n$ : Flujo másico de caudal "n"  $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$
- $h_n$ : Entalpía específica de caudal "n"  $\left[\frac{\text{kcal}}{\text{kg}}\right]$
- $\dot{Q}_n$ : Flujo de calor de caudal "n"  $\left[\frac{\text{kcal}}{\text{h}}\right]$
- $C_{\text{Eprod}}$ : Costo de producción de energía  $\left(\frac{\$}{\text{kcal}}\right)$
- $C_{\text{CH}_4}$ : Costo de gas natural  $\left[\frac{\$}{\text{m}^3\text{s}}\right]$
- $\text{PCS}_{\text{CH}_4}$ : Poder calorífico superior de gas natural  $\left[\frac{\text{kcal}}{\text{m}^3\text{s}}\right]$
- $\eta_{\text{combustión}}$ : Eficiencia de combustión de caldera (%)
- $\text{m}_3\text{s}$ : Metro cúbico en condiciones estándar
- CCGE: Consumidores con capacidad de gestión de la energía.
- SGE: Sistema de gestión de la energía.
- TLV: Fabricante japonés de componentes para instalaciones de vapor (Trouble Less Valve).
- Sistema de vapor: Tuberías y componentes de toda la planta por donde circula vapor o condensado.
- P&Id: Piping and instrument drawing. Diagrama de tuberías e instrumentación.
- PFD: Process Flow diagrams. Diagramas de flujo de procesos.

# Índice

## Contenido

Agradecimientos .....	iii
Resumen .....	iv
Abstract .....	v
Glosario: .....	vi
Índice.....	vii
Listado de Tablas .....	ix
Listado de Figuras.....	x
Listado de ecuaciones .....	xi
1.Introducción.....	xii
1.1._Presentación del problema.....	xii
1.2._Contexto .....	xii
1.3. Objetivos .....	xiii
1.3.1. Objetivo general.....	xiii
1.3.2. Objetivos específicos .....	xiii
2._Marco teórico.....	14
2.1.El proceso de secado .....	14
2.2.Curva de saturación del agua en el proceso de secado.....	16
2.2.Vapor Flash.....	17
2.3.Recuperación de energía.....	17
3.Estado del arte.....	18
3.1. Recuperación de vapor flash en planta de celulosa en Chile .....	18
3.2. Optimización en el proceso de secado de la International Paper Company.....	19
3.3. Ahorro de energía en la recuperación de vapor flash de una refinería de Irán.....	20
3.4. Recuperación de vapor flash en Mulsen & Sons. ....	20

4. Metodología.....	21
4.1. Volumen de control .....	21
4.2. Balance de masa.....	23
4.3. Balance de energía .....	24
4.4. Selección de sistemas para la recuperación de calor .....	31
4.5. Propuestas de mejora.....	38
4.6. Auditoría de energía .....	38
4.7. Ahorro en costo total de combustible.....	39
4.8. Reducción de emisiones de <i>CO2</i> .....	40
4.9. Análisis de sensibilidad .....	40
4.10. Análisis económico .....	43
4.11. Valorización del proyecto: Equipos y repuestos.....	44
4.12. Desarrollo de documentación técnica.....	44
5.Resultados y discusión .....	45
5.1. Resultados técnicos .....	45
5.1.1. Balance de masa para los tres casos.....	45
5.1.2. Balance de energía .....	46
5.2. Resultados económicos: valorización de la energía perdida.....	49
5.3. Reducción en la emisión de <i>CO2</i> respecto al caso base: .....	52
5.4.Análisis de sensibilidad.....	53
6. Conclusiones y recomendaciones .....	56
6.1. Conclusiones.....	56
6.2. Recomendaciones .....	56
7. Referencias bibliográficas .....	59
8. Anexos.....	62

## Listado de Tablas

Tabla 1: Denominación de flujos máscicos de agua .....	24
Tabla 2: Denominación de flujos de energía en el sistema de vapor.....	26
Tabla 3: Variables principales del proceso.....	30
Tabla 4: Entalpía específica del agua en sus distintos estados presentes en el proceso .....	31
Tabla 5: Dimensiones recomendadas para diseño de colector de un sistema venteado de recuperación de condensado con bombas GP10 de TLV .....	36
Tabla 6: Variaciones en los flujos máscicos de la demanda de vapor para el análisis de sensibilidad.....	41
Tabla 7: Variaciones en los costos de combustible observados en la última década.....	41
Tabla 8: Variaciones en el costo total anual por concepto de operación y mantenimiento.....	42
Tabla 9: Resultados del balance de masa del sistema en caso base y casos propuestos en condiciones actuales de la planta .....	45
Tabla 10: Resultados del balance de energía del sistema en caso base y casos propuestos en condiciones actuales de la planta .....	46
Tabla 11: Eficiencia en la recuperación de calor.....	47
Tabla 12: Cuantificación y valorización de energía en vapor flash.....	49
Tabla 13: Energía de vapor flash para calentar solo el agua de reposición .....	50
Tabla 14: Energía y costos en condensado producido y recuperado .....	51
Tabla 15: Costos por pérdida de energía total por radiación.....	51
Tabla 16: Tasa de emisión de $CO_2$ anual.....	52
Tabla 17: Variaciones de sensibilidad en caso 1 .....	53
Tabla 18: Variaciones de sensibilidad en caso 2 .....	54
Tabla 19: Resultados VAN, TIR y PAYBACK para variaciones de análisis de sensibilidad con proyecto de caso 1.....	55
Tabla 20: Resultados VAN, TIR y PAYBACK para variaciones de análisis de sensibilidad con proyecto de caso 2.....	55

## Listado de Figuras

Figura 1: Secador industrial de características avanzadas Extruetech .....	14
Figura 2: Representación gráfica del interior de secador .....	15
Figura 3: Curva de saturación del agua en proceso de secado .....	16
Figura 4: Sistema de recuperación de calor de vapor flash y sistema dual de bombas GP10 de TLV instaladas en planta de celulosa en Chile.....	18
Figura 5: Foto detalle de equipo recuperador de calor de vapor flash SR de TLV instalada en planta de celulosa en Chile. ....	19
Figura 6: Diagrama de flujo de proceso en caso base .....	21
Figura 7: Diagrama de flujo de proceso en caso 1. ....	22
Figura 8: Diagrama de flujo de proceso en caso 2. ....	23
Figura 9: Relación entre el flujo de vapor y la temperatura del agua de salida .....	32
Figura 10: Entradas y salidas de equipo intercambiador de calor de vapor flash de TLV. ....	33
Figura 11: Bomba mecánica de condensado GP10 de TLV .....	33
Figura 12: Capacidad de descarga de bomba GP10 3” x 2” de TLV .....	34
Figura 13: Sistema simple de bomba GP10 de TLV premontado en plataforma. ....	35
Figura 14: Esquema estándar de instalación de sistema SR y bomba GP10 de TLV. ....	35
Figura 15: Ilustración del cabezal de llenado y de presiones.....	37
Figura 16 Factor de corrección para recuperación de condensado con bomba GP10.....	37
Figura 17: Consumo de vapor en bomba GP10 de TLV.....	43
Figura 18: Diagrama Sankey de flujos de energía para caso base. ....	47
Figura 19: Diagrama Sankey de flujos de energía para caso 1. ....	47
Figura 20: Diagrama Sankey de flujos de energía para caso 2. ....	48

## Listado de ecuaciones

Ecuación 1 .....	23
Ecuación 2 .....	26
Ecuación 3 .....	26
Ecuación 4 .....	27
Ecuación 5 .....	27
Ecuación 6 .....	27
Ecuación 7 .....	27
Ecuación 8 .....	27
Ecuación 9 .....	28
Ecuación 10 .....	28
Ecuación 11 .....	28
Ecuación 12 .....	28
Ecuación 13 .....	28
Ecuación 14 .....	28
Ecuación 15 .....	29
Ecuación 16 .....	29
Ecuación 17 .....	29
Ecuación 18 .....	29
Ecuación 19 .....	29
Ecuación 20 .....	30
Ecuación 21 .....	30
Ecuación 22 .....	40
Ecuación 23 .....	40
Ecuación 24 .....	40
Ecuación 25 .....	44
Ecuación 26 .....	44
Ecuación 27 .....	44

# 1. Introducción

## 1.1. Presentación del problema

Ubicada en la región del maule, se encuentra una fábrica de alimento para mascotas que cuenta con una alta capacidad productiva y amplia cobertura de comercio a nivel nacional e internacional que asegura una demanda continua y voluminosa.

La fábrica de alimentos para perros y gatos, Master Dog y Master Cat, es una industria consolidada que pertenece a Empresas Carozzi desde el año 2011, la cual opera 317 días del año, durante 24 horas diarias, cuya fuerza de trabajo es cubierta por tres turnos rotativos de 8 horas cada uno diariamente. Cuatro días mensuales en promedio son considerados para labores de mantención. En esta planta se procesan las materias primas de origen animal para la fabricación de sus productos hasta generar el producto rotulado listo para su venta en supermercados de todo el país.

En el proceso de secado del alimento, ya convertido en pellets, se consigue la humedad requerida en el producto haciéndolo circular en una atmósfera con características controladas. El sistema de vapor que alimenta al secador industrial le provee la energía térmica necesaria al proceso en función de termocuplas que, al detectar la temperatura objetivo del proceso, controlan el suministro de vapor gracias a válvulas de bola electroneumáticas que abren o cierran el flujo.

El vapor utilizado para el proceso de secado produce condensado a alta presión que es descargado a un estanque venteado a la atmósfera, donde se producen grandes cantidades de vapor con alta carga de energía térmica.

## 1.2. Contexto

La ley 21.305 conocida como la Ley de Eficiencia Energética, fue promulgada en Chile el 13 de febrero de 2021. Esta ley tiene como objetivo establecer un marco normativo que promueva el uso eficiente de la energía en los diferentes sectores de la economía, contribuyendo así a la sostenibilidad ambiental y la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero. Dentro de esta ley se especifican los consumidores con capacidad de gestión de la energía (CCGE), a quienes se les exige desarrollar, implementar y reportar Planes de Gestión de Energía y que integren un Sistema de Gestión de la Energía (SGE), que deben incluir

medidas para mejorar la eficiencia y reducir el consumo energético. El 27 de julio de 2023, el ministerio de energía publica la resolución exenta ministerial N° 32, donde se publica un listado con los CCGE que deberán presentar sus reportes de consumo y establecer los planes y medidas indicadas en la ley 21.305. En este listado se encuentra Empresas Carozzi [1], lo que motiva a las plantas de esta entidad ubicadas en todo Chile a generar reportes y planes de acción a mediano plazo. Dentro de este contexto, la fábrica de alimentos para mascotas ubicada en la provincia de Curicó comienza a explorar alternativas de optimización en sus consumos de energía.

### 1.3. Objetivos

#### *1.3.1. Objetivo general*

Evaluar la viabilidad técnica y económica de implementar un sistema de recuperación de energía al aprovechar parte del calor del vapor flash producido en la descarga de condensado de una máquina de secado industrial en una planta de alimentos para mascotas.

#### *1.3.2. Objetivos específicos*

1. Realizar una auditoría energética en un secador industrial para determinar el potencial de recuperación de energía del sistema.
2. Proponer diferentes alternativas de sistemas de recuperación de energía en el secador industrial evaluado.
3. Realizar una evaluación tecnoeconómica de las propuestas junto a un análisis de sensibilidad.

## 2. Marco teórico

### 2.1. El proceso de secado

El trabajo de título se centra en el proceso de secado desde el punto de vista termodinámico del agua utilizada como fluido térmico, donde se propone la recuperación del calor presente en el vapor que es emanado desde el estanque de recolección de condensado hacia la atmósfera y la recuperación del condensado producido con equipos especializados.



*Figura 1: Secador industrial de características avanzadas Extruetech [2]*

El proceso de secado es llevado a cabo por un secador de la industria estadounidense Extruetech (Figura 1), especializados en el diseño y manufactura de equipos para la industria alimenticia. El secador horizontal de características avanzadas es un secador horizontal compuesto por ocho conjuntos de intercambiadores de calor y ventiladores. Los intercambiadores de calor elevan su temperatura por transferencia de calor con el vapor que circula por su interior, donde los ventiladores hacen fluir aire a través de éstos. El alimento cae por una tolva e ingresa al secador a través de una cinta transportadora que realiza dos recorridos al interior de éste (ver Figura 2), para finalmente salir deshidratado hacia una cinta transportadora que traslada el alimento a la zona de control de calidad para posteriormente ser envasado.

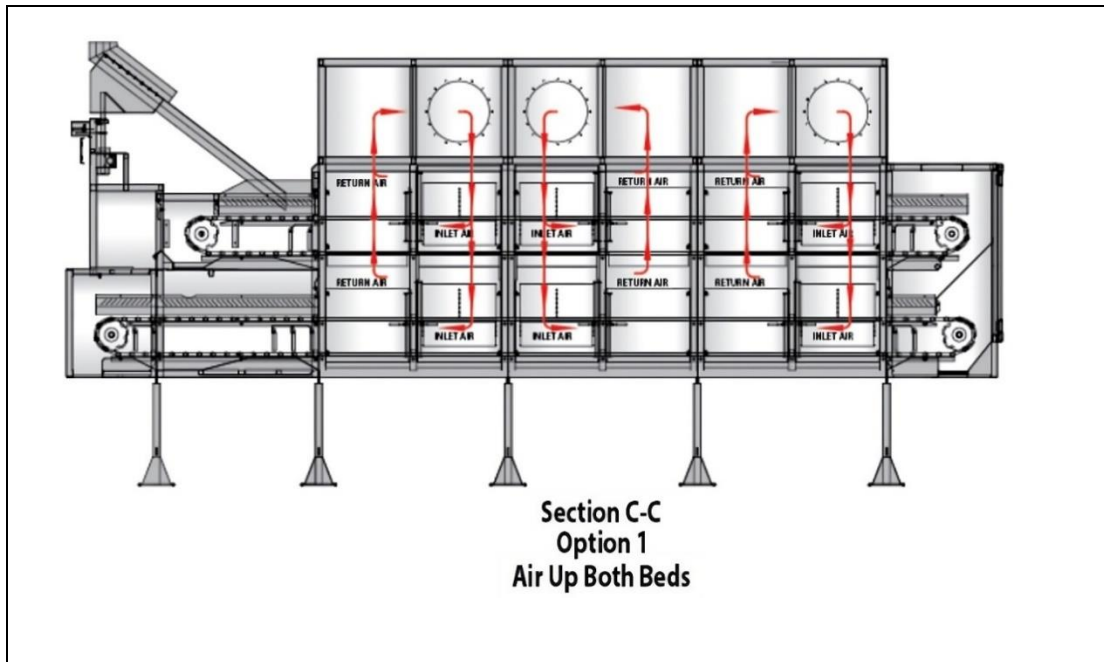


Figura 2: Representación gráfica del interior de secador [3]

Ventiladores eléctricos controlados por variadores de frecuencia, suministran un flujo de aire al interior del secador. Este flujo de aire es calentado al pasar por entre los tubos de intercambiadores de calor, en los cuales por su interior circula vapor con una temperatura cercana a los 180 [°C] y presión manométrica de 9 [bar (g)].

Con el objetivo de controlar la humedad necesaria en los pellets de alimento para conseguir la calidad requerida y en el tiempo esperado, la temperatura del proceso es seteada en 90 [°C]. Como la temperatura del proceso es inferior a la temperatura de saturación del vapor, el suministro de vapor funciona de manera intermitente, de acuerdo con la información enviada por los sensores de temperatura que regulan las válvulas de control. Cuando la temperatura alcanza un rango establecido, el suministro de vapor es regulado por válvulas de control electroneumáticas, de tal forma que ingrese o no ingrese a los intercambiadores, aportando una mayor o menor cantidad de energía disponible para el secado del producto.

El vapor que ingresa al interior de los intercambiadores de calor cede la energía del calor latente al aire, cambiando de fase y convirtiéndose en agua en estado líquido saturado sin disminuir su presión. El condensado generado es expulsado del sistema de intercambiadores por trampas para vapor de tipo flotador convencional a un estanque de almacenamiento transitorio. En este estanque existe un interruptor de nivel que activa una bomba centrífuga

para enviar el condensado a otro estanque cuando alcanza cierta altura al interior de éste. La bomba que transporta el fluido hasta el estanque de almacenamiento funciona de forma intermitente, y debido al tiempo de residencia dentro del estanque, el agua que se almacena aquí pierde energía en forma de radiación hacia la atmósfera enfriándose rápidamente. Este sistema de recuperación de condensado, debido al tiempo de almacenamiento, permite recuperar el agua a una temperatura promedio de 50 [°C].

## 2.2. Curva de saturación del agua en el proceso de secado

El ciclo termodinámico del agua en este proceso es graficado en la Figura 3 desde que eleva su temperatura desde los 20 [°C], a presión atmosférica, hasta convertirse en vapor saturado a 9 [bar (g)] a presión manométrica.

En esta representación gráfica son despreciadas las pérdidas de calor por radiación en las tuberías y variación en la calidad del vapor a la entrada del secador, por lo que el flujo de vapor saturado a la entrada del secador tiene las mismas características termodinámicas que el fluido a la salida de la caldera sin pérdidas de energía.

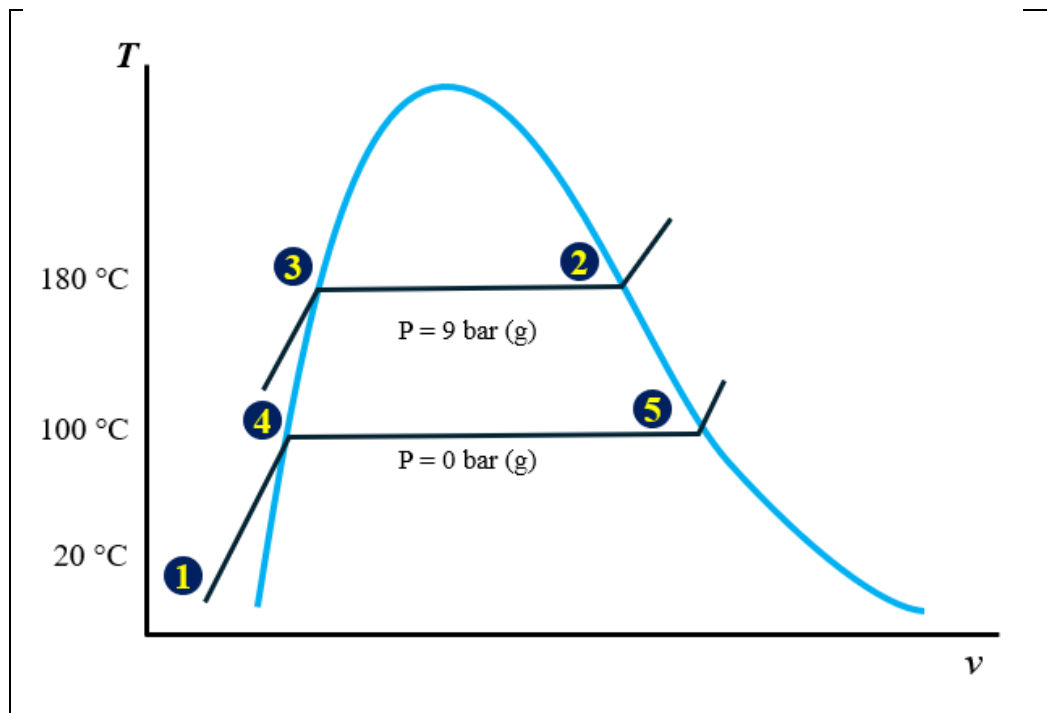


Figura 3: Curva de saturación del agua en proceso de secado

El punto número uno, de la Figura 3, corresponde al estado y las condiciones termodinámicas en las que se encuentra el agua de alimentación antes de ingresar a la caldera, la cual se encuentra en estado líquido comprimido a 20 [°C] y nombrada agua de reposición en la Tabla 1. El punto número dos hace referencia al agua ya transformada en vapor saturado a la salida de la caldera y entrada del secador a 180 [°C] aproximadamente. El punto número tres representa al condensado presurizado a la salida del secador en estado líquido saturado. El punto número cuatro representa al condensado despresurizado dentro del estanque receptor, en estado líquido saturado y a presión atmosférica. El punto número cinco representa al vapor flash que corresponde a vapor saturado a presión atmosférica. Como fluido térmico, el agua es parte de un sistema abierto, con intercambio de energía y materia con la atmósfera.

## 2.2. Vapor Flash

El vapor flash [4] es vapor saturado de baja presión o presión atmosférica que se genera cuando un fluido saturado, como el condensado de vapor, experimenta una caída súbita de presión. Esto ocurre en el proceso de secado donde el condensado pasa de una alta presión en los intercambiadores de calor a una presión más baja en el estanque receptor. La cuantificación de la masa y de la energía asociada al vapor flash se estiman en base a la primera ley de la termodinámica.

La proporción de vapor generado depende de la cantidad de energía térmica remanente en el condensado y de la magnitud de la reducción de presión. En la representación indicada en la Figura 3 se genera el vapor flash cuando el fluido pasa del estado de vapor saturado a 9 [bar (g)], representado por el movimiento del punto tres al punto cuatro, liberando a la atmósfera una porción del flujo másico en forma de vapor flash, representado por el punto número cinco y otra parte del flujo másico en forma de líquido saturado a presión atmosférica, representado por el punto cuatro.

## 2.3. Recuperación de energía

El vapor flash que es liberado a la atmósfera contiene grandes cantidades de energía debido al calor latente que reside en las moléculas de agua. Un equipo que permite recuperar parte de esta energía es el intercambiador de calor de tipo atmosférico, el cual permite la transferencia de calor a un flujo de agua que puede llegar a los 95 [°C] al condensar parte o la

totalidad del vapor flash, elevando la temperatura de agua fría utilizada para alimentar la caldera. El agua inicialmente fría, eleva su temperatura antes de entrar a la caldera, lo que disminuye el requerimiento térmico de la caldera, disminuyendo de esta forma el consumo de combustible.

### 3. Estado del arte

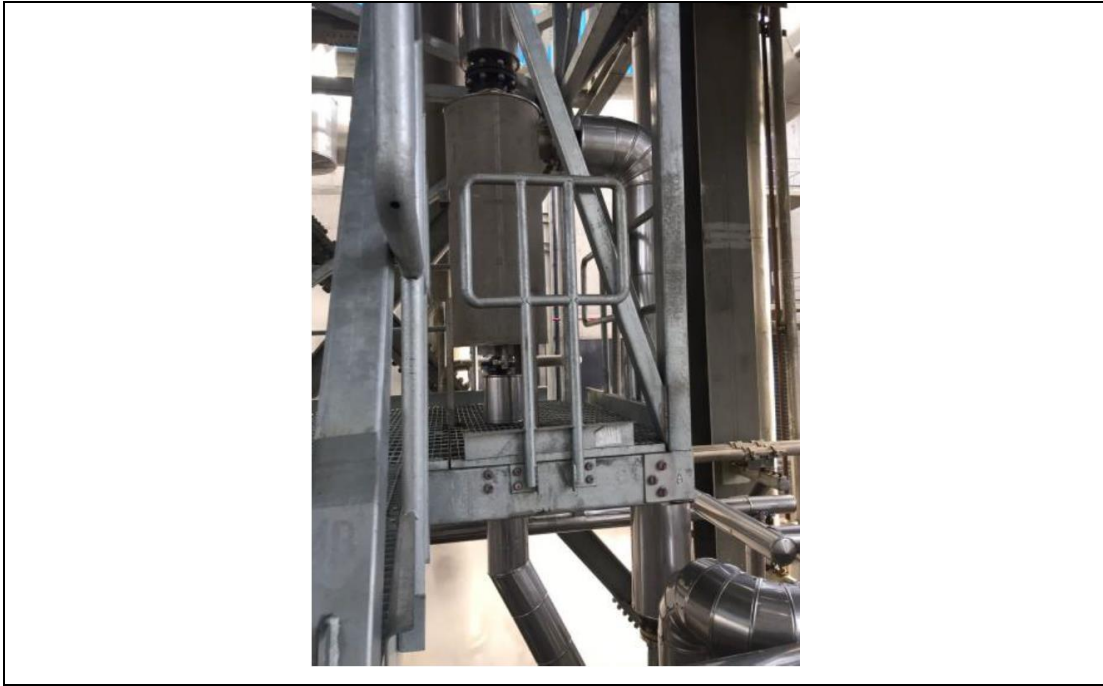
Los equipos de las propuestas de mejora que se presentan en este trabajo de título pertenecen a la categoría de equipos de cogeneración, los cuales permiten a las industrias recuperar energía que es emanada hacia la atmósfera como vapor flash.

#### 3.1. Recuperación de vapor flash en planta de celulosa en Chile

En Chile la empresa Comercial Hydrotrap SA, ha implementado con éxito recuperadores de vapor flash y sistemas de bombas para condensado en la industria de la Celulosa, lo que permite la recuperación del vapor flash producido por más de un equipo consumidor de vapor. El sistema implementado por esta industria se compone de un skid con dos bombas para condensado (Figura 4) y un recuperador de vapor flash ubicado sobre este skid (Figura 5).



*Figura 4: Sistema de recuperación de calor de vapor flash y sistema dual de bombas GP10 de TLV instaladas en planta de celulosa en Chile (equipo SR en cuadro rojo)*



*Figura 5: Foto detalle de equipo recuperador de calor de vapor flash SR de TLV instalada en planta de celulosa en Chile.*

### 3.2. Optimización en el proceso de secado de la International Paper Company.

En la compañía estadounidense International Paper, ubicada en New Boston, Texas, la empresa de ingeniería Steam Engineering realizó una auditoría completa al sistema de vapor, reduciendo los costos operativos e incrementando las utilidades. En este caso en particular, la auditoría se realizó de manera integral, generando soluciones basadas en la optimización de la combustión de la caldera, el aprovechamiento del calor residual de la chimenea y el agua de purga, además de incrementar la recuperación de condensado y la recuperación del calor del vapor flash. Dentro de los beneficios más destacables se encuentran la reducción en la reparación y el mantenimiento de equipos, reducción del consumo de combustible y el uso de químicos para el tratamiento del agua. La reducción en el uso de químicos en un 50% por la recuperación del condensado generado en el proceso de secado del papel gracias a la puesta en marcha de un sistema de recuperación de calor del vapor flash en uno de los hornos. Todas las mejoras implementadas permitieron a la compañía incorporar un tercer horno de secado a los procesos sin la necesidad de comprar una nueva caldera [5].

### 3.3. Ahorro de energía en la recuperación de vapor flash de una refinería de Irán.

Otro caso de estudio se puede observar en la industria de la refinería de petróleo, gas y petroquímicos. En una investigación publicada en Science Direct [6], los autores Fatemeh Goodarzvand-Chegini, Leila Samiee, Nejat Rahmanian realizan un estudio tecnoeconómico correspondientes a la recuperación de calor del vapor flash de una refinería ubicada en Irán, donde se producen cerca de 6.800 [kg/h] de vapor flash a 0,65 [bar (g)]. En esta investigación, los autores realizan el estudio sobre dos propuestas de recuperación de energía las cuales permiten reutilizar el vapor de baja presión. La primera propuesta se basa en la compresión mecánica del vapor (MVR) para aumentar su presión a 3,44 [bar (g)]. La segunda propuesta utiliza un eyector que permite mezclar el vapor flash con vapor de media presión para obtener una presión intermedia a través de una recompresión térmica de vapor. La estimación económica sobre el ahorro energético al recuperar el vapor flash a través de la primera propuesta asciende a 1 millón de dólares anualmente, y cerca de 100 mil dólares para la segunda propuesta. Se estima un ahorro en emisión de  $CO_2$  cercano a las 152 toneladas anuales para la propuesta del MVR y 137 toneladas aproximadamente anuales tras la implementación del eyector. Los resultados del estudio económico indican periodos de retorno de la inversión de 2,63 años para la primera propuesta y de 0,83 años para la segunda. El costo de la implementación de la primera propuesta es significativamente mayor a la segunda. Esta se estima aproximadamente en 2 millones de dólares, mientras que para la segunda propuesta cerca de 89 mil dólares.

### 3.4. Recuperación de vapor flash en Mulsen & Sons.

En Nuneaton, Inglaterra, el fabricante de componentes para vapor Spirax Sarco, implementó con éxito un sistema de recuperación de calor de vapor flash en una fábrica procesadora de alimentos para animales llamada De Mulsen & Sons la cual utiliza 25 toneladas de vapor por hora para deshidratar y esterilizar alimentos. Los beneficios alcanzados por la implementación del sistema de recuperación alcanzan el 10% de ahorro en combustible anualmente y un 10% de ahorro en costos asociados a otras áreas secundarias [7].

## 4. Metodología

Este estudio considera la recopilación de información en terreno del sistema secador y de las condiciones operacionales del sistema.

Los cálculos son realizados en planillas Excel para la simulación de los resultados.

### 4.1. Volumen de control

En la presente sección se delimita el contorno de cada volumen de control del proceso. La Figura 6 refleja de una manera simplificada el sistema de vapor de la empresa en las condiciones actuales, donde se definen los límites de los volúmenes de control y se identifican los flujos de masa de entrada y salida de cada uno. Estos son la caldera, el secador de pellets, el estanque venteado a la atmósfera y el estanque de almacenamiento de condensado. Esta configuración inicial es indicada como caso base, donde la totalidad del flujo másico de vapor flash producido ( $\dot{m}_{3,1}$ ) es liberado a la atmósfera y el flujo másico de condensado generado en el secador, luego de separarse del vapor flash, es transportado por una bomba centrífuga hasta el estanque de almacenamiento. El agua de alimentación transportada a la caldera alcanza una temperatura promedio de 50 [°C].

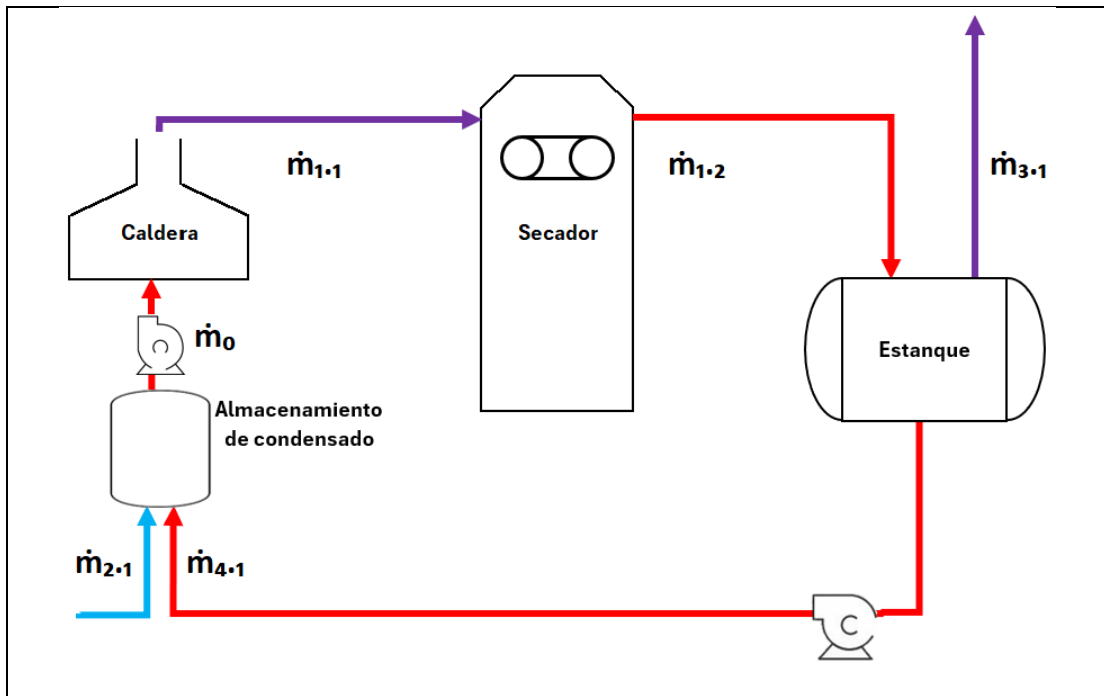


Figura 6: Diagrama de flujo de proceso en caso base

En la Figura 7 se representa una propuesta de mejora que se indica como caso 1 para este estudio. En esta configuración se implementa un sistema de recuperación de vapor flash (SR-8) y un sistema de recuperación de condensado (Skid GP10 Simple). El flujo másico de vapor flash producido indicado como  $\dot{m}_{3,1}$  se divide en los flujos  $\dot{m}_{3,2}$  y  $\dot{m}_{3,3}$ . Estos son el flujo de vapor flash condensado e introducido al sistema de recuperación, y el flujo de vapor flash sin condensar que es liberado a la atmósfera, respectivamente. A diferencia del caso base, el flujo  $\dot{m}_{2,1}$  circula a través del equipo recuperador de vapor flash antes de ingresar al estanque de almacenamiento de condensado. Este flujo es calentado en el equipo recuperador por el intercambio de calor con el vapor flash que se condensa. El flujo  $\dot{m}_{2,2}$  hace referencia al flujo del agua de reposición  $\dot{m}_{2,1}$  cuando aumenta su temperatura luego de pasar por el intercambiador de calor. El flujo  $\dot{m}_{4,1}$  impulsado por la bomba GP10 es agua en estado líquido comprimido a 90 [°C] que proviene de la condensación del vapor saturado que alimenta el secador y del vapor flash que es condensado ( $\dot{m}_{3,2}$ ) en el calentamiento del agua de reposición, el cual sale del equipo SR-8 y se integra al colector del Skid por gravedad aumentando la magnitud del caudal inicial (ver Figura 14).

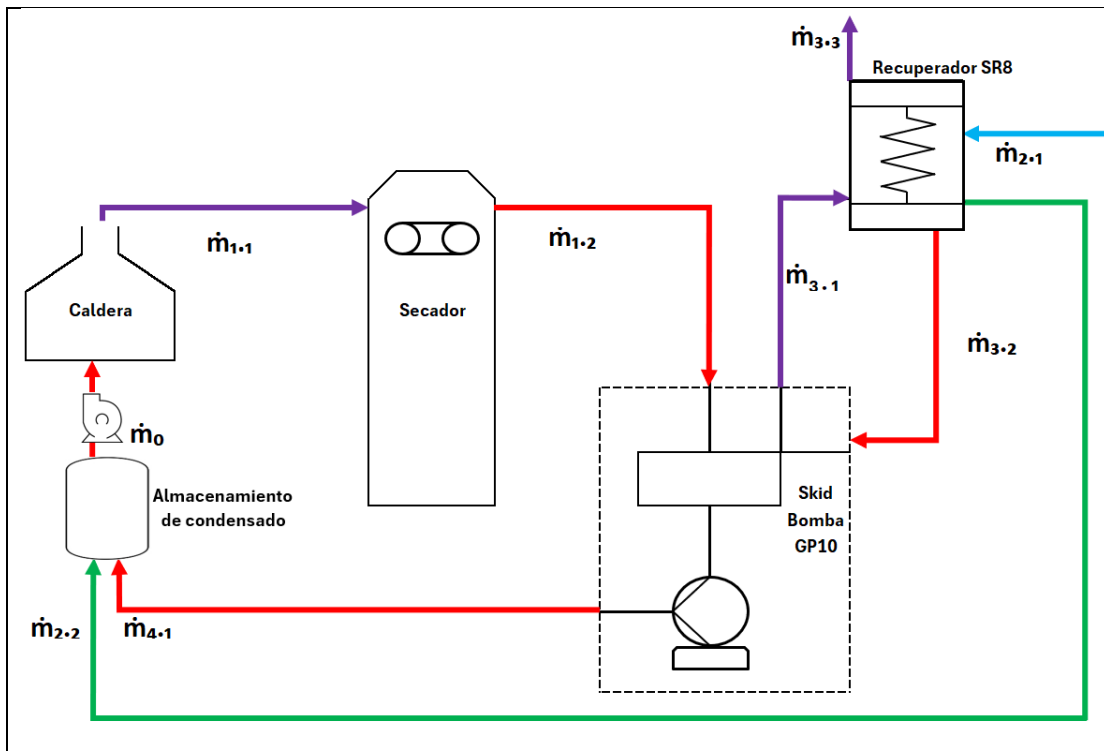


Figura 7: Diagrama de flujo de proceso en caso 1.

En la Figura 8 se ilustra el esquema del sistema de vapor con una tercera configuración. Esta propuesta de mejora se indica como caso 2. En este caso se propone la instalación de un sistema de recuperación de condensado sin recuperación de vapor flash. El flujo de vapor  $\dot{m}_{3,1}$  es liberado directamente a la atmósfera al igual que en el caso base. La cantidad de condensado que se recupera en este proceso es únicamente el resultado del proceso de secado, por lo que es levemente inferior que el caso 1 al no contener el vapor flash condensado.

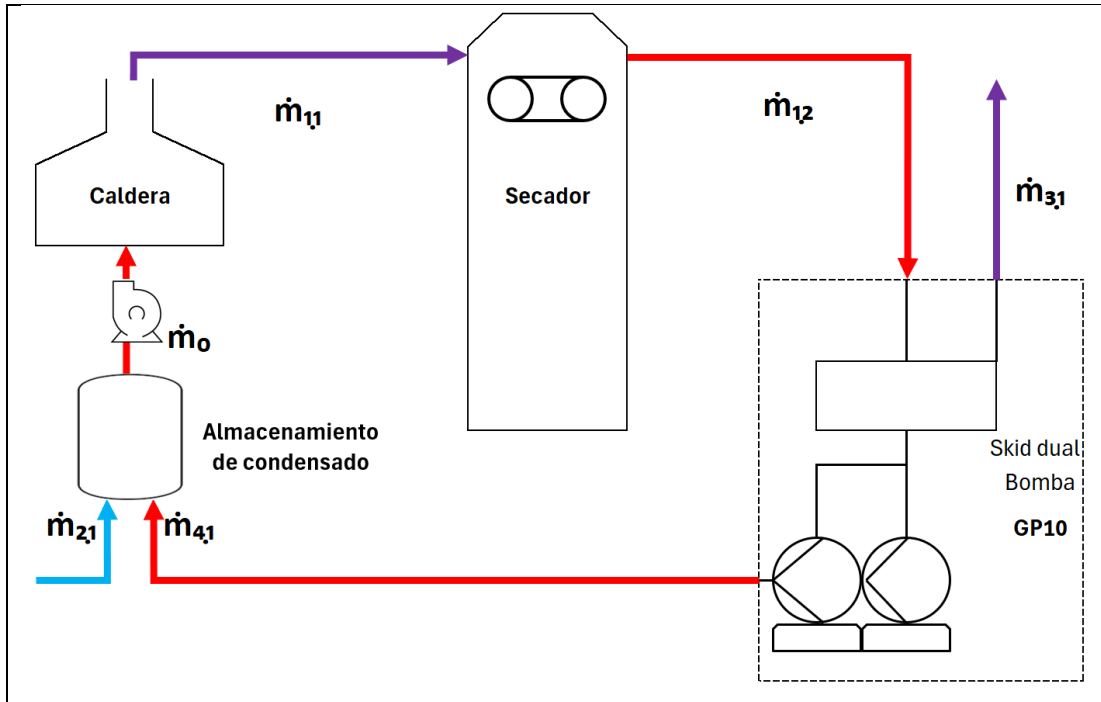


Figura 8: Diagrama de flujo de proceso en caso 2.

#### 4.2. Balance de masa

En la presente sección se realiza el balance de masa de acuerdo con la primera ley de la termodinámica, considerando los flujos de masa del sistema como partes de un proceso de flujo estacionario para cada volumen de control indicado. El balance de masa se aplica a cada uno de los subsistemas indicados en las Figura 6, 7 y 8, y las denominaciones para cada uno de los flujos másicos de agua se indican en la Tabla 1. El balance de masa para todos los volúmenes de control y se calcula con la Ecuación 1 y la Ecuación 2. La memoria de cálculo para todos los balances de masa realizados se encuentra en el Anexo B.

$$\dot{m}_{in} = \dot{m}_{out}$$

(Ecuación 1)

Tabla 1: Denominación de flujos másicos de agua

Flujo másico	Entalpía específica	Presión manométrica bar (g)	Identificación de flujo	Estado termodinámico	Numeración en Figura 3
$\dot{m}_0$	$h_0$	0	Agua alimentación	Líquido comprimido	6
$\dot{m}_{1.1}$	$h_{1.1}$	9	Vapor de caldera	Vapor saturado	2
$\dot{m}_{1.2}$	$h_{1.2}$	9	Condensado presurizado secador	Líquido saturado	3
$\dot{m}_{2.1}$	$h_{2.1}$	0	Agua de reposición	Líquido comprimido	1
$\dot{m}_{2.2}$	$h_{2.2}$	0	Agua de reposición calentada	Líquido comprimido	4
$\dot{m}_{3.1}$	$h_{3.1}$	0	Vapor flash producido	Vapor saturado	5
$\dot{m}_{3.2}$	$h_{3.2}$	0	Condensado producido en SR8	Líquido comprimido	4
$\dot{m}_{3.3}$	$h_{3.3}$	0	Vapor flash excedente	Vapor saturado	5
$\dot{m}_{4.1}$	$h_{4.1}$	0	Condensado despresurizado secador	Líquido comprimido	4
-	$h_{50}$	0	Condensado bombeado caso base	Líquido comprimido	Entre 1 y 4

#### 4.3. Balance de energía

El cálculo del balance de energía para cada volumen de control se realiza considerando el estado termodinámico en que se encuentra el fluido, la entalpía específica y el balance de masa. Se identifica y compara la energía producida, la energía utilizada en el proceso de secado, la que está contenida en el condensado recuperado y la que es liberada a la atmósfera como vapor flash o radiación.

Al aplicar el balance de energía al estanque de acumulación de condensado, es posible conocer la pérdida de energía del proceso, la que está determinada por la diferencia en la magnitud de la entalpía que exista en este balance.

El balance de energía aplicado a la caldera permitirá estimar el requerimiento energético para producir el caudal de vapor requerido por el proceso. En este análisis la energía liberada en forma de radiación y a través de dilatación térmica que ocurre en cañerías o por

ineficiencias en el secador no está considerada. La energía disipada en forma de radiación térmica en el caso base es definida como  $\dot{Q}_{rad0}$ , y representa la energía liberada a la atmósfera por el caudal  $\dot{m}_{4.1}$ , la cual aumenta con el tiempo de residencia dentro del estanque. Para el caso 1, la energía disipada como radiación a través de la bomba GP10 y del equipo SR-8 son definidas como  $\dot{Q}_{rad1.1}$  y  $\dot{Q}_{rad1.2}$  respectivamente. Y para el caso 2, la tasa de energía disipada en forma de radiación térmica en el skid de bombas GP10 es definida como  $\dot{Q}_{rad2.1}$ . Se define como  $\dot{Q}_{rad}$  al total de energía disipada por cada caso.

En la Tabla 2 se presenta la identificación de las tasas de energía asociadas a los flujos másicos de agua en sus distintos estados a través del sistema de vapor.

Se diferencia la energía producida en la caldera y que es suministrada al flujo de agua de alimentación de la energía que el gas natural contiene sin considerar la eficiencia de la combustión, para ambos casos se definen  $\dot{Q}_{Prod\ real}$  y  $\dot{Q}_{Prod\ teórico}$  respectivamente. Se considera una eficiencia de combustión del 85% al ser un equipo relativamente nuevo, como menciona Cengel y Boles [8].

La memoria de cálculo para todos los balances de energía realizados se encuentra en el Anexo B.

Tabla 2: Denominación de flujos de energía en el sistema de vapor

Flujo de energía	Identificación de flujo de energía (tasa de calor)
$\dot{Q}_0$	Calor de agua alimentación
$\dot{Q}_{1.1}$	Calor de vapor de caldera
$\dot{Q}_{1.2}$	Calor de condensado presurizado secador
$\dot{Q}_{2.1}$	Calor de agua de reposición
$\dot{Q}_{2.2}$	Calor de agua de reposición calentada
$\dot{Q}_{3.1}$	Calor de vapor flash producido
$\dot{Q}_{3.2}$	Calor en condensado producido en SR8
$\dot{Q}_{3.3}$	Calor presente vapor flash excedente
$\dot{Q}_{4.1}$	Calor de condensado despresurizado secador
$\dot{Q}_{sec}$	Calor usado en secador
$\dot{Q}_{rad}$	Calor liberado por radiación total
$\dot{Q}_{rad0}$	Calor liberado por radiación en estanque de caso 0
$\dot{Q}_{rad1.1}$	Calor liberado por radiación en bomba en caso 1
$\dot{Q}_{rad1.2}$	Calor liberado por radiación en SR-8 en caso 1
$\dot{Q}_{rad2.1}$	Calor liberado por radiación en bomba en caso 2
$\dot{Q}_{Prod\ real}$	Calor suministrado por caldera a flujo de agua
$\dot{Q}_{Prod\ teórico}$	Calor producido por combustión sin considerar eficiencia

El balance energía se aplica a todos volúmenes de control utilizando la Ecuación 2:

$$\dot{Q}_{in} = \dot{Q}_{out}$$

(Ecuación 2)

La Ecuación 3 es una extensión de la Ecuación 2.

$$\dot{m}_{in} * h_{in} = \dot{m}_{out} \times h_{out}$$

(Ecuación 3)

El cálculo del flujo de masa del vapor flash que es producido cuando el condensado presurizado sale por las trampas de vapor del secador y entra al estanque venteado a la atmósfera SR-8 resulta de la combinación de la Ecuación 2 y la Ecuación 3, considerando el

equipo SR-8 como volumen de control. Utilizando los principios de conservación de masa y de energía se obtiene la Ecuación 4.

$$\dot{m}_{3.1} = \left\{ \frac{\dot{m}_{1.2} \times (h_{1.2} - h_{4.1})}{(h_{3.1} - h_{4.1})} \right\}$$

(Ecuación 4)

Los balances de energía se presentan para cada volumen de control, separados por caso base, caso 1 y caso 2.

Para el caso base se tienen los siguientes balances, donde se indica el respectivo volumen de control.

Balance de energía en la caldera:

$$\dot{Q}_{1.1} = \dot{Q}_0 + \dot{Q}_{Prod\ real}$$

(Ecuación 5)

Balance de energía en el secador:

$$\dot{Q}_{1.2} = \dot{Q}_{1.1} - \dot{Q}_{sec}$$

(Ecuación 6)

Balance de energía en el estanque venteado:

$$\dot{Q}_{1.2} = \dot{Q}_{3.1} + \dot{Q}_{4.1} + \dot{Q}_{rad0}$$

(Ecuación 7)

Balance de energía en el estanque de almacenamiento de condensado

$$\dot{Q}_0 = \dot{Q}_{4.1} + \dot{Q}_{2.1}$$

(Ecuación 8)

Para los volúmenes de control del caso 1, con la recuperación parcial de vapor flash y con el sistema de recuperación de condensado, se tienen las siguientes Ecuaciones:

Balance de energía en la caldera

$$\dot{Q}_{1.1} = \dot{Q}_0 + \dot{Q}_{Prod\ real}$$

(Ecuación 9)

Balance de energía en el secador

$$\dot{Q}_{1.2} = \dot{Q}_{1.1} - \dot{Q}_{sec}$$

(Ecuación 10)

Balance de energía en el estanque de almacenamiento de condensado

$$\dot{Q}_0 = \dot{Q}_{4.1} + \dot{Q}_{2.2}$$

(Ecuación 11)

Balance de energía en el skid de recuperación de condensado con una bomba de condensado GP10 de TLV.

$$\dot{Q}_{1.2} = \dot{Q}_{3.1} + \dot{Q}_{4.1} - \dot{Q}_{3.2} + \dot{Q}_{rad1.1}$$

(Ecuación 12)

Balance de energía en el equipo de recuperación de vapor flash SR-8:

$$\dot{Q}_{3.1} = \dot{Q}_{3.3} + \dot{Q}_{3.2} + \dot{Q}_{2.2} - \dot{Q}_{2.1} + \dot{Q}_{rad1.2}$$

(Ecuación 13)

Los balances de energía para los volúmenes de control del caso 2 con sistema de recuperación de condensado y sin recuperación de vapor flash son los siguientes:

Balance de energía en la caldera

$$\dot{Q}_{1.1} = \dot{Q}_0 + \dot{Q}_{prod\ real}$$

(Ecuación 14)

Balance de energía en el secador

$$\dot{Q}_{1.2} = \dot{Q}_{1.1} - \dot{Q}_{sec}$$

(Ecuación 15)

Balance de energía en el estanque de almacenamiento de condensado

$$\dot{Q}_0 = \dot{Q}_{2.1} + \dot{Q}_{4.1}$$

(Ecuación 16)

Balance de energía en el skid de recuperación de condensado con dos bombas GP10 de TLV

$$\dot{Q}_{1.2} = \dot{Q}_{3.1} + \dot{Q}_{4.1} + \dot{Q}_{rad2.1}$$

(Ecuación 17)

La demanda energética está definida por la energía requerida por el agua suministrada desde el estanque de almacenamiento para alcanzar las condiciones necesarias para el suministro al secador. La energía producida en la caldera por la combustión del gas natural está determinada por la diferencia de las entalpías específicas de los flujos másicos a la entrada y salida de ésta. Este valor está representado por la siguiente expresión:

$$\dot{Q}_{prod\ real} = \dot{Q}_{1.1} - \dot{Q}_0$$

(Ecuación 18)

$$\dot{Q}_{prod\ real} = (\dot{m}_{1.1} \times h_{1.1}) - (\dot{m}_{2.2} \times h_{2.2}) - (\dot{m}_{4.1} \times h_{4.1})$$

(Ecuación 19)

Las variables principales del proceso corresponden a las informadas por la empresa y por el proveedor del combustible y se presentan en la Tabla 3.

Tabla 3: Variables principales del proceso

Dimensión	Magnitud	Unidades
Presión de operación	9	bar (g)
Caudal máximo de vapor	8.000	kg/h
Horas diarias de trabajo	24	hora/día
Días de trabajo anual	317	día/año
Horas anuales de trabajo	7.608	hora/año
Temperatura agua de reposición	20	°C
Costo de combustible (GN)	400	\$/m³s
Poder calorífico superior	9.300	kcal/m³s
Eficiencia de caldera	85	%

El calor producido real considera la eficiencia de la caldera, por lo que es necesario integrar esta variable para estimar el volumen de combustible. Para ello se define como calor producido teórico a la variable que no considera la eficiencia de combustión de la caldera. Para esto se tiene la siguiente Ecuación:

$$\dot{Q}_{prod\ te\acute{o}rico} = \frac{\dot{Q}_{prod\ real}}{\eta}$$

(Ecuación 20)

La energía requerida por el proceso de secado es la misma para los tres casos, ya que no hay variaciones en la demanda. Esta es calculada considerando que la totalidad del calor latente contenido en el vapor saturado a 9 [bar (g)] cambia de fase sin disminuir la presión ni temperatura (desde el punto 2 al punto 3 de la Figura 3) con  $\dot{m}_{1,1} = \dot{m}_{1,2}$ , Para ello se utiliza la siguiente expresión:

$$\dot{Q}_{sec} = (\dot{m}_{1,1} \times (h_{1,1} - h_{1,2}))$$

(Ecuación 21)

Las magnitudes de entalpía referidas a cada uno de los estados en que se encuentra el agua dentro del sistema se indican en la Tabla 4.

Tabla 4: Entalpía específica del agua en sus distintos estados presentes en el proceso

Variable	Magnitud	Unidades
Entalpía de vapor saturado a 9 bar (g)	663,7	kcal/kg
Entalpía de vapor saturado a presión atmosférica	639,5	kcal/kg
Entalpía de líquido saturado a 9 bar (g)	182,3	kcal/kg
Entalpía de líquido saturado a 100 °C	100,1	kcal/kg
Entalpía de líquido comprimido a 90 °C	90,0	kcal/kg
Entalpía de líquido comprimido a 50 °C	50,0	kcal/kg
Entalpía de líquido comprimido a 20 °C	20,1	kcal/kg

#### 4.4. Selección de sistemas para la recuperación de calor

La selección de sistemas es con base a las limitaciones que tienen los equipos, como la capacidad máxima de descarga y la presión máxima de operación, indicadas en el folleto técnico de las bombas GP10 [9] y en el folleto técnico del equipo SR-8 [10] respectivamente.

##### 4.4.1. Condensador de vapor flash de TLV de tipo atmosférico SR-8

El condensador de vapor flash de TLV permite reutilizar el vapor flash en condiciones atmosféricas sin añadir contrapresión al sistema. Este consiste en un intercambiador de calor con una tubería helicoidal de diseño especial dentro de un depósito compacto que permite la conexión de una tubería con el agua de alimentación que se hace circular a través de la tubería helicoidal. La tubería al estar en contacto con el vapor flash contenido en el depósito eleva su temperatura a través de la transferencia de calor sin intercambio de masa. De esta manera, el vapor flash cambia de fase y se convierte en agua en estado líquido comprimido luego de ceder su energía del calor latente al agua de alimentación. En este equipo existe pérdida de energía por radiación, lo que imposibilita recuperar el agua a 100 [°C].

Para los casos propuestos se considera un sistema abierto [11], por lo que es necesaria la instalación de la línea de venteo del colector hacia la atmósfera, que es la salida del vapor flash que se conecta al equipo SR-8, indicada “Steam Inlet” en la Figura 10 (“Flash Steam” en Figura 14) o La selección en particular de este equipo se realiza en base a la capacidad de descarga del equipo, la capacidad máxima de presión de operación y al caudal másico de vapor flash liberado a la atmósfera que puede ser condensado.

En las especificaciones técnicas de los equipos SR (Figura 9), se establece que la capacidad máxima de flujo de vapor que puede ser condensado en el modelo SR-8 es de 800

[kg/h], por lo que, para el análisis económico, la condensación del vapor flash se ajusta a la capacidad máxima de éste y considera un flujo de vapor flash excedente que seguirá liberándose a la atmósfera. De acuerdo con las capacidades del equipo, el caudal másico de agua de alimentación que es posible calentar hasta los 95 [°C] es muy superior a lo que la planta necesita reponer considerando únicamente el agua evaporada como vapor flash. Si se considera únicamente para esta aplicación, el flujo de vapor flash que sería posible recuperar exclusivamente para calentar el agua de reposición evaporada sería inferior a 200 [kg/h]. El resto del vapor flash sería expulsado hacia la atmósfera por la salida superior, lo que se indica en la Figura 10 como Overflow Outlet for Exhaust Pipe.

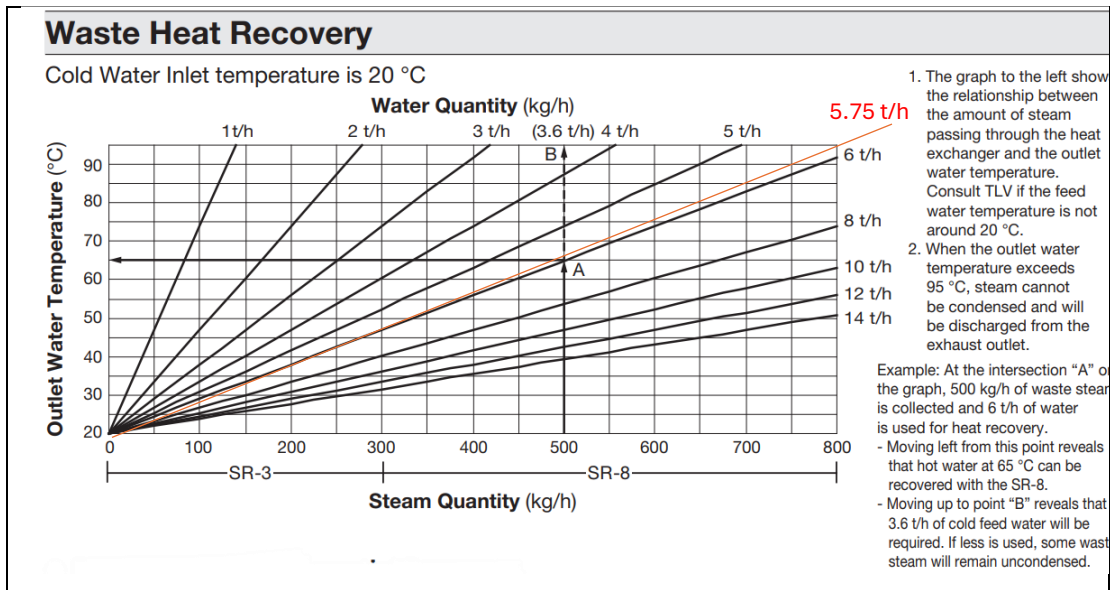


Figura 9: Relación entre el flujo de vapor y la temperatura del agua de salida [10]

Según el gráfico de la Figura 9, el modelo SR-8 permitiría utilizar como máximo 800 [kg/h] del vapor flash generado, pudiendo calentar hasta 5.750 [kg/h] de agua de reposición desde los 20 [°C] a los 95 [°C].

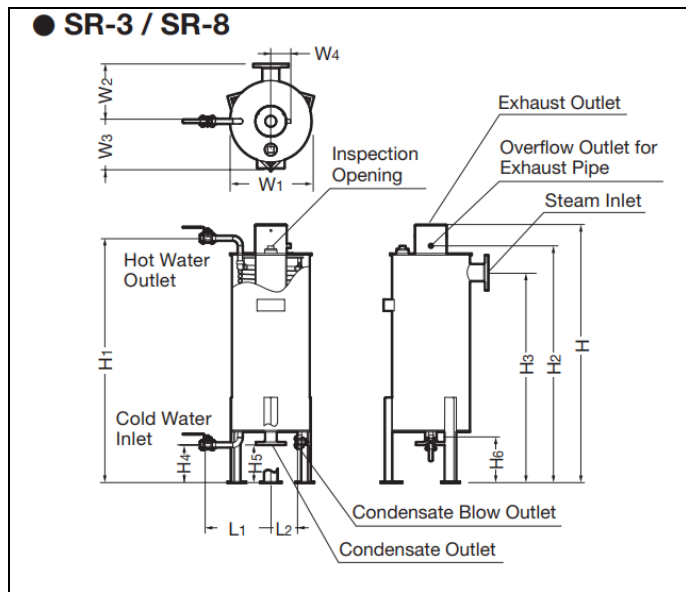


Figura 10: Entradas y salidas de equipo intercambiador de calor de vapor flash de TLV. [10]

#### 4.4.2. Bomba mecánica de condensado

La bomba mecánica de condensado se caracteriza por utilizar el vapor como fluido motriz del condensado generado en los procesos. Es un equipo especializado para usar en aplicaciones de vapor, ya que no utiliza energía eléctrica asegurando su funcionamiento sin problemas en ambientes de humedad. La bomba de condensado es la encargada de transportar el condensado en grandes volúmenes hacia el estanque de acumulación, lo que permite recuperar agua caliente cercana a los 90 [°C] sin cavitación o desgaste prematuro de empaquetaduras o rodamientos asociados al uso de bombas centrífugas.



Figura 11: Bomba mecánica de condensado GP10 de TLV

La selección de la bomba para condensado es realizada en función del caudal que se debe llevar hasta el estanque de almacenamiento, teniendo en consideración la presión motriz de operación máxima con la que puede trabajar la bomba de condensado. El caudal que se debe llevar hasta el estanque de almacenamiento de condensado es el caudal de condensado despresurizado del secador sumado al flujo másico de vapor flash condensado.

El presente estudio se realiza considerando las capacidades de la bomba de condensado modelo GP10 (Figura 11), con una entrada de 80 [mm] de diámetro y con una salida de 50 [mm] de diámetro. Según la Figura 12, con una presión de vapor motriz de 9 [bar (g)] y una contrapresión cercana a 0 [bar (g)] (por ser venteado a la atmósfera), se tiene una capacidad de descarga máxima superior a la capacidad de descarga requerida por el proceso.

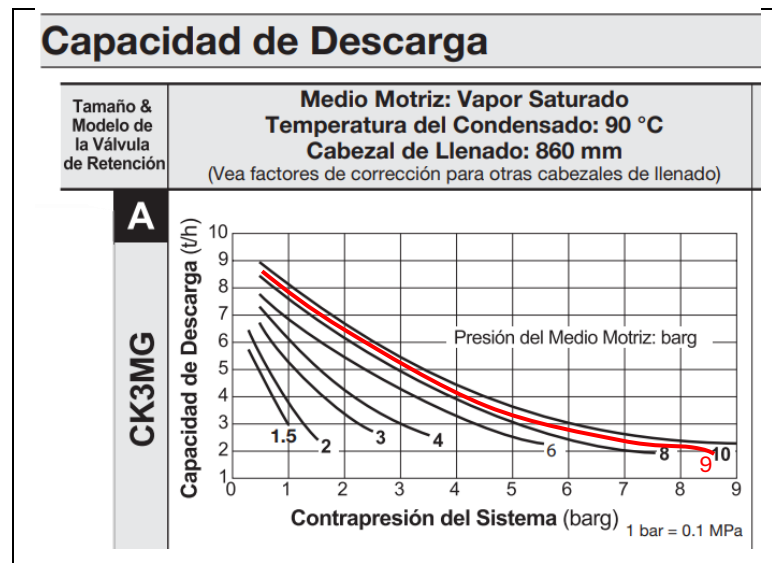


Figura 12: Capacidad de descarga de bomba GP10 3" x 2" de TLV [9]

El sistema de recuperación de condensado es pre-montado en una plataforma que incluye todos los elementos necesarios para la operación (ver Figura 13), donde se integra el diseño e implementación de un colector fabricado en función del caudal de condensado a recuperar y la producción del vapor flash generado.

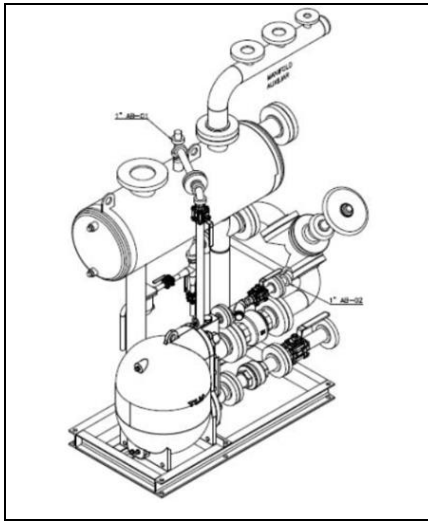


Figura 13: Sistema simple de bomba GP10 de TLV premontado en plataforma. [Archivo propiedad de Hydrotrap]

El sistema de recuperación de condensado es un sistema complementario al sistema de recuperación de vapor flash, por lo que es necesario considerar la instalación vertical de ambos sistemas (ver Figura 14)

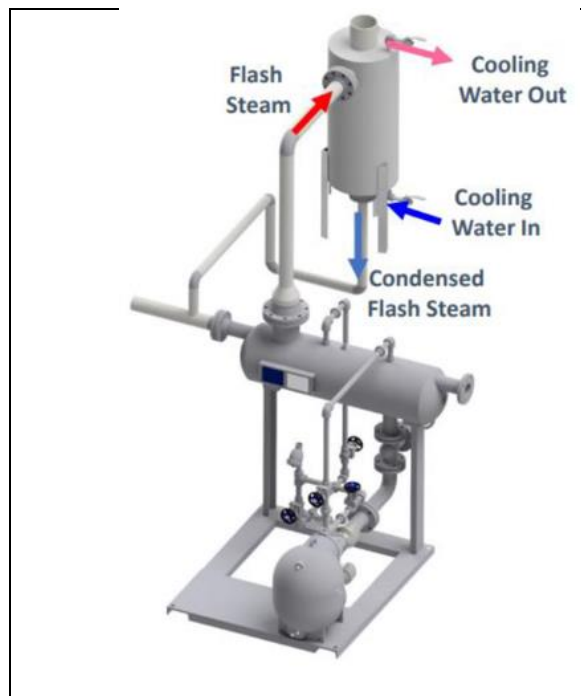


Figura 14: Esquema estándar de instalación de sistema SR y bomba GP10 de TLV. [Archivo propiedad de Hydrotrap]

El diseño del colector es realizado en función de las dimensiones indicadas por el fabricante a través del manual de instrucciones de la bomba GP10 [12]. Estos datos son presentados en la Tabla 5.

*Tabla 5: Dimensiones recomendadas para diseño de colector de un sistema venteado de recuperación de condensado con bombas GP10.*

Vapor Flash Hasta ~ kg/h	Diámetro del Tanque Colector mm (Longitud: 1 m)	Diámetro de Línea Venteo mm
25	80	25
50	100	50
75	125	50
100	150	80
150	200	80
200	200	100
300	250	125
400	300	125
500	350	150
700	400	200
800	450	200
1000	500	200
1100	500	250
1400	550	250
1500	600	250

NOTA: La longitud del tanque colector puede ser reducida al 50% cuando la presión del medio motriz ( $P_m$ ) dividida por la contrapresión ( $P_b$ ) es mayor o igual a "2".  
(Cuando  $P_m \div P_b \geq 2$ )

El colector es diseñado para un caudal máximo de vapor flash de 1.500 [kg/h], considerando un posible aumento de caudal de condensado presurizado proveniente de otros equipos. De esta forma, el colector debería tener un diámetro de 600 [mm] con una longitud de 0,5 [m], donde se tiene en cuenta una reducción de longitud de acuerdo con lo indicado en la nota del fabricante. La línea de venteo debe tener un diámetro de 250 [mm], la línea de entrada de sobre flujo un diámetro de 200 [mm] y la línea de entrada de condensado deberá ser igual o menor a 200 [mm]. En el diseño del sistema se debe considerar el cabezal de llenado (ver Figura 15). Solo con la longitud recomendada por el fabricante se podrá obtener la capacidad

de descarga indicada, de lo contrario es necesario aplicar un factor de corrección. En la Figura 16 se observa que el cabezal de llenado mínimo recomendado es de 860 [mm].

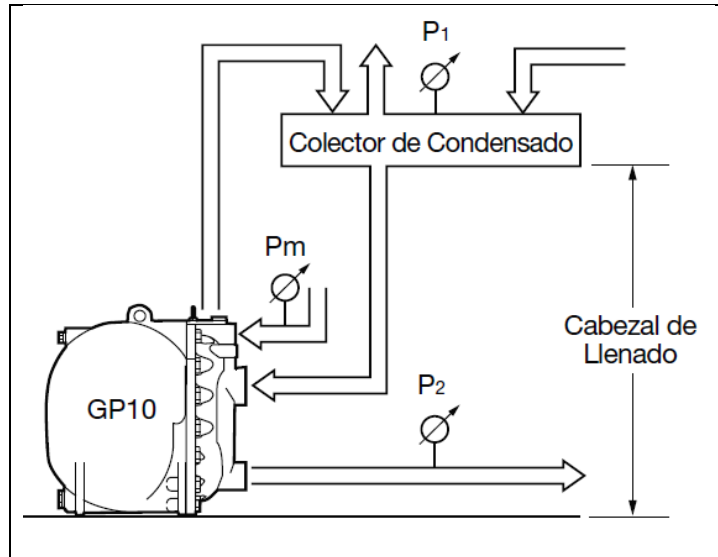


Figura 15: Ilustración del cabezal de llenado y de presiones. [9]

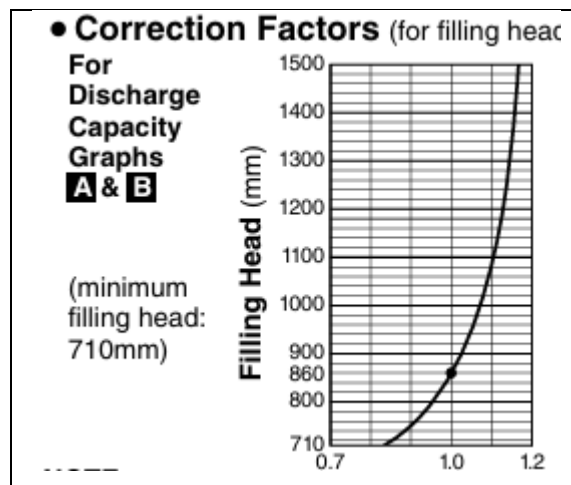


Figura 16 Factor de corrección para recuperación de condensado con bomba GP10. [9]

#### 4.5. Propuestas de mejora

La propuesta de mejora indicada como caso 1 esquematizada en la Figura 7 se caracteriza por la implementación de dos sistemas que permiten la recuperación de calor. El equipo SR-8 y el sistema premontado de recuperación de condensado con una bomba GP10. El equipo SR-8 permite precalentar el agua de reposición previo a ingresar a la caldera al condensar una parte del vapor flash que actualmente es liberado a la atmósfera. Para los cálculos se considera la recuperación de vapor flash necesario para precalentar el flujo másico de agua de reposición ( $\dot{m}_{2,1}$ ). El caudal de vapor flash que no es condensado es liberado por las líneas de sobre flujo del equipo ( $\dot{m}_{3,3}$ ). El flujo de condensado producido dentro del equipo SR-8 ( $\dot{m}_{3,2}$ ) es integrado al colector del sistema de recuperación de condensado. El sistema de recuperación de condensado está compuesto principalmente por una bomba mecánica GP10 para llevar el condensado del proceso ( $\dot{m}_{4,1}$ ) hacia el estanque de almacenamiento con una temperatura cercana a los 90 [°C].

La segunda propuesta indicada como caso 2, es esquematizada en la Figura 8, y se caracteriza por la implementación de un sistema compuesto por dos bombas de condensado premontadas en paralelo en una plataforma, lo que permite doblar el flujo máximo de condensado  $\dot{m}_{4,1}$  y que posibilita la recuperación del condensado producido por otros equipos o procesos aledaños al secador, además de brindar la posibilidad de utilizar la segunda bomba como respaldo para aumentar la confiabilidad del sistema.

Luego de la presentación de los cálculos de los balances de energía de la sección resultados, se presentan gráficos Sankey para visualizar las tasas de energía correspondientes a cada flujo en cada uno de los casos. Los valores que se indican se expresan en [Tcal/año].

Para el gráfico Sankey presentado en la Figura 19, el flujo másico correspondiente al vapor flash condensado  $\dot{m}_{3,2}$  e integrado a la bomba no se muestra por separado debido a que la tasa de energía de este flujo se integra al caudal de condensado recuperado por la bomba  $\dot{m}_{4,1}$ .

#### 4.6. Auditoría de energía

El desarrollo de este trabajo de título está centrado en el uso de la energía relacionada al vapor utilizado en el proceso, por lo que la auditoría energética presentada en este apartado se refiere únicamente a la energía suministrada por el combustible utilizado y no considera el consumo eléctrico del proceso. La estimación de la energía térmica requerida por el proceso de

secado se realiza considerando que la totalidad del vapor saturado producido en la caldera es condensado por el secador industrial en el proceso de deshidratado de los pellets y se convierte en líquido saturado sin disminuir la presión, pasando del estado de  $\dot{m}_{1,1}$  a  $\dot{m}_{1,2}$  sin pérdida de masa.

La valorización de la energía producida es realizada en función del costo de la energía en forma de calor que es requerida para elevar la temperatura del agua en la caldera hasta llegar a la temperatura y estado requerido (punto 2, Figura 3). Para comparar las propuestas es calculada la energía perdida como radiación térmica en el estanque, para el caso base, en los equipos SR-8 y GP10 para el caso 1 y en el sistema de bombas GP10 para el caso 2. La variación entre las tasas de energía perdida por radiación se considera como un ingreso dentro de la evaluación económica.

Para la estimación de la energía recuperada del condensado del proceso, se valoriza la tasa de calor necesaria para elevar la temperatura del agua de reposición desde los 20 [°C] a los 50 [°C], para el caso base, y hasta los 90 [°C] para los casos 1 y 2.

La energía recuperada del vapor flash se estima calculando el calor latente del flujo de vapor que logra ser condensado por el equipo SR-8. El vapor condensado por este equipo cederá una tasa de calor al agua de reposición que elevará su temperatura desde los 20 [°C] a 95 [°C].

Para comparar directamente la capacidad de recuperación de energía de las propuestas de mejora, se define como eficiencia de recuperación a la razón entre la tasa de calor suministrado a la caldera y la diferencia entre la tasa de calor producida y la tasa de calor suministrada al deshidratado de alimentos en el secador. Esto se expresa en la siguiente Ecuación.

$$\eta_{recuperación\ de\ calor} = \frac{\dot{Q}_0}{\dot{Q}_{1,1} - \dot{Q}_{sec}}$$

(Ecuación 22)

#### 4.7. Ahorro en costo total de combustible

En función del costo de combustible indicado por la empresa, la eficiencia de combustión de la caldera y el poder calorífico superior [13] del combustible se calcula el costo de producción de 1 teracalorías de energía, el cual estará definido por la siguiente expresión.

$$Costo_{Tcal} = \left( \frac{Costo_{CH_4}}{PCS_{CH_4} \times \eta_{combustión}} \times 10^9 \right)$$

(Ecuación 23)

El cálculo del costo anual de tasa de energía perdida por radiación térmica se realiza en función de los ciclos de producción, el costo de la energía calculado con la Ecuación 23 y la tasa de producción de energía para producir el calor perdido  $\dot{Q}_{rad}$ . Para la evaluación de las pérdidas económicas asociadas a las pérdidas de calor por radiación en cada uno de los casos se utiliza la siguiente Ecuación.

$$Costo_{E\ radiación} = (Costo_{Tcal} \times \dot{Q}_{rad})$$

(Ecuación 24)

#### 4.8. Reducción de emisiones de $CO_2$

Se utiliza la tasa de conversión de 1,98 kg de  $CO_2$  por cada 1 m<sup>3</sup>s de GN [14], para estimar la emisión correspondiente a la combustión de gas natural necesaria para producir la tasa de energía que es posible de recuperar en las distintas propuestas. Los resultados son entregados en toneladas de  $CO_2$  anuales, multiplicando el resultado de la Ecuación 25 por un factor de 10<sup>6</sup>.

$$Tasa\ de\ emisión\ de\ CO_2 = \frac{\dot{Q}_{rad} \times 1,98}{PCS_{CH_4} \times \eta_{combustión}}$$

(Ecuación 25)

#### 4.9. Análisis de sensibilidad

En la evaluación de los casos propuestos se simulan doce escenarios con variaciones en las variables más relevantes del proyecto. Estas son el flujo de vapor suministrado al secador, costos en el combustible y costos en el mantenimiento anual. El análisis de sensibilidad permitirá identificar qué variable tendrá un mayor impacto en la viabilidad económica de cada proyecto. La memoria de cálculo para obtener los resultados del análisis de sensibilidad se presenta en el Anexo D tanto para el caso 1 como para el caso 2.

Las variaciones en la demanda de vapor se definen de acuerdo con lo indicado en la Tabla 6.

Tabla 6: Variaciones en los flujos máxicos de la demanda de vapor para el análisis de sensibilidad

Variaciones en la demanda de vapor	Caudal de vapor requerido por secador kg/h
<i>Informado por empresa</i>	8.000
<i>Simulación 1</i>	3.000
<i>Simulación 2</i>	14.000

La variación en el costo del combustible tiene como referencia el costo mínimo y máximo promedio de los últimos 10 años. [15]

Tabla 7: Variaciones en los costos de combustible observados en la última década

Variaciones en el costo de combustible	Costo de combustible \$/58 m <sup>3</sup>	Fecha de valor observado	Variación respecto al costo base informado
Costo informado por empresa	400	10-2024	0%
Costo mínimo histórico últimos diez años	224	11-2015	-44%
Costo máximo histórico últimos diez años	508	06-2014	+27%

La variación en los costos de mantenimiento de los equipos se realiza en función del costo base que se asume de acuerdo con las indicaciones mínimas de mantenimiento indicadas en el manual de instrucciones del equipo GP10 y del equipo SR-8 [16]. Para las bombas GP10 se indica una revisión preventiva del interior del equipo, donde se recomienda cambiar la empaquetadura de la cubierta al menos cada dos años. Además de este repuesto, se considera como ítems de mantenimiento preventivo la sustitución de la unidad de accionamiento cada diez años y la unidad de válvula de admisión cada cuatro años. La frecuencia de cambio de estos componentes es definida en base a lo consultado a la empresa proveedora de la bomba. Los valores de estos componentes se indican en la cotización adjunta en el archivo Anexo A.

De acuerdo con el manual de instrucciones del equipo SR-8, al ser un equipo venteado a la atmósfera, no es requerido realizar el mantenimiento necesario para estanques

presurizados, y solo se considera un costo aproximado por una limpieza química preventiva en el interior de éste cada cuatro años. Para la estimación del costo anual de mantenimiento, se tiene como base, un promedio anual de los costos de mantenimiento proyectado a diez años. La variación A corresponde a doblar el costo anual por mantenimiento y la variación B corresponde a dividir en dos el costo anual de mantenimiento. La memoria de cálculo para obtener los resultados presentados en la Tabla 8 se encuentra en el Anexo E.

Tabla 8: Variaciones en el costo total anual por concepto de operación y mantenimiento

	<i>Costo anual de mantenimiento preventivo (\$/año)</i>	<i>Costo anual operación de equipos (\$/año)</i>	<i>Costo anual por operación y mantenimiento estándar (\$/año)</i>	<i>Variación A</i>	<i>Variación B</i>
Caso 1	\$272.626	\$2.922.561	\$3.195.186	\$3.467.812	\$3.138.209
Caso 2	\$141.044	\$2.856.120	\$2.997.164	\$3.058.873	\$2.926.642

De acuerdo con las variaciones mencionadas, en la sección de resultados se simulan seis casos para el caso 1 y seis casos para el caso 2 con el objetivo de identificar la sensibilidad de las propuestas en los distintos escenarios. Para las variaciones en el costo de combustible, también se alterará el costo de operación de los sistemas de recuperación de condensado debido a que la bomba utiliza vapor como medio motriz para impulsar el condensado. El consumo de vapor de la bomba está definido por la contrapresión del sistema, y de acuerdo con las características de la bomba. En la Figura 17 se indica el Factor de consumo de 1,7 [kg] de vapor por tonelada de condensado considerando la contrapresión mínima posible al ser un sistema venteado a la atmósfera. El consumo de vapor estará definido por la Ecuación 26, y es definido como “Vapor GP10”, que permite calcular el caudal másico de vapor consumido para que una bomba GP10 transporte el condensado.

$$\text{Vapor GP10} = (\text{Factor consumo}) \times \frac{\dot{m}_{1.2}}{1.000}$$

(Ecuación 26)

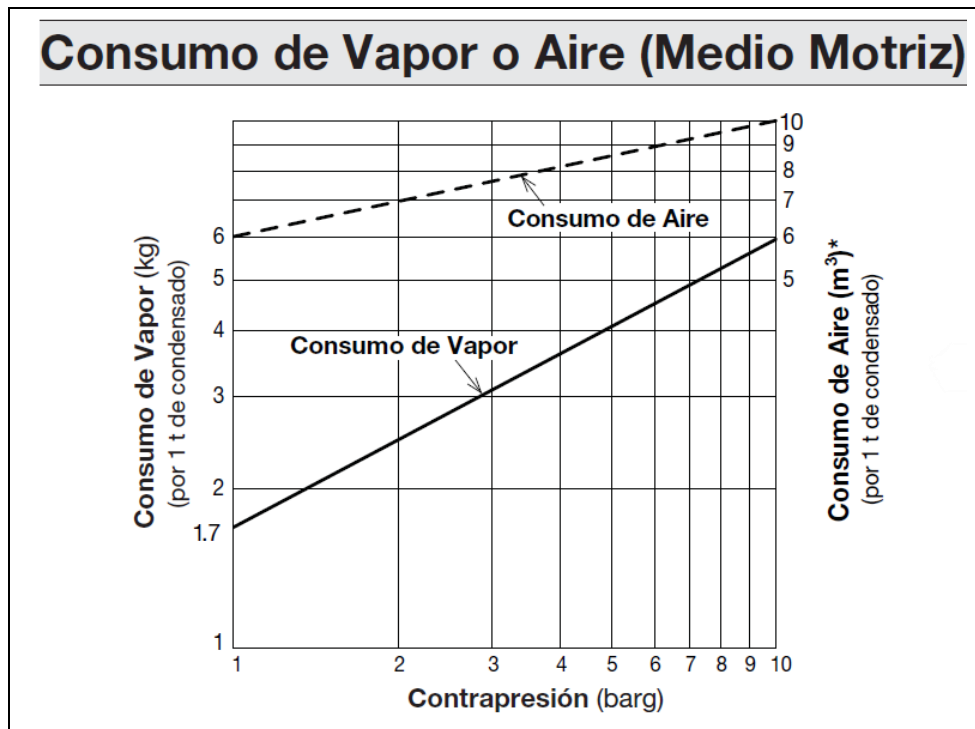


Figura 17: Consumo de vapor en bomba GP10 de TLV [9]

#### 4.10. Análisis económico

Se proyectan flujos de caja a diez años para calcular las variables VAN y TIR, las cuales permiten componer una perspectiva financiera a mediano plazo para los proyectos de mejora. Con el costo total del proyecto, un ingreso en el flujo de caja mensual proporcional al ahorro en combustible y un egreso por costos de operación y mantenimiento se calcula el tiempo de retorno de la inversión o PAYBACK con la Ecuación 29. Los ingresos positivos corresponden a la valorización de la energía que deja de ser emitida como radiación con la implementación de las propuestas. En el cálculo del VAN, la tasa de descuento utilizada se selecciona en base al informe de rentabilidad para la división Chile de Carozzi, emitido por la empresa en 2019 [17] donde se indica una rentabilidad del patrimonio de un 10% anual.

Para el cálculo del flujo de caja neto de las Ecuaciones 27 y 28 se proyectan ingresos y egresos a diez años, donde se considera como ingreso a la valorización del ahorro de energía, y como egreso, el costo total por inversión, operación y mantenimiento. De acuerdo con las variaciones presentadas en las Tablas 6, 7 y 8 de la sección de análisis de sensibilidad, se calculan los valores VAN, TIR y PAYBACK en las planillas de cálculo adjuntas como Anexo

F para el caso 1 y Anexo G para el caso 2. Los resultados de estas variaciones son presentados en la Tabla y en la Tabla 18 para los casos 1 y 2 respectivamente.

$$VAN = \sum_{j=0}^n \frac{FN_j}{(1+i)^j} - Inversión$$

(Ecuación 27)

$$0 = \sum_{j=0}^n \frac{FN_j}{(1+TIR)^j} - Inversión$$

(Ecuación 28)

$$PAYBACK = \left( \frac{Inversión}{Ahorro\ anual} \right) \times 12$$

(Ecuación 29)

#### 4.11. Valorización del proyecto: Equipos y repuestos.

En la valorización de los equipos y repuestos se considerarán los valores comerciales señalados por Comercial Hydrotrap SA al año 2025 y señalados en el archivo Anexo A.

#### 4.12. Desarrollo de documentación técnica

Para el diseño del dibujo técnico a presentar cuando el proyecto es vendido, se debe seguir la normativa que regula la simbología de las conexiones, los equipos de medición, control y proceso. La normativa ISA s5.1 [18] establece la simbología estándar para representar instrumentos o dispositivos y sus funciones, e incluye esquemas de identificación y símbolos gráficos normalizados. Por otro lado, la norma ISO 10628 [19] establece las reglas generales para el diseño de diagramas P&iD (Piping and instrument drawing) y PFD (Process Flow diagrams).

## 5. Resultados y discusión

### 5.1. Resultados técnicos

#### 5.1.1. Balances de masa

En la Tabla 9 se indican los resultados de los balances de masa del sistema de vapor en la situación actual de las instalaciones y de acuerdo con las variaciones en las propuestas de mejora para los casos 1 y 2 para cada uno de los volúmenes de control indicados anteriormente.

Tabla 9: Resultados del balance de masa del sistema en caso base y casos propuestos en condiciones actuales de la planta

<i>Variable</i>	<i>Balance masa caso base</i>	<i>Balance masa caso 1</i>	<i>Balance masa caso 2</i>
$\dot{m}_0$	8.000	8.000	8.000
$\dot{m}_{1,1}$	8.000	8.000	8.000
$\dot{m}_{1,2}$	8.000	8.000	8.000
$\dot{m}_{2,1}$	1.219	1.062	1.219
$\dot{m}_{2,2}$	-	1.062	-
$\dot{m}_{3,1}$	1.219	1.219	1.219
$\dot{m}_{3,2}$	-	158	-
$\dot{m}_{3,3}$	-	1.062	-
$\dot{m}_{4,1}$	6.780	6.938	6.780

### 5.1.2. Balance de energía

Los resultados indicados en la Tabla 10 son expresados en tercalorías anuales (Tcal/año) al aplicar las Ecuaciones 5 a la 17 y considerando las horas anuales de producción indicadas en la Tabla 3, para cada volumen de control. La tasa de energía correspondiente al flujo másico de agua de reposición a 20 [°C] se establece como base para los demás cálculos, razón por la que se indica con magnitud cero ( $\dot{Q}_{2.1}$ ).

Tabla 10: Resultados del balance de energía del sistema en caso base y casos propuestos en condiciones actuales de la planta

Flujo de calor	Balance energía caso base (Tcal/año)	Balance energía caso 1 (Tcal/año)	Balance energía caso 2 (Tcal/año)
$\dot{Q}_0$	1,546	4,297	3,608
$\dot{Q}_{1.1}$	39,175	39,175	39,175
$\dot{Q}_{1.2}$	9,877	9,877	9,877
$\dot{Q}_{2.1}$	0	0	0
$\dot{Q}_{2.2}$	0	0,606	0
$\dot{Q}_{3.1}$	5,747	5,747	5,747
$\dot{Q}_{3.2}$	0	0,743	0
$\dot{Q}_{3.3}$	0	5,004	0
$\dot{Q}_{4.1}$	1,546	3,692	3,608
$\dot{Q}_{sec}$	29,298	29,298	29,298
$\dot{Q}_{rad}$	8,331	5,580	6,270
$\dot{Q}_{rad0}$	2,584	0	0
$\dot{Q}_{rad1.1}$	0	0,438	0
$\dot{Q}_{rad1.2}$	0	0,137	0
$\dot{Q}_{rad2.1}$	0	0	0,522
$\dot{Q}_{Prod\ real}$	37,629	34,877	35,567
$\dot{Q}_{Prod\ teórico}$	44,269	41,032	41,844

Al aplicar la Ecuación 22 se obtienen las eficiencias de recuperación de calor para el caso base y los dos casos propuestos. Los resultados se presentan en la Tabla 11.

Tabla 11: Eficiencia en la recuperación de calor

	Caso base	Caso 1	Caso 2
Eficiencia en la recuperación de calor (%)	15,6%	43,5%	36,5%

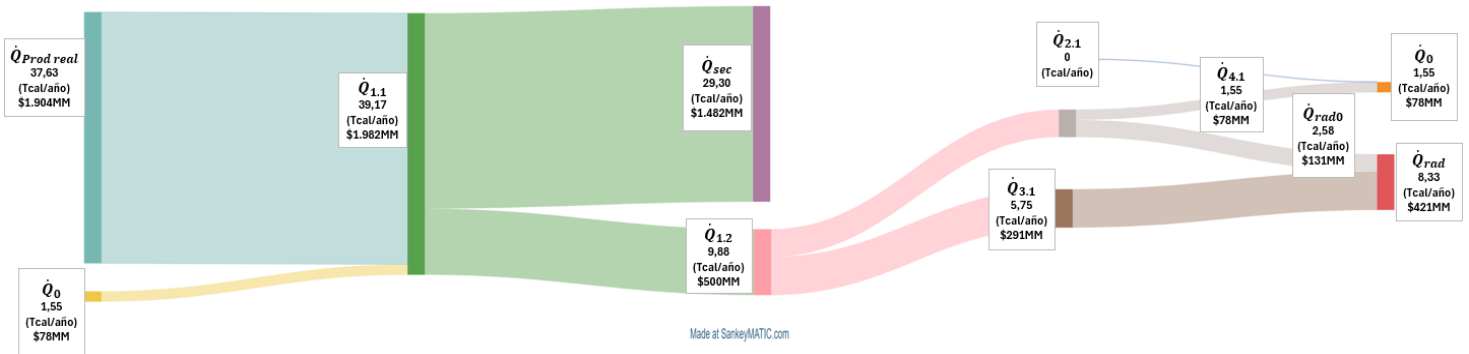


Figura 18: Diagrama Sankey de flujos de energía para caso base.

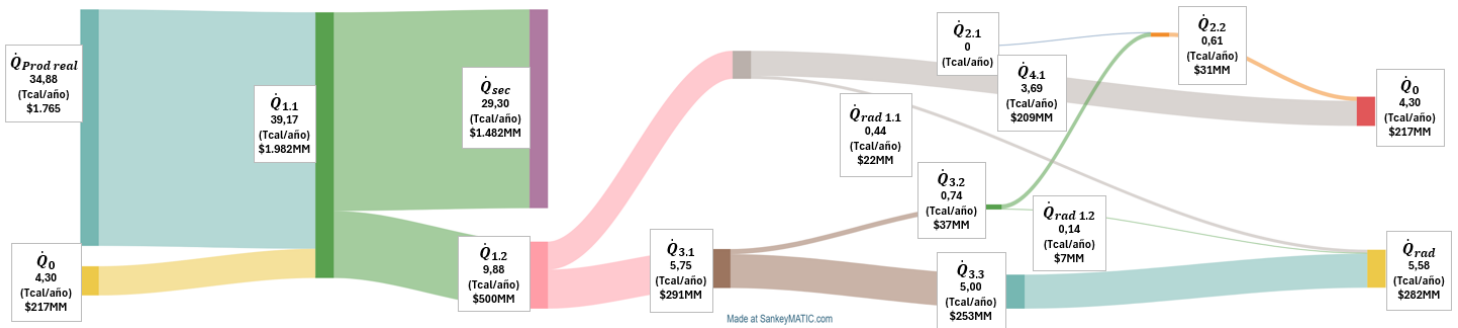


Figura 19: Diagrama Sankey de flujos de energía para caso 1.

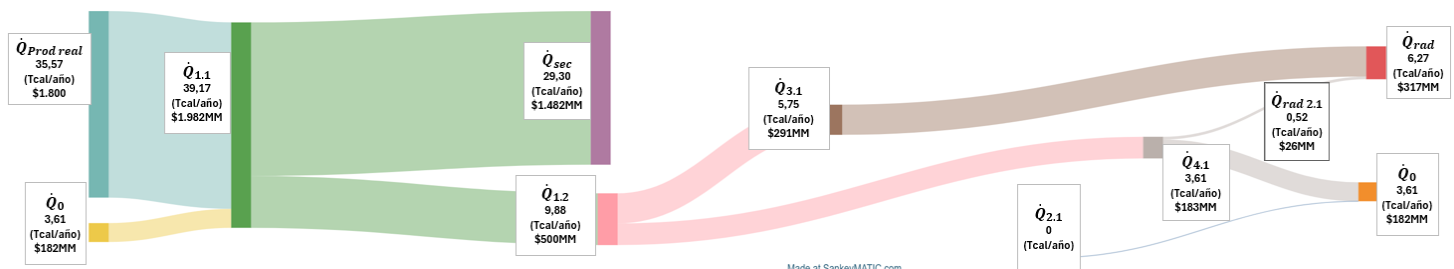


Figura 20: Diagrama Sankey de flujos de energía para caso 2.

### Discusión de resultados

La tasa de calor  $\dot{Q}_{1.1}$  representa la cantidad de calor total requerida para producir el vapor que debe ser suministrado al secador industrial anualmente para suplir la demanda. Esta magnitud considera la eficiencia de la caldera, por lo que no representa directamente el total de la energía contenida en el combustible utilizado para su producción.

La tasa de calor anual suministrada por el vapor saturado a los intercambiadores al interior del secador para el deshidratado de los pellets sin considerar variaciones en la demanda es una magnitud constante de 29,298 [Tcal/año] para los tres casos y corresponde a la variable  $\dot{Q}_{sec}$ . Esta magnitud es calculada con la Ecuación 21

La variable  $\dot{Q}_{Prod\ real}$  en Figuras 18, 19 y 20, calculada con las Ecuaciones 18 y 19, define la tasa de calor anual que debe ser suministrada al flujo másico de agua que entra a la caldera, y la variable  $\dot{Q}_{Prod\ teórico}$ , calculada con la Ecuación 20 representa la tasa de energía anual teórica suministrada a la caldera por el combustible sin considerar la eficiencia de combustión. De los valores obtenidos se puede evidenciar que para la propuesta de mejora del caso 1 se tiene la mayor recuperación de energía comparando directamente los valores de los flujos de energía en el agua de alimentación de la caldera, identificadas con la variable  $\dot{Q}_0$  para los tres casos. Para el caso 1, en la recuperación anual de energía del proceso se tiene 2,751 [Tcal/año] más que en el caso base y para el caso 2 se obtiene 2,062 [Tcal/año] más que en el caso base.

La mayor pérdida de energía por radiación, luego de la energía del vapor flash, se puede observar en el estanque del caso base donde 2,584 [Tcal/año] son liberadas como radiación ( $\dot{Q}_{rad0}$ ) cuando el condensado acumulado baja su temperatura a los 50 [°C] por el tiempo de residencia dentro del estanque.

Es posible duplicar la eficiencia de recuperación de calor al implementar alguno de los proyectos de mejora (Tabla 11).

## 5.2. Resultados económicos: valorización de la energía perdida

### 5.2.1. Energía contenida en el vapor flash

Al aplicar la Ecuación 24 con los resultados de los balances de energía presentados en la Tabla 10 asociados a  $\dot{m}_{3,1}$  para el caso base y el caso 2, y  $\dot{m}_{3,3}$  para el caso 1, se estima el costo total de combustible utilizado en producir el vapor flash excedente. Los resultados de este análisis se presentan en la Tabla 12.

Tabla 12: Cuantificación y valorización de energía en vapor flash

	<i>Energía disponible en vapor flash (Tcal/año)</i>	<i>Energía disponible en vapor flash excedente Caso base (Tcal/año)</i>	<i>Energía disponible en vapor flash excedente Caso 1 (Tcal/año)</i>	<i>Energía disponible en vapor flash excedente Caso 2 (Tcal/año)</i>
	5,747	5,747	5,004	5,747
<i>Valorización de energía (\$/año)</i>	290.803.292	290.803.292	253.206.834	290.803.292

### 5.2.2. Energía de vapor flash para calentar el agua de reposición evaporada en el proceso

Para el caso 1, la valorización de la energía contenida en el vapor flash condensado por el equipo SR-8 es calculada con los resultados de los balances de masa indicados en la Tabla 10 y la Ecuación 23. Los resultados se presentan en la Tabla 13.

Tabla 13: Energía de vapor flash para calentar solo el agua de reposición

	<i>Energía de vapor flash condensado (Tcal/año)</i>	<i>Energía de vapor flash condensado para calentar agua de reposición (Tcal/año)</i>
	0,743	0,606
<i>Valorización de energía recuperada (\$/año)</i>	37.596.458	30.664.137

#### Discusión de resultados:

Con la implementación del equipo para la recuperación de vapor flash del caso 1 es posible recuperar cerca del 10,53% de la energía que es liberada como vapor flash inicialmente. La diferencia entre la magnitud de la energía del vapor flash condensado y la energía que es utilizada para calentar el agua de reposición indicada en la Tabla 13 se debe a la radiación térmica que ocurre a través del equipo SR-8, identificado como  $\dot{Q}_{rad1.2}$ . Esto se debe a que este equipo permite el calentamiento del agua de reposición hasta los 95 [°C] y no hasta el punto de ebullición a presión atmosférica.

#### 5.2.3. Energía contenida en el condensado producido

La valorización de la energía contenida en el condensado producido en el proceso de secado se calcula con los resultados de los balances de energía indicados en la Tabla 10 y con la Ecuación 23, teniendo como referencia los valores de entalpía específica del agua en estado líquido saturado a 100 [°C] y en estado líquido comprimido a 20 [°C].

#### Discusión de resultados:

La diferencia en la magnitud de la energía total contenida en el condensado despresurizado y la tasa energía que es posible de recuperar por las bombas GP 10, tanto para el caso 1 y como el caso 2, se debe a la energía perdida por radiación en el sistema de recuperación. Esto se debe a que la temperatura máxima a la que puede ser recuperado el condensado por las bombas GP10 es de 90 [°C], por lo que, entre la salida del secador y el estanque de almacenamiento de condensado, el fluido pierde 10 [°C] de temperatura.

La eficiencia en la recuperación de energía del condensado aumenta desde un 37% a un 89% con la implementación de la propuesta del caso 1 y a un 87% con la implementación de la propuesta del caso 2.

Tabla 14: Energía y costos en condensado producido y recuperado

	<i>Energía total en condensado despresurizado (Tcal/año)</i>	<i>Energía recuperada por bomba Caso base (Tcal/año)</i>	<i>Energía recuperada por bomba Caso 1 (Tcal/año)</i>	<i>Energía recuperada por bomba Caso 2 (Tcal/año)</i>
<i>Valorización de energía recuperada (\$/año)</i>	4,130	1,546	3,692	3,608
<i>Valorización de energía perdida (\$/año)</i>	-	130.752.689	22.163.188	26.413.662

#### 5.2.4. Costos de energía total de energía perdida por radiación en cada caso

La valorización de la energía perdida por radiación se calcula considerando el caudal de calor  $\dot{Q}_{rad}$  y utilizando la Ecuación 24.

Tabla 15: Costos por pérdida de energía total por radiación.

	<i>Energía total perdida en radiación caso base (Tcal/año)</i>	<i>Energía total perdida en radiación caso 1 (Tcal/año)</i>	<i>Energía total perdida en radiación caso 2 (Tcal/año)</i>
<i>Valorización de energía perdida (\$/año)</i>	8,33	5,58	6,27
<i>Ahorro en costos por combustible (\$/año)</i>	-	139.203.036	104.288.425

### Discusión de resultados:

Para ambas propuestas, la valorización estimada del ahorro de energía perdida por radiación reduce los costos de combustible produciendo beneficios desde la puesta en marcha. En la Tabla 15 se indican las pérdidas de energía por radiación total, luego de sumar los resultados indicados en las Tablas 12 y 14. Se observa una disminución del 33% en costos por energía perdida para el caso 1 y una disminución del 25% para el caso 2. La diferencia entre la energía recuperada en el condensado para el caso 1 y el caso 2, presentadas en la Tabla 14, está determinada por  $\dot{m}_{3,2}$ , que representa el vapor flash que logra ser condensado tras calentar el agua de reposición y que es reintegrado al sistema de recuperación de condensado. La propuesta del caso 1 presenta un gran potencial, ya que cerca de 5 teracalorías anuales siguen emitiéndose a la atmósfera tras su implementación considerando únicamente el calentamiento del agua de reposición.

### 5.3.Reducción en la emisión de CO<sub>2</sub> respecto al caso base

Para el cálculo de la emisión de CO<sub>2</sub> se utiliza la Ecuación 25, utilizando para la variable  $\dot{Q}_{rad}$  la diferencia entre las tasas de energía de  $\dot{Q}_0$ , indicados en la Tabla 10 e indicados como “Ahorro de energía emitida por radiación” en la Tabla 16.

Tabla 16: Tasa de emisión de CO<sub>2</sub> anual

<i>Caso</i>	<i>Ahorro total de energía emitida por radiación (Tcal/año)</i>	<i>Emisión de dióxido de carbono (Toneladas de CO<sub>2</sub>/año)</i>
<i>1</i>	2,751	689
<i>2</i>	2,061	516

### Discusión de resultados

Los resultados presentados corresponden a la tasa de emisión anual de CO<sub>2</sub> que deja de ser emitido a la atmósfera luego de implementar las propuestas de mejora. Estos resultados se fundamentan en el ahorro de combustible que produce recuperar mayor tasa de energía en el sistema. Para el caso 1 se observa una disminución del 7,3% del total de emisiones producidas por la combustión de GN requerido para producir todo el vapor necesario. Para el caso 2 se

observa una disminución del 5,5% del total de emisiones. El cálculo de estos resultados se encuentra en el archivo Anexo C.

#### 5.4. Análisis de sensibilidad

En el análisis de sensibilidad se evalúan seis escenarios para cada uno de los casos propuestos teniendo como limitaciones las capacidades máximas de recuperación de los equipos.

Variaciones del caso 1 en la recuperación de vapor flash con equipo SR8 de TLV y recuperación de condensado con una bomba GP10 de TLV

Tabla 17: Variaciones de sensibilidad en caso 1

<i>Id escenario</i>	<i>Demanda de vapor (kg/h)</i>	<i>Costo combustible (\$/m<sup>3</sup>s)</i>	<i>Costo operación (\$/año)</i>	<i>Costo total anual operación y mantenimiento</i>	<i>Valorización energía recuperada (\$/año)</i>
1.1	3.000	400	\$1.071.045	\$1.343.671	\$52.169.513
1.2	14.000	400	\$3.369.879	\$3.642.504	\$233.978.495
1.3	8.000	224	\$1.636.615	\$1.909.241	\$77.953.700
1.4	8.000	508	\$3.711.609	\$3.984.235	\$176.787.856
1.5	8.000	400	\$2.922.527	\$3.467.778	\$139.203.036
1.6	8.000	400	\$2.922.527	\$3.058.840	\$139.203.036

#### Discusión de resultados

Para las variaciones en la demanda de vapor se observa una variación proporcional hasta los 8.000 [kg/h] debido a la limitación de descarga de la bomba GP10. Para las dos demandas simuladas, el costo de combustible por la tasa de energía perdida por radiación es un 33% menor comparado con el caso base. Para una variación a 14.000 [kg/h], se observa una disminución en la tasa de energía perdida un 31,7% menor comparado con el caso base. Esta diferencia se entiende debido a la capacidad de la bomba GP10, donde se ajusta a un máximo de descarga de 8.000 [kg/h]. La diferencia de tan solo 1,3 puntos porcentuales se entiende debido a que la cantidad de agua que sería posible calentar con el vapor flash podría llegar sobre los 5.500 [kg/h] para suplir la demanda de vapor, por lo que una gran cantidad de energía se recuperaría por ese método cuando aumenta la cantidad de agua evaporada que se debe reponer y calentar. La variación en el costo del combustible afecta de manera proporcional al

ahorro producido por la valorización de la energía que deja de ser emitida por radiación. Para este caso, no se observa gran sensibilidad frente a esta variable.

Las variaciones en los costos por mantenimiento no generan una variación significativa en los costos totales por operación y mantenimiento, ya que el costo operacional representa la mayor parte del costo total de este ítem.

#### Variaciones del caso 2: recuperación de condensado con bombas GP10 de TLV

Tabla 18: Variaciones de sensibilidad en caso 2

<i>Id escenario</i>	<i>Demanda de vapor (kg/h)</i>	<i>Costo combustible (\$/m<sup>3</sup>s)</i>	<i>Costo operación (\$/año)</i>	<i>Costo total anual operación y mantenimiento (\$/año)</i>	<i>Valorización energía recuperada (\$/año)</i>
2.1	3.000	400	\$1.071.045	\$1.212.089	\$39.114.485
2.2	14.000	400	\$4.998.210	\$5.139.254	\$182.567.995
2.3	8.000	224	\$1.599.427	\$1.740.472	\$58.401.518
2.4	8.000	508	\$3.627.272	\$3.768.317	\$132.446.300
2.5	8.000	400	\$2.856.120	\$3.138.209	\$104.288.425
2.6	8.000	400	\$2.856.120	\$2.926.642	\$104.288.425

#### Discusión de resultados

Al producir variaciones en la demanda de vapor se observa que el ahorro anual de energía que deja de emitirse por radiación disminuye o aumenta de manera proporcional para todos los caudales simulados. Al tratarse de ahorro en costos, bajo ningún caso genera un balance negativo. La implementación de esta propuesta disminuye un 25% la emisión de energía por radiación térmica.

La variación en el costo del combustible afecta de manera proporcional al ahorro producido por la valorización de la energía que deja de ser emitida por radiación, por lo que se considera que el proyecto no es muy sensible a esta variable.

Las variaciones en los costos por mantenimiento no generan una variación significativa en los costos totales, por lo que se considera que el proyecto no es muy sensible a esta variable.

Valor actual neto (VAN) y tasa interna de retorno (TIR) en el análisis económico para ambos proyectos en cada una de las variaciones

Para el proyecto 1, con una tasa de descuento del 10% y una proyección a diez años en los distintos escenarios simulados, se tienen los resultados presentados en la Tabla 19.

Tabla 19: Resultados VAN, TIR y PAYBACK para variaciones de análisis de sensibilidad con proyecto de caso 1

<i>Id escenario</i>	<i>VAN</i>	<i>TIR</i>	<i>PAYBACK (mes)</i>
1.1	\$258.262.124	94%	12,4
1.2	\$1.361.274.276	426%	2,8
1.3	\$413.219.609	141%	8,3
1.4	\$1.007.762.769	320%	3,7
1.5	\$779.993.725	251%	4,7
1.6	\$782.506.474	252%	4,7

Para el proyecto 2, con una tasa de descuento del 10% y una proyección a diez años en los distintos escenarios simulados, se tienen los resultados señalados en la Tabla 20.

Tabla 20: Resultados VAN, TIR y PAYBACK para variaciones de análisis de sensibilidad con proyecto de caso 2

<i>Id escenario</i>	<i>VAN</i>	<i>TIR</i>	<i>PAYBACK (mes)</i>
2.1	\$178.853.135	135%	8,6
2.2	\$1.305.340.575	656%	1,8
2.3	\$294.116.927	202%	5,8
2.4	\$736.629.827	458%	2,5
2.5	\$567.483.617	360%	3,2
2.6	\$568.783.602	361%	3,2

#### Discusión de resultados

En los resultados indicados en las Tablas 19 y 20, para ambos casos propuestos se observan valores muy altos para las variables VAN y TIR. Esto puede ser entendido únicamente al verificar los periodos de retorno de la inversión, que son inferiores a un año por la alta tasa de ahorro en costos. Para todos los escenarios simulados se tiene una TIR superior al 92%, lo

que indica que son inversiones altamente rentables y que no son muy sensibles a los factores indicados en el análisis de sensibilidad. Esto se debe a que los valores considerados como ingresos son las diferencias entre las pérdidas de energía por radiación, las cuales representan una disminución en el volumen y costo del combustible consumido. Bajo las condiciones simuladas ninguno de los dos proyectos se vuelve inviable.

## 6. Conclusiones y recomendaciones

### 6.1. Conclusiones

Los resultados de este estudio indican que el caso 1 es la opción más recomendable a mediano plazo, ya que permitiría aumentar la eficiencia en la recuperación de calor desde un 15,7% a un 43,5%, disminuyendo el requerimiento anual de energía en 2,75 teracalorías, lo que representa un ahorro aproximado de \$139 millones de pesos en costos de combustible y una disminución en la emisión de  $CO_2$  de 689 toneladas, con una inversión de aproximadamente \$54 millones de pesos.

Por otro lado, el caso 2 requiere una inversión de \$26 millones de pesos menos que el caso 1. De esta manera, con una inversión aproximada a \$28 millones de pesos se podría aumentar la eficiencia de recuperación de calor desde el 15,7% a un 36,5%, lo que disminuiría el requerimiento anual de energía en 2,06 teracalorías. La disminución en el consumo de combustible permitiría un ahorro anual aproximado de \$104 millones de pesos y una disminución en la emisión de  $CO_2$  por 516 toneladas.

### 6.2. Recomendaciones

Las siguientes recomendaciones son realizadas en base al plan de optimización de sistemas de vapor de TLV (SSOP) [20]. El orden en que se presentan se hace en base a la inversión necesaria y de acuerdo con el resultado esperado al implementar cada mejora.

1. Revisar estado actual del sistema de vapor a través de una inspección de trampas para vapor y generar un plan de mantenimiento preventivo exclusivamente para este tipo de componentes. Es una actividad de bajo costo con gran impacto en los consumos de combustible. Una trampa para vapor podría estar filtrando hasta 40 [kg/h] de vapor y usualmente en una fábrica de alimentos mediana en Chile puede haber entre 30 a 50 de ellas. En este sentido,

el cambio o el mantenimiento de las trampas para vapor podría generar un beneficio relevante en la productividad y la rentabilidad de la empresa. Las trampas en mal estado generan pérdidas financieras por filtraciones de vapor, disminución en la capacidad de descarga de otras trampas y además posibilitan los golpes de ariete en las redes de retorno de condensado, que podrían provocar eventualmente daños en equipos o en el peor de los casos detenciones inesperadas.

2. Implementar el sistema para la recuperación de condensado para el proceso de secado, dimensionando la capacidad máxima de recuperación teniendo presente un posible aumento en el caudal producto de la descarga de otros equipos que puedan aportar a la recuperación de energía. Al tratarse de un sistema abierto, posibilita la descarga de equipos que funcionan con distinta presión de operación de hasta 10,5 [bar (g)].
3. Implementar sistema para la recuperación de vapor flash para calentar agua para la reposición del agua evaporada o para la limpieza de equipos con agua caliente. Como la producción de vapor flash es alta, existe un gran potencial de ahorro energético de hasta 5,75 [Tcal/año], sin considerar la energía del condensado despresurizado. Para el caso 1 se consideró el calentamiento únicamente del agua de reposición del proceso, lo que permitirá recuperar 0,6 [Tcal/año], representando un 10% de la energía total del vapor flash producido. Es recomendable evaluar la implementación de proyectos para recuperar la totalidad del vapor flash liberado por este proceso, ya sea para procesos de calentamiento de agua o para la reutilización de vapor de baja presión. De acuerdo con las capacidades técnicas del equipo recuperador de calor del vapor flash, se podrían calentar sobre 5.500 [ $m^3$ /hora] de agua desde los 20 [°C] a los 95 [°C].
4. Optimizar el sistema de vapor completamente, viendo posibles mejoras dentro y fuera de la caldera, tanto en diseño como en la incorporación de los componentes recomendados para las líneas de vapor, como válvulas anti-retorno, trampas para vapor, filtros de línea, el dimensionamiento correcto de

botas de descarga de condensado y las recomendaciones de instalación de drenajes y válvulas de bypass en válvulas de control o válvulas reductoras de presión.

## 7. Referencias bibliográficas

[1] Resolución exenta ministerial N° 32. Fija listado de consumidores con capacidad de gestión de energía correspondiente al proceso de reporte de consumos energéticos del año 2023. Diario oficial de la República de Chile, Santiago. 04 de agosto de 2023

[2] EXTRU-TECH. Advanced Feature Dryers [en línea]

<<https://www.extru-techinc.com/es/equipment/advanced-feature-dryers>>

[consulta: 10 diciembre 2024]

[3] EXTRU-TECH. Industries. Petfood. [en línea]

<<https://www.extru-techinc.com/es/industries/petfood>>

[consulta: 10 diciembre 2024]

[4] TLV International Inc. Fundamentos de Vapor. Vapor flash [en línea]

<<https://www.tlv.com/es-mx/steam-info/steam-theory/steam-basics/flash-steam>>

[consulta: 25 septiembre 2024]

[5] STEAM Engineering Inc. International Paper Company Gains More Drying Capacity Using Less Fuel. [en línea]

<<http://www.steamengineering.com/#stories>> [consulta: 15 octubre 2024]

[6] F. Goodarzvand-Chegini, L. Samiee, and N. Rahmadian, “Energy savings from flash steam recovery: An industrial case study,” *Energy Convers. Manage: X.*, Jul 2023, doi: 10.1016/j.ecmx.2023.100393

- [7] SPIRAX Sarco. Flash steam recovery cuts energy costs by 20%, De Mulder & Sons - Case Study [en línea]  
<<https://www.spiraxsarco.com/global/en-GB/case-studies/de-mulder>> [consulta: 17 octubre 2024]
- [8] CENGEL, Yunus y BOLES, Michael. Termodinámica. 8va ed. México, McGraw-Hill Education, 2015. 79 p.
- [9] TLV International Inc. Folleto técnico: Bomba de condensado GP10. [en línea]  
< <https://www.tlv.com/products/condensate-recovery/powertrap> >  
[consulta: 20 enero 2025]
- [10] TLV International Inc. Folleto técnico: Recuperador de calor SR. [en línea]  
< <https://www.tlv.com/products/heat-recovery/steam>> [consulta: 22 enero 2025]
- [11] TLV. Recuperación de Condensado: Sistemas venteados vs. Presurizados [en línea]  
<<https://www.tlv.com/es-mx/steam-info/steam-theory/condensate-recovery/vented-pressurized-condensate-recovery>> [consulta: 11 octubre 2024]
- [12] *Manual de instrucciones: Bomba de condensado GP10*. TLV International Inc., Kakogawa, Japón, 2020
- [13] LIPIGAS S.A. Listado de tipos de servicios de gas y servicios afines prestados por empresa Lipigas S.A. [en línea]  
<<https://www.lipigas.cl>> - [consulta: 20 noviembre 2024]

[14] MINISTERIO del Medio Ambiente de Chile, Factores de emisión para el cálculo de la Huella de Carbono – Nivel básico (v3) [en línea].

<[https://huellachile.mma.gob.cl/wp-content/uploads/2024/11/HuellaChile-DCC-Factores-de-emision-nivel-basico\\_v3.pdf](https://huellachile.mma.gob.cl/wp-content/uploads/2024/11/HuellaChile-DCC-Factores-de-emision-nivel-basico_v3.pdf)> [consulta: 14 febrero 2025].

[15] R. Castillo, A Gómez-Lobo, S. Hormazábal, A. Montoya y E. Saavedra. Propuestas para la mejora regulatoria del mercado del gas natural en Chile. 2023. 33 p. [en línea]

<[https://energia.gob.cl/sites/default/files/documentos/informe\\_final\\_comite\\_de\\_expertos\\_gas\\_natural.pdf](https://energia.gob.cl/sites/default/files/documentos/informe_final_comite_de_expertos_gas_natural.pdf)> [consulta: 10 marzo 2025]

[16] *Manual de instrucciones: Recuperador de calor SR*. TLV International Inc., Kakogawa, Japón, 2023

[17] EMPRESAS Carozzi SA, Memoria Anual Carozzi, 234 p. [en línea]

<[www.carozzicorp.com](http://www.carozzicorp.com)> [consulta: 10 diciembre 2024]

[18] ANSI/ISA, Instrumentation Symbols and Identification, ISA S5.1, 2009.

[19] ISO, Flow Diagrams for Process Plants - General Rules, ISO 10628, 1997.

[20] TLV International Inc. SSOP®: Programa de optimización de sistemas de vapor [en línea]

<<https://www.tlv.com/es-es/survey/ssop>> [consulta: 27 septiembre 2024]

## 8. Anexos

Anexo A: Cotización de equipos SR8, SKID con bomba GP10 simple y doble, repuestos de bombas GP10 de TLV elaborada por proveedor.



**TLV**

**Productos**

Trampas para Vapor, Aire Comprimido y Gases  
Válvulas Reductoras de Presión y Válvulas de Control  
Válvulas de Seguridad y Válvulas Industriales  
Bombas de Condensado y Separadores de Humedad  
Medidores de Flujo para Vapor y Aire Comprimido

**Servicios**

Diagnostico Operacional de Trampas de Vapor  
Inspección y certificación de calderas decreto 10  
Medición de título de vapor  
Programa de optimización de sistema de vapor

Para	De	ALVARO URRRA MOYA
Empresa	EMPRESAS CAROZZI	Fono 56 9 3268 7245
Ciudad	CURICO	Reg. N° 1010/25
E-mail	Fecha	10/02/25
	Página	1/1

Comercial Hydrotrap S.A. RUT 78.265.110-2 – Av. Sucre 1522-Ñuñoa -Santiago-Chile Tel.: 222749920  
e-mail: [aurra@hydrotrap.cl](mailto:aurra@hydrotrap.cl) Internet : [www.hydrotrap.cl](http://www.hydrotrap.cl)

REF.: Recuperación de condensado y vapor flash en secador 3

Estimado Señor,  
Gracias por su consulta por productos TLV,

Ítem	Cant.	Especificación Técnica	Precio Unitario (\$Pesos) (*)	Precio Total (\$Pesos) (*)
01	1	Sistema premontado de bomba GP10 (SIMPLE) Presión máxima vapor motriz: 10 bar g Capacidad (dp= 8, 0 bar g): 8, 0 t/h (por bomba) Conexiones: ASME 150 RF Incluye manifold para conexión de drenajes MARCA TLV MODELO SKID GP10 3" X 2" - ANSI 150RF	14.078.858	14.078.858
Total				14.078.858

(\*) IVA no incluido

Ítem	Cant.	Especificación Técnica	Precio Unitario (\$Pesos) (*)	Precio Total (\$Pesos) (*)
02	1	CONDENSADOR DE VAPOR Presión Máxima Operación Cuerpo: 0 bar g Presión Máxima Operación Tubos: 10 bar g Temperatura Máxima Operación: 100 C Material del cuerpo: AISI 304 Material del tubo: AISI 304 Capacidad Máxima Vapor Flash: 800 kg/h MARCA TLV MODELO SR-8	35.269.356	35.269.356
Total				35.269.356

(\*) IVA no incluido

Ítem	Cant.	Especificación Técnica	Precio Unitario (\$Pesos) (*)	Precio Total (\$Pesos) (*)
03	1	Sistema premontado de bomba GP10 (DUPLA) Presión máxima vapor motriz: 10 bar g Capacidad (dp= 8, 0 bar g): 8, 0 t/h (por bomba) - 16 t/h (por dos bombas) Conexiones: ASME 150 RF Incluye manifold para conexión de drenajes MARCA TLV MODELO SKID GP10 3" X 2" - ANSI 150RF (DUPLA)	22.098.386	22.098.386
Total				22.098.386

(\*) IVA no incluido

Ítem	Cant.	Especificación Técnica	Precio Unitario (\$Pesos) (*)	Precio Total (\$Pesos) (*)
04	1	Gasket cover GP10	59.699	59.699
05	1	Unidad de accionamiento	1.278.900	1.278.900
06	1	Intake valve unit	263.088	263.088
Total				1.601.687

(\*) IVA no incluido

Condiciones de Pago : 30 días  
Plazo de Entrega : 30 días  
Garantía : Un año  
Procedencia : Japón – ISO 9001 y ISO 14001  
Validez oferta : 30 días  
Lugar de entrega : Nuestra Bodega, Avenida Sucre 1522, Ñuñoa, Santiago



Anexo D: Memoria de cálculo para análisis de sensibilidad de las dos propuestas.

Caso	Escenario	Demanda de vapor	Condensado despresurizado	Costo combustible	Ahorro anual de energía comparado con caso base	Valorización ahorro anual energía	Consumo vapor por bomba (Tcal/año)	Costo operación anual (\$/año)	Costo anual mantenimiento	Costo total anual operación y mantenimiento	Inversión inicial	Costos operación y mantenimiento anual 10 años
Caso 1	1	3000	2542.63	400	1.031	\$52.169.513	0.021	\$1.071.045	\$272.626	\$1.343.671	\$-54.040.675	\$-13.436.706
Caso 1	2	14000	8000.00	400	4.624	\$233.978.495	0.067	\$3.369.879	\$272.626	\$3.642.504	\$-54.040.675	\$-36.425.041
Caso 1	3	8000	6938.00	224	2.751	\$77.953.700	0.058	\$1.636.615	\$272.626	\$1.909.241	\$-54.040.675	\$-19.092.408
Caso 1	4	8000	6938.00	508	2.751	\$176.787.856	0.058	\$3.711.609	\$272.626	\$3.984.235	\$-54.040.675	\$-39.842.351
Caso 1	5	8000	6938.00	400	2.751	\$139.203.036	0.058	\$2.922.527	\$272.626	\$3.467.778	\$-54.040.675	\$-34.677.783
Caso 1	6	8000	6938.00	400	2.751	\$139.203.036	0.058	\$2.922.527	\$272.626	\$3.058.840	\$-54.040.675	\$-30.588.399
Caso 2	7	3000	2542.63	400	0.773	\$39.114.485	0.021	\$1.071.045	\$141.044	\$1.212.089	\$-28.098.386	\$-12.120.894
Caso 2	8	14000	11865.61	400	3.608	\$182.567.995	0.099	\$4.998.210	\$141.044	\$5.139.254	\$-28.098.386	\$-51.392.544
Caso 2	9	8000	6780.35	224	2.061	\$58.401.518	0.056	\$1.599.427	\$141.044	\$1.740.472	\$-28.098.386	\$-17.404.716
Caso 2	10	8000	6780.35	508	2.061	\$132.446.300	0.056	\$3.627.272	\$141.044	\$3.768.317	\$-28.098.386	\$-37.683.168
Caso 2	11	8000	6780.35	400	2.061	\$104.288.425	0.056	\$2.856.120	\$141.044	\$3.138.209	\$-28.098.386	\$-31.382.088
Caso 2	12	8000	6780.35	400	2.061	\$104.288.425	0.056	\$2.856.120	\$141.044	\$2.926.642	\$-28.098.386	\$-29.266.422

Anexo E: Análisis de costos para casos propuestos

Caso 1				Caso 2			
<b>Energía</b>				<b>Energía</b>			
Vapor consumido				Vapor consumido			
Caudal masico		89.734,35	kg/año	Caudal masico		87.694,35	kg/año
Energía		0,058	Tcal/año	Energía		0,056	Tcal/año
Costo vapor	\$	2.922.561	\$/año	Costo vapor	\$	2.856.120	\$/año
<b>Mantenimiento</b>				<b>Mantenimiento</b>			
1		0		1		0	
2	Cambio empaquetaduras 1 bombas	\$124.236		2	Cambio empaquetaduras 1 bombas	\$124.236	
3		0		3		0	
4	Cambio empaquetaduras 1 bombas	\$124.236		4	Cambio empaquetaduras 1 bombas	\$124.236	
	Costo quimicos y aplicación aprox	\$150.000				\$0	
5	Costo cambio unidad valvula admisión	\$263.088		5	Cambio unidad valvula admisión	\$263.088	
6	Cambio empaquetaduras 1 bombas	\$124.236		6	Cambio empaquetaduras 1 bombas	\$124.236	
7		\$0		7		\$0	
8	Cambio empaquetaduras 1 bombas	\$124.236		8	Cambio empaquetaduras 1 bombas	\$124.236	
	Cambio unidad de accionamiento	\$1.278.900			Cambio unidad de accionamiento	\$263.088	
	Costo quimicos limpieza SR8	\$150.000				\$0	
9		\$0		9		\$0	
10	Cambio empaquetaduras 1 bombas	\$124.236		10	Cambio empaquetaduras 1 bombas	\$124.236	
	Cambio unidad valvula admisión	\$263.088			Cambio unidad valvula admisión	\$263.088	
	<b>Costo de operación anual</b>	<b>\$ 2.922.561</b>			<b>Costo de operación</b>	<b>\$ 2.856.120</b>	
	Costo de mantenimiento 10 años	\$2.726.256			Costo de mantenimiento	\$1.410.444	
	Costo de mantenimiento anual	\$272.626			Costo de mantenimiento anual	\$141.044	
	<b>Costo total anual</b>	<b>\$3.195.186</b>			<b>Costo total</b>	<b>\$2.997.164</b>	
<b>Inversion</b>				<b>Inversion</b>			
	Costo SKID GP10	\$13.411.319			Costo SKID DOBLE GP10	\$22.098.386	
	Costo SR8	\$35.629.356			Montaje	\$5.000.000	
	Montaje	\$5.000.000			Otros costos menores	\$1.000.000	
	Otros costos menores	\$1.000.000					
	<b>Total inversion inicial</b>	<b>\$54.040.675</b>			<b>Total inversion inicial</b>	<b>\$28.098.386</b>	

Anexo F: Flujos de caja y variables VAN y TIR para la propuesta de mejora del caso 1, en cada uno de los escenarios simulados en el análisis de sensibilidad.

Caso 1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	VAN	TIR
Ingresos	\$0	\$52.169.513	\$52.169.513	\$52.169.513	\$52.169.513	\$52.169.513	\$52.169.513	\$52.169.513	\$52.169.513	\$52.169.513	\$52.169.513		
Egresos	\$-54.040.675	\$-1.343.671	\$-1.343.671	\$-1.343.671	\$-1.343.671	\$-1.343.671	\$-1.343.671	\$-1.343.671	\$-1.343.671	\$-1.343.671	\$-1.343.671		
Resultado	\$-54.040.675	\$50.825.842	\$50.825.842	\$50.825.842	\$50.825.842	\$50.825.842	\$50.825.842	\$50.825.842	\$50.825.842	\$50.825.842	\$50.825.842	\$258.262.124	94%
Ingresos	0	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495		
Egresos	\$-54.040.675	\$-3.642.504	\$-3.642.504	\$-3.642.504	\$-3.642.504	\$-3.642.504	\$-3.642.504	\$-3.642.504	\$-3.642.504	\$-3.642.504	\$-3.642.504		
Resultado	\$-54.040.675	\$230.335.991	\$230.335.991	\$230.335.991	\$230.335.991	\$230.335.991	\$230.335.991	\$230.335.991	\$230.335.991	\$230.335.991	\$230.335.991	\$1.361.274.276	426%
Ingresos	0	\$77.953.700	\$77.953.700	\$77.953.700	\$77.953.700	\$77.953.700	\$77.953.700	\$77.953.700	\$77.953.700	\$77.953.700	\$77.953.700		
Egresos	\$-54.040.675	\$-1.909.241	\$-1.909.241	\$-1.909.241	\$-1.909.241	\$-1.909.241	\$-1.909.241	\$-1.909.241	\$-1.909.241	\$-1.909.241	\$-1.909.241		
Resultado	\$-54.040.675	\$76.044.459	\$76.044.459	\$76.044.459	\$76.044.459	\$76.044.459	\$76.044.459	\$76.044.459	\$76.044.459	\$76.044.459	\$76.044.459	\$413.219.609	141%
Ingresos	0	\$176.787.856	\$176.787.856	\$176.787.856	\$176.787.856	\$176.787.856	\$176.787.856	\$176.787.856	\$176.787.856	\$176.787.856	\$176.787.856		
Egresos	\$-54.040.675	\$-3.984.235	\$-3.984.235	\$-3.984.235	\$-3.984.235	\$-3.984.235	\$-3.984.235	\$-3.984.235	\$-3.984.235	\$-3.984.235	\$-3.984.235		
Resultado	\$-54.040.675	\$172.803.621	\$172.803.621	\$172.803.621	\$172.803.621	\$172.803.621	\$172.803.621	\$172.803.621	\$172.803.621	\$172.803.621	\$172.803.621	\$1.007.762.769	320%
Ingresos	0	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036		
Egresos	\$-54.040.675	\$-3.467.778	\$-3.467.778	\$-3.467.778	\$-3.467.778	\$-3.467.778	\$-3.467.778	\$-3.467.778	\$-3.467.778	\$-3.467.778	\$-3.467.778		
Resultado	\$-54.040.675	\$135.735.258	\$135.735.258	\$135.735.258	\$135.735.258	\$135.735.258	\$135.735.258	\$135.735.258	\$135.735.258	\$135.735.258	\$135.735.258	\$779.993.725	251%
Ingresos	0	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036	\$139.203.036		
Egresos	\$-54.040.675	\$-3.058.840	\$-3.058.840	\$-3.058.840	\$-3.058.840	\$-3.058.840	\$-3.058.840	\$-3.058.840	\$-3.058.840	\$-3.058.840	\$-3.058.840		
Resultado	\$-54.040.675	\$136.144.196	\$136.144.196	\$136.144.196	\$136.144.196	\$136.144.196	\$136.144.196	\$136.144.196	\$136.144.196	\$136.144.196	\$136.144.196	\$782.506.474	252%

Anexo G: Flujos de caja y variables VAN y TIR para la propuesta de mejora del caso 2, en cada uno de los escenarios simulados en el análisis de sensibilidad.

Caso 2	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	VAN	TIR
Ingresos	\$0	\$39.114.485	\$39.114.485	\$39.114.485	\$39.114.485	\$39.114.485	\$39.114.485	\$39.114.485	\$39.114.485	\$39.114.485	\$39.114.485		
Egresos	\$-28.098.386	\$-1.212.089	\$-1.212.089	\$-1.212.089	\$-1.212.089	\$-1.212.089	\$-1.212.089	\$-1.212.089	\$-1.212.089	\$-1.212.089	\$-1.212.089		
Resultado	\$-28.098.386	\$37.902.395	\$37.902.395	\$37.902.395	\$37.902.395	\$37.902.395	\$37.902.395	\$37.902.395	\$37.902.395	\$37.902.395	\$37.902.395	\$178.853.135	135%
Ingresos	0	\$182.567.995	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495	\$233.978.495		
Egresos	\$-28.098.386	\$-5.139.254	\$-5.139.254	\$-5.139.254	\$-5.139.254	\$-5.139.254	\$-5.139.254	\$-5.139.254	\$-5.139.254	\$-5.139.254	\$-5.139.254		
Resultado	\$-28.098.386	\$177.428.741	\$228.839.240	\$228.839.240	\$228.839.240	\$228.839.240	\$228.839.240	\$228.839.240	\$228.839.240	\$228.839.240	\$228.839.240	\$1.305.340.575	656%
Ingresos	0	\$58.401.518	\$58.401.518	\$58.401.518	\$58.401.518	\$58.401.518	\$58.401.518	\$58.401.518	\$58.401.518	\$58.401.518	\$58.401.518		
Egresos	\$-28.098.386	\$-1.740.472	\$-1.740.472	\$-1.740.472	\$-1.740.472	\$-1.740.472	\$-1.740.472	\$-1.740.472	\$-1.740.472	\$-1.740.472	\$-1.740.472		
Resultado	\$-28.098.386	\$56.661.046	\$56.661.046	\$56.661.046	\$56.661.046	\$56.661.046	\$56.661.046	\$56.661.046	\$56.661.046	\$56.661.046	\$56.661.046	\$294.116.927	202%
Ingresos	0	\$132.446.300	\$132.446.300	\$132.446.300	\$132.446.300	\$132.446.300	\$132.446.300	\$132.446.300	\$132.446.300	\$132.446.300	\$132.446.300		
Egresos	\$-28.098.386	\$-3.768.317	\$-3.768.317	\$-3.768.317	\$-3.768.317	\$-3.768.317	\$-3.768.317	\$-3.768.317	\$-3.768.317	\$-3.768.317	\$-3.768.317		
Resultado	\$-28.098.386	\$128.677.983	\$128.677.983	\$128.677.983	\$128.677.983	\$128.677.983	\$128.677.983	\$128.677.983	\$128.677.983	\$128.677.983	\$128.677.983	\$736.629.827	458%
Ingresos	0	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425		
Egresos	\$-28.098.386	\$-3.138.209	\$-3.138.209	\$-3.138.209	\$-3.138.209	\$-3.138.209	\$-3.138.209	\$-3.138.209	\$-3.138.209	\$-3.138.209	\$-3.138.209		
Resultado	\$-28.098.386	\$101.150.216	\$101.150.216	\$101.150.216	\$101.150.216	\$101.150.216	\$101.150.216	\$101.150.216	\$101.150.216	\$101.150.216	\$101.150.216	\$567.483.617	360%
Ingresos	0	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425	\$104.288.425		
Egresos	\$-28.098.386	\$-2.926.642	\$-2.926.642	\$-2.926.642	\$-2.926.642	\$-2.926.642	\$-2.926.642	\$-2.926.642	\$-2.926.642	\$-2.926.642	\$-2.926.642		
Resultado	\$-28.098.386	\$101.361.783	\$101.361.783	\$101.361.783	\$101.361.783	\$101.361.783	\$101.361.783	\$101.361.783	\$101.361.783	\$101.361.783	\$101.361.783	\$568.783.602	361%