

**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA EN ENERGÍA**



---

---

**TESIS PARA OBTENER EL TÍTULO PROFESIONAL DE  
INGENIERO EN ENERGÍA**

**Incremento de Temperatura de Suministro de agua de  
Calderos mediante un Sistema Óptimo de Recuperación  
de Calor**

---

---

**AUTOR :**

Bach. López Santander, Sihomare Elizabeth

**ASESOR :**

Mg. Guevara Chinchayan, Robert Fabian

**NUEVO CHIMBOTE- PÈRU**

**JULIO DEL 2023**

**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA EN ENERGÍA**



**CARTA DE CONFORMIDAD DEL ASESOR**

La presente Tesis para Título ha sido revisada y desarrollada en cumplimiento del objetivo propuesto y reúne las condiciones formales y metodológicas, estando en cuadrado dentro de las áreas y líneas de investigación conforme al reglamento general para obtener el Título Profesional en la Universidad Nacional del Santa (R.D: N°4922017-CU-R-UNS) de acuerdo a la denominación siguiente

TESIS PARA OBTENER EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO EN  
ENERGÍA

Incremento de Temperatura de Suministro de Agua de Calderos mediante un  
Sistema Óptimo de Recuperación De Calor

AUTOR : Bach. López Santander, Sihomare Elizabeth



-----  
Mg. Guevara Chinchayan, Robert Fabian  
ASESOR



## UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA E.P. INGENIERÍA EN ENERGÍA

### ACTA DE CONFORMIDAD DEL JURADO

El presente jurado evaluador da la conformidad del presente informe, desarrollado en el cumplimiento del objetivo propuesto y presentado conforme al reglamento General para obtener el grado Académico de Bachiller y Título Profesional en la Universidad Nacional del Santa (R.D N°492-2017-CU-R-UNS); titulado:

#### INCREMENTO DE TEMPERATURA DE SUMINISTRO DE AGUA DE CALDEROS MEDIANTE UN SISTEMA ÓPTIMO DE RECUPERACIÓN DE CALOR

**Autor:**

Bach. López Santander Sihomare Elizabeth

Revisado y evaluado por el siguiente Jurado Evaluador.

Dr. Lujan Guevara, Gilmer Juan  
Presidente

Código ORCID: 0000-0003-4619-3795 DNI  
32823443

Mg. Guevara Chinchayan, Robert Fabian  
DNI 32788460

Código ORCID: 0000-0002- 3579-3771

MSc. Escate Ravello, Julio Hipólito Néstor  
DNI 32850228

Código ORCID: 0000-0001- 9950-2999



### ACTA DE SUSTENTACION DE TESIS

A las veintidós días del mes de junio del año dos mil veintidós, siendo las once horas de la mañana, se reunieron en el aula E3 de la EPIC, el Jurado Examinador designado mediante T1 Resolución N°200-2023-UNS-CP1 de fecha 15.06.2023, integrado por los siguientes miembros:

- Dr. César Juan Luján Guareta                      Presidente
- Mg. Robert Fabián Guareta Chinchayán          Secretario
- M.Sc. Juli Hualdo Nator Escobar Rosado       Integrante

Y según la T1 Resolución Decanal N° 279-2023-UNS-PI de fecha 16.06.23, se declara expedito a la licitante para dar inicio a la sustentación y evaluación de la Tesis titulada: "INCREMENTO DE TEMPERATURA DE SUMINISTRO DE AGUA DE CALDERAS MEDIANTE UN SISTEMA DE OPTIMO DE RECUPERACION DE CALOR" elaborado por la Excmo. Ingeniera en Energía **SHOMARE ELIZABETH LOPEZ SANTANDER** con cédula de matrícula N° 0180711031, siendo como asesor al doctor Mg. Robert Fabián Guareta Chinchayán, según T1 Resolución Decanal N°113-2023-UNS-PI de fecha 31.12.2020.

Terminada la sustentación del Excmo., respondió las preguntas formuladas por los miembros del jurado y el público presente.

El Jurado después de deliberar sobre aspectos relacionados con el trabajo, contenido y sustentación del mismo y con las sugerencias y/o dudas, en concordancia con el artículo 102° del Reglamento General de Grados y Títulos de la Universidad Nacional del Sur, declara:

BACHILLER	PROMEDIO	PONDERACION
SHOMARE ELIZABETH LOPEZ SANTANDER	DIACRISTINA	BUENO

Siendo las once horas del mismo día, se da por finalizado el acto de sustentación, firmando los integrantes del jurado en señal de conformidad.

Dr. César Juan Luján Guareta  
PRESIDENTE

M.Sc. Juli Hualdo Nator Escobar Rosado  
INTEGRANTE

Mg. Robert Fabián Guareta Chinchayán  
SECRETARIO



## Recibo digital

Este recibo confirma que su trabajo ha sido recibido por Turnitin. A continuación podrá ver la información del recibo con respecto a su entrega.

La primera página de tus entregas se muestra abajo.

Autor de la entrega: Sihomare Elizabeth López Santander  
Título del ejercicio: TESIS REVISION  
Título de la entrega: INCREMENTO DE TEMPERATURA DE SUMINISTRO DE AGUA D...  
Nombre del archivo: TESIS\_LOPEZ\_SANTANDER.docx  
Tamaño del archivo: 4.72M  
Total páginas: 95  
Total de palabras: 19,228  
Total de caracteres: 101,571  
Fecha de entrega: 05-jul.-2023 02:52a. m. (UTC-0500)  
Identificador de la entre... 2126719118



## DEDICATORIA

A mis padres Alejandro y Elizabeth a quienes amo mucho, por darme su tiempo y confianza por enseñarme los buenos valores y guiarme por la ruta de la vida.

A mi hija Mia Fernanda quien ha sido mi mente y corazón, mi motor y motivo para continuar luchando a pesar de las pruebas que nos puso la vida y para que algún día le sirva de ejemplo.

Gracias por todo

Sihomare Elizabeth López Santander

## RECONOCIMIENTO

A mi asesor  
Ing. Robert Guevara por  
Su invaluable asesoría en la presente tesis.  
A mis docentes de la  
Escuela Profesional de Ingeniería en Energía  
Por sus enseñanzas  
Para mis compañeros de la  
Promoción 1997  
Por su compañía, amistad  
y la lucha de esos años inolvidables  
de un excelente compartir.

Atentamente,

Sihomare Elizabeth López Santander

## INDICE GENERAL

### INDICE

### RESUMEN

CAPITULO I: Introducción.	1
1.1 Realidad Problemática	1
1.2 Antecedentes	2
1.3 Justificación	4
1.4 Hipótesis	5
1.5 Objetivos	5
CAPITULO II: Marco Teórico.	7
2.1 Calderos	7
2.2 Calentamiento de agua de calderos	12
2.3 Integración térmica	26
2.4 Técnicas de pinzamiento	28
2.5 Indicadores de desempeño energético	35
CAPITULO III: Material y método	37
3.1 Material	37
3.2 Método	46
CAPITULO IV: Resultados y discusión.	50
4.1 Balance de energía en el sistema de recuperación de condensados para obtener vapor flash	50
4.2 Balance de energía en el sistema de recuperación de condensados	54
4.3 Propuesta del nuevo sistema de alimentación de agua	56
4.4 Mejora de los indicadores de desempeño energético	57
4.5 Evaluación económica	60
4.6 Discusión de resultados	63
Conclusiones	65
Recomendaciones	66
Referencias bibliográficas	67
Anexos	73



## INDICE DE FIGURAS

Figura 01 Caldera Piro-tubular	8
Figura 02 Diagrama de flujo de ingreso de energía en un caldero	9
Figura 03 Balance de Energía Método Directo	11
Figura 04 Diagrama básico de ingreso de agua en calderos	14
Figura 05 Influencia del precalentamiento del agua de alimentación de calderos	15
Figura 06 Diseño básico de un calentador de agua de alimentación de calor recuperativo	17
Figura 07 Esquema de un sistema de recuperación de condensados	18
Figura 08 Esquema de un sistema de recuperación de condensados con revaporizado	21
Figura 09 Relación energética condensado/vapor	22
Figura 10 Plano de ubicación de desareador y suministro de agua	23
Figura 11 Tanque de revaporizado	24
Figura 12 Proceso de obtención del vapor flash	25
Figura 13 Esquema de integración térmica para agua alimentación de calderos	28
Figura 14 Diagrama de intercambio de calor y límite de estrechamiento de temperaturas entre dos corrientes fluidas	30
Figura 15 Ubicación de las corrientes calientes	32
Figura 16 Ubicación de las corrientes frías	32
Figura 17 Descomposición del punto pinch	33
Figura 18 Diagrama de curvas compuestas	34
Figura 19 Representación de un Diagrama de Rejilla o Grid.	35
Figura 20 Esquemización del proceso productivo (sin incluir PAMA)	38
Figura 21 Esquemización del proceso productivo PAMA	39
Figura 22 Distribución de vapor y recuperación de condensados	45
Figura 23 Distribución de flujos agua de calderas	46
Figura 24 Sistema propuesto de alimentación de agua de calderas	47
Figura 25 Balance de masa -Producción 150Ton/h	48
Figura 26 Balance de energía en tanque desareador	52
Figura 27 Propuesta de sistema de alimentación de agua	57

## INDICE DE TABLAS

Tabla 01 Características de calderos pirotubulares	40
Tabla 02 Reporte de evaluación de calderos	41
Tabla 03 Reporte de evaluación de cocinadores	42
Tabla 04 Reporte de evaluación de secadores rotatubos	42
Tabla 05 Reporte de evaluación de secadores rotadiscos	43
Tabla 06 Reporte de evaluación de equipos PAMA	44
Tabla 07 Flujo de vapor total requerido en planta-150 t/h de producción	49
Tabla 08 Reporte de operación real	50
Tabla 09 Condensados recuperados de planta-150 t/h de producción	53
Tabla 10 Porcentaje de vapor flash aprovechado	54
Tabla 11 Reporte de operación con agua de alimentación a calderos de 112°C	59
Tabla 12 Presupuesto obras preliminares y suministro de equipos	61
Tabla 13 Presupuesto de montaje y otros	62

## **RESUMEN**

La temperatura del agua de alimentación tiene un rol importante durante el proceso de generación de vapor y el combustible consumido para el proceso. La empresa tomada como muestra de estudio procesa actualmente 150 toneladas de materia prima, y para ello se requiere de la operación de 5 calderos que consumen gas natural, donde la característica principal del agua de alimentación a los calderos es su temperatura de 90°C a la salida del desareador, y luego de esto recién es impulsada hacia la zona de calderos, por lo cual se presenta la propuesta de implementación de mejora de la temperatura del agua de alimentación a partir de un proceso óptimo de recuperación de calor.

El trabajo de investigación es del tipo pre -experimental, de naturaleza descriptiva. El diseño de la investigación pre- experimental se utiliza para establecer una relación entre la causa y el efecto de una situación. Es un diseño de investigación donde se observa el efecto causado por la variable independiente sobre la variable dependiente.

Se realizó un análisis de aprovechamiento de las corrientes fluidas disponibles, en este caso del vapor flash a 2 bar de presión y 120°C el cual se aprovecha para calentar el agua de alimentación salientes de la bomba de agua de alimentación a 30 bar, calentándose el agua desde 90°C a 112°C, obteniéndose un grado de aprovechamiento de 22°C, lo que dará lugar un ahorro de combustible al ingresar a una mayor temperatura del agua de alimentación en los calderos. Se cuantifico la mejora de los indicadores de desempeño con un ahorro de combustible de 218,7 m<sup>3</sup>/h de gas natural mejorando los indicadores de desempeño energético en los siguientes valores: 3,8% para el IDET, 3,8% para el IDEE y 3,5 % para el IDEA.

**PALABRA CLAVE:** Optimización de procesos, temperatura de agua de alimentación, calderos.

## **ABSTRACT**

The temperature of the feed water has an important role during the steam generation process and the fuel consumed for the process. The company taken as a study sample currently processes 150 tons of raw material, and for this the operation of 5 boilers that consume natural gas is required, where the main characteristic of the feed water to the boilers is its temperature of 90°C to the outlet of the deaerator, and after this it is just driven towards the boiler area, for which the implementation proposal to improve the temperature of the feed water from an optimal heat recovery process is presented.

The research work is of the pre-experimental type, of a descriptive nature. The pre-experimental research design is used to establish a relationship between cause and effect of a situation. It is a research design where the effect caused by the independent variable on the dependent variable is observed.

An analysis of the use of the available fluid currents was carried out, in this case flash steam at 2 bar pressure and 120°C, which is used to heat the feed water coming out of the feed water pump at 30 bar, heating the water from 90°C to 112°C, obtaining a degree of use of 22°C, which will lead to fuel savings by entering a higher temperature of the feed water in the boilers. The improvement of the performance indicators was quantified with a fuel saving of 218.7 m<sup>3</sup>/h of natural gas, improving the energy performance indicators in the following values: 3.8% for the IDET, 3.8% for the IDEE and 3.5% for IDEA.

**KEY WORD:** Process optimization, feed water temperature, boilers.

# **1. CAPITULO I: INTRODUCCION**

## **1.1 REALIDAD PROBLEMÁTICA**

El aumento del precio de la energía eléctrica y de los combustibles y teniéndose una mejor actitud de preservación al medio ambiente y el desarrollo sostenido, a creado una necesidad de implementar reingeniería en el sector industrial y la aplicación de técnicas de uso eficiente para disminuir el consumo energético en las actividades productivas. Se han desarrollado técnicas de recuperación de flujos a través de diversos algoritmos que involucran a los servicios auxiliares en un sector productivo. La integración energética, el cual consiste en primera instancia en, diseñar redes de intercambio de energía de tal manera que las corrientes del proceso que se desean enfriar lo hagan mediante las corrientes del mismo proceso que deben ser calentadas y viceversa. La integración energética actualmente se presenta como una metodología de mucha eficacia para la optimización energética en los procesos, basándose en un análisis termodinámico minucioso en los diversos sistemas de intercambio de energía térmica. Resta técnica busca el aprovechamiento de las corrientes fluidos a una determinada temperatura con la finalidad de que sea la fuente de calor necesaria para otra corriente fluida a menor temperatura, teniendo aplicaciones en plantas industriales con una intensidad de consumo de energía elevada, tal como lo representa el proceso productivo de harina de pescado.

Según Alonso (2015), la integración térmica de procesos se fundamenta en la 1 y 2 Ley de la Termodinámica, constituyéndose en un pilar durante el dimensionamiento de una nueva instalación o en la mejora de una planta ya existente o parte de los procesos que la conforman, enfatizándose en las técnicas de eficiencia energética y en la mitigación del efecto al medio ambiente por el uso de la energía.

Surge de hecho la necesidad de seguir encontrando el máximo aprovechamiento de la diferencia de temperaturas entre fluidos que están próximos.

Se presenta la oportunidad de diseñar un sistema de recuperación de calor optimo que permita dar valor agregado al vapor saturado generado en los tanques de expansión o tanques flash y aplicar la técnica de pinzamiento para el aprovechamiento óptimo de la temperatura del agua de alimentación en calderas, con lo cual se ha planteado el siguiente problema:

¿Cuál es el sistema de recuperación de calor que permita un incremento óptimo en la temperatura de suministro de agua de calderos?

## 1.2 ANTECEDENTES:

Se presentan los siguientes antecedentes en la tesis:

Bracamonte y Varas (2019) en su tesis para optar el título de Ingeniero Químico en la Universidad Nacional de Trujillo en Perú, evaluó el diseño de las instalaciones de intercambio de energía en el proceso de evaporación para una planta azucarera, buscando la determinación de la factibilidad técnica para maximizar los procesos de aprovechamiento de la energía térmica disponible. En sus resultados obtuvo que en la empresa analizada se presenta una inadecuada distribución entre las corrientes a distintas temperaturas durante los procesos, es decir que la disposición de equipos incrementa el consumo de energía y desperdicia calor sensible remanente, En sus conclusiones manifiesta que aplicando el análisis de pinzamiento se presenta un exceso de consumo de vapor saturado en un valor de 6.92 Ton/h de vapor, lo cual genera un alto consumo específico del proceso de evaporación de tal forma que existen corrientes fluidas con calor sensible disponible que pueden ser utilizadas para calentar corrientes fluidas más frías.

Montenegro (2015) en su tesis para obtener el título de Ingeniero térmico en la Universidad Carlos III de España, tuvo por objetivo optimizar la operación de una central carboeléctrica a través de la técnica de pinzamiento, identificándose que existe una diferencia entre las temperaturas de dos corrientes fluidas una caliente y otra fría en 10°C , para lo cual se realizó el análisis de 06 casos de comportamiento de intercambio de calor entre estos para alcanzar el mejor sistema de transferencia de energía térmica entre ellas. Se incluyó un análisis económico de los componentes, estructuras, gastos que permitieran la menor inversión del sistema.

Ramos y Valle (2019) en su tesis para obtención del título de Ingeniero en Energía en la Universidad Nacional del Santa en Perú , evaluaron el impacto del sistema de generación del revaporizado en el proceso de secado de harina de pescado con la finalidad de disminuir el consumo de combustible, en sus resultados se obtuvo que el aprovechamiento del condensado proveniente del área de secadores rotatubos produce el 61% (21,3 Ton/h) del total producido, mientras que el condensado saliente de los secadores rotadiscos generan el 39% (13,7 Ton/h) de vapor flash, El vapor flash

producido es una fuente de energía terciaria. Esta técnica de recuperación de condensados calientes tiene como valor agregado un equivalente térmico de 217,08 BHP o equivalente a la operación de un caldero de esa potencia; así mismo permite obtener un ahorro de energía primaria del orden de 239,55 m<sup>3</sup> /h de gas natural para una capacidad de producción de 168 ton/h. de materia prima, con lo cual se tienen también una reducción de las emisiones asociadas al gas natural dejado de consumir.

Salgado, Gonzales y Cortes (2009) en su investigación realizada para la revista tecnología de la Universidad del Oriente en Cuba, concluyen lo siguiente: se determinaron las pérdidas energéticas del proceso equivalente a 1 271,7 kJ/s esto al no aprovecharse debidamente los gases calientes salientes de los calderos, el cual al tener un alto valor de flujo de calor sensible puede aprovecharse para calentar corrientes fluidas a menor temperatura. Se propone implementar recuperadores de calor para el sistema de reposición de agua a los calderos los cuales deben operara una temperatura cercana a los 100 °C. y así mismo la implementación de un sistema de precalentamiento del aire de la combustión es una alternativa viable para el aprovechamiento de los gases calientes salientes por la chimenea. Con este método de aprovechamiento de las corrientes fluidas entre 2 sustancias a distintas temperaturas se maximiza el flujo de calor sensible disponible.

Vargas (2009) en su investigación para obtener el grado de Magister en Ingeniería Energética para el Instituto Tecnológico de Monterrey en México tuvo como objetivo determinar áreas de oportunidad en una industria considerando la integración energética desarrollando una metodología para evaluar un proyecto de recuperación de calor. Dentro de sus resultados la recuperación de la energía térmica dependerá de las características del equipo recuperador, debido a que por irreversibilidades no se tiene una eficiencia del 100% del proceso de recuperación. En sus conclusiones presenta un método para evaluar un proyecto del aprovechamiento optimo del calor, según los conceptos de la integración energética, incluyendo desde el análisis según la termodinámica hasta aspectos de orden económico y ambiental. El cual se toma en cuenta como modelo para estudios de técnicas de uso eficiente y ahorro de energia.

Visbal y Proaño (2014) en su tesis para la obtención del título de Ingeniero de Petróleo en la Universidad San Buenaventura de Cartagena en Colombia.. Dentro de sus resultados tenemos la elaboración de 4 diseños para el aprovechamiento del calor sensible disponible entre los diversos equipos que conforman la UDP. Realizo un dimensionamiento de equipos de recuperación de calor según el método de pinzamiento con la finalidad de disminuir costos. Para lo cual tiene factores intervinientes del diseño como menor superficie para la ubicación de los equipos y la determinación optima de la arquitectura del sistema a instalar al mínimo costo de inversión. Concluye que el sistema actual consta de un exceso de componentes, lo cual consume un mayor flujo masico de agua de refrigeración. Del mismo modo se requiere disminuir la cantidad de sistemas térmicos componentes de la unidad de destilación primaria, para un mejor aprovechamiento del gradiente térmico entre las corrientes fluidas de la unidad de destilación.

### **1.3 JUSTIFICACIÓN**

La justificación es la siguiente:

La necesidad de aprovechar de manera eficiente las corrientes fluidas a distintas temperaturas plantea la necesidad de incorporar técnicas eficientes de ahorro de energía en la industria, en donde la Empresa Copeinca Planta Chancay no es ajena a esa necesidad, más aun teniendo elevados consumos de combustible en sus procesos productivos. Actualmente se genera vapor flash o de expansión a baja presión como un método de recuperación de energía, pero se busca seguir aprovechando los calores remanentes aun disponibles. La importancia de la investigación radica en lo siguiente:

- La oportunidad de aplicar técnicas de conservación y uso eficiente de la energía mediante la implementación de la metodología del análisis de pinzamiento el cual tiene por finalidad el acercamiento máximo permitido entre valores de temperaturas entre dos corrientes fluidas a distinta temperatura, consiguiéndose sobre todo aprovechar el calor sensible remanente. Esto permitirá el incremento de la temperatura del agua de reposición en calderos en función a un sistema de recuperación de calor.
- Demostrar que la generación de vapor flash como fuente de energía terciaria, puede dar lugar a la generación de energía residual del tipo cuaternaria en un alto grado de aprovechamiento del flujo de calor sensible entre diversas corrientes



fluidas pertenecientes al sistema de alimentación de agua de calderos, del cual aún no se tienen aplicaciones reales en el sector industrial pesquero.

- Se logrará reducir altos costos mensuales por facturación de gas natural como combustible que ha reemplazado al petróleo residual 500M; al margen que el gas natural es mucho más económico que el petróleo, se presenta aun la necesidad de disminuir costos de consumo del combustible en calderos, incrementando la temperatura del agua de suministro en los calderos, el cual ingresara al proceso de evaporación o cambio de fase con un alto potencial de calor sensible.
- Se presenta la oportunidad de reducir las emisiones de gases invernadero (valorizándose principalmente el dióxido de carbono emitido) como consecuencia de un aprovechamiento óptimo del flujo de calor disponible, lo cual trae como consecuencia la disminución del consumo en el caldero.
- La oportunidad de la optimización del desempeño energético de la Empresa Copeinca Planta Chancay como efecto del incremento de temperatura de abastecimiento del agua de calderos mediante un arreglo óptimo de recuperación de calor lo cual es previo a un futuro plan de gestión de la energía para mejorar los estándares en el uso significativo de la energía..

#### **1.4 HIPÓTESIS**

El incremento de la temperatura de suministro de agua de calderos se consigue mediante un sistema óptimo de recuperación de calor, el cual está formado por un tanque de expansión y 1 recuperador de calor uno de vapor flash y agua de alimentación de calderos presurizada.

#### **1.5 OBJETIVOS:**

##### **OBJETIVO GENERAL**

Analizar el incremento de temperatura de suministro de agua de calderos mediante un sistema óptimo de recuperación de calor

##### **OBJETIVOS ESPECIFICOS:**

- Realizar un balance de energía en el suministro de agua de calderos.
- Realizar un análisis pinch para optimizar la recuperación energética.
- Cuantificar la mejora de los indicadores de desempeño energético del caldero.

- Realizar una evaluación económica de la propuesta de optimización de temperatura de suministro de agua de calderas.

## **2. Marco Teórico**

### **2.1 Calderos.**

Es un equipo térmico que opera a presión constante, formado por un recipiente de estructura de metal, completamente aislado el cual por finalidad aprovechar el flujo de calor de reacción de un combustible o una fuente eléctrica ( por medio de electrodos) para producir vapor saturado o sobrecalentado o agua caliente o el incremento de temperatura de un fluido térmico. producir vapor o calentar agua u otro fluido térmico. Este proceso es indirecto sin contacto con un determinado grado de aprovechamiento del flujo de calor disponible. Se les conoce a los calderos por lo general como generador de vapor. (Corpus y López, 2015)

Se clasifican según su arquitectura en generadores de vapor pirotubulares y acuotubulares, así tenemos los siguientes detalles. Los calderos pirotubulares presentan capacidades de generación máxima de 30 000 lb/hora de vapor y operan con presiones máximas de 300 psi destinadas a la generación de vapor saturado para procesos de calentamiento, mientras que los generadores de vapor acuotubulares presentan capacidades superiores 300 000 lb/hora de vapor por lo general sobrecalentado y operan a presiones en algunos casos superiores a 100 bar. Los generadores de vapor pirotubular según su arquitectura interna, permiten el flujo de los gases de la combustión dentro de los tubos, estando rodeada por el agua en proceso de evaporación; mientras que en el generador de vapor acuotubular el agua fluye dentro de los bancos de tubos. (Mamani y Ramos,2018)

En los generadores de vapor pirotubulares, los gases calientes generados del proceso de combustión fluyen dentro de los tubos, generalmente de diámetros de 2 a 2 ½” sin costura, los cuales recorren a lo largo del equipo cediendo su calor sensible disponible al agua presurizada que se evapora a presión constante hasta alcanzar el estado de vapor saturado. El proceso de transferencia de calor de los gases de combustión están en función a diversos factores tal como: conductividad térmica del material de los tubos, el gradiente de temperatura aprovechable, la superficie global de intercambio de calor, el tiempo de residencia del agua en el proceso de evaporación, entre otros factores. (Rodriguez,2006)



Figura 01 Caldera Piro-tubular

Fuente: Togawa (2018)

Dentro de las características de los calderos piro-tubulares tenemos los siguientes:

- El agua químicamente tratada hasta un máximo de 4 ppm de dureza ingresa a una presión superior a la presión del caldero a través de una bomba de agua multietapa a valores de temperatura cercana a los 100°C.
- El flujo de energía térmica es suministrada por una fuente de energía primaria, a través de la combustión de un combustible con el oxígeno del aire comburente, esto a través de una reacción exotérmica, generándose los gases calientes a una temperatura cercana al valor de llama adiabática en función de su exceso de aire, mezcla entre el aire y el combustible y sus respectivos valores de presión y temperatura. (Corpus y López, 2015)
- El rendimiento de combustión es función directa del exceso de aire según la naturaleza física del combustible, con valores de 15 a 20% para combustibles gaseosos y 20 a 30% para combustibles de naturaleza líquida, con el cual se puede alcanzar valores elevados de llama.
- También depende de los valores de temperatura y de la presión del combustible, del mismo modo un factor muy importante es el valor de la temperatura del aire presente en la combustión, del mismo modo el grado de aislamiento del caldero y del grado de mantenimiento y limpieza del quemador. (Corpus y López, 2015)

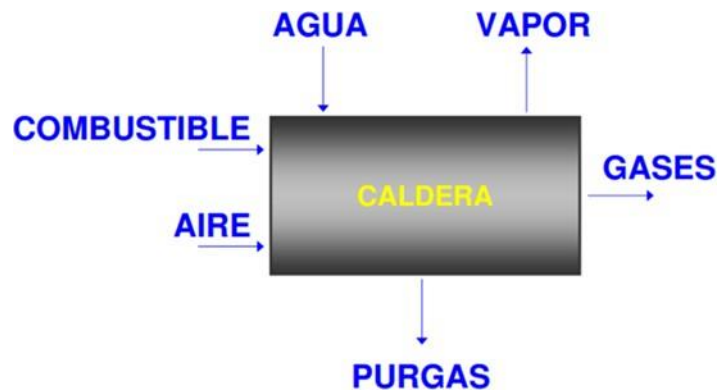


Figura 02 Diagrama de flujos en un caldero

Fuente: Barreto y Castillo (2014).

- El flujo de calor sensible es transmitido de los gases de la combustión hacia el agua, mediante una determinada eficiencia del equipo el cual alcanza valores de hasta 87%. Luego los gases de la combustión abandonan el caldero a través de la chimenea, por tiro natural, debido a su baja capacidad de generación.
- El vapor saturado fluye a través de una válvula de globo desde el caldero al manifold del sistema de distribución de vapor. Se cuenta con sistema de purgas de fondo en el equipo, para retirar los sólidos generados del proceso de evaporación. Este proceso de purgas intermitentes se realiza en función a lo requerido por el área de calidad.
- En la operación del equipo, juega un papel relevante el control del nivel de agua a través de las válvulas Mc Donald Miller; así mismo el control de la presión a través de manómetros, presostatos y válvulas de seguridad que permiten dar confiabilidad y seguridad a la operación. (Rodríguez,2006)

Se denomina pazo al recorrido que realizan los gases de la combustión desde la parte frontal a la parte posterior de forma horizontal, este número de pasos se realizan en función a la capacidad y potencia del generador de vapor. Se considera al hogar del caldero como el primer paso. (Rodríguez,2006)

El número de pasos depende de la capacidad de generación del caldero, así tenemos calderos de mayor producción de vapor contar hasta con 4 pasos y con tuberías según el paso de mayor longitud y diámetro. Las tuberías van instaladas convenientemente en los espejos del caldero a través de procesos de expandado y electrosoldados para evitar su dilatación. Del mismo modo algunas tuberías de caldero cuentan dentro de ellos turbuladores o helicoides que permiten dar una mayor turbulencia a los gases de la combustión dentro de los tubos, lo cual provoca una mayor velocidad en el proceso de intercambio de calor. No es recomendable instalar superficies extendidas en la parte exterior de las tuberías. (Rodríguez,2006)

Se define al rendimiento o eficiencia al grado de aprovechamiento para generar calor útil con el respecto al flujo de calor que se suministra con el combustible. Se requiere para este proceso de evaluación de un analizador de gases de la combustión, así como de termómetros o pirómetros para evaluar la temperatura de las paredes del generador de vapor. Los analizadores de gases existente son del tipo portátil e incluyen sensores para diversos componentes de los gases calientes. (Huamancayo,2017)

El control de la combustión es un indicador muy importante durante la operación, así tenemos para combustibles líquidos, la necesidad de regular los accesorios asociados a la combustión como dámper de aire, válvula de ingreso y retorno de combustible de tal forma que se pueda tener el ingreso del combustible de forma atomizada. El ahorro de combustible como resultado de una buena regulación permite alcanzar valores de hasta 7 % del consumo de combustible. (Huamancayo,2017)

El rendimiento de la combustión se expresa en porcentaje, con valores que alcanzan el 87% para calderos contemporáneos. Su grado de aprovechamiento es función del tipo de pérdidas presentes en el proceso de evaporación. La principal pérdida se presenta por el valor de la temperatura de los gases de la combustión salientes por la chimenea. Dentro de los factores que afectan el rendimiento tenemos: el Régimen de operación, factor de carga, exceso de aire, temperatura de agua de alimentación, temperatura del aire comburente, limpieza de superficies de transferencia de calor, aislamiento, etc. (Oyarce,2017)

La evaluación del rendimiento de un generador de vapor se efectúa según el método directo o de Entrada - Salida de la caldera, en la cual se evalúa el flujo de calor útil saliente y el flujo de calor entrante con la energía primaria disponible. Afectan a este indicador el régimen de purgas y la frecuencia de arranques y paradas del combustor. (Custodio y Solís (2017)

Se evalúa según la siguiente ecuación:

$$\eta = \frac{\text{Flujo de calor o Potencia Calorífica Util}}{\text{Flujo de calor o Potencia Calorífica suministrada}} * 100\% \dots \dots (1)$$

$$\eta = \frac{\dot{m}_v * (h_2 - h_1)}{\dot{m}_c * Pci} * 100\% \dots \dots (2)$$

Dónde:

$\dot{m}_v$  =Flujo masico de vapor generado,

$(h_2 - h_1)$ =Variación de entalpía especifica de vapor.

$\dot{m}_c$  =Flujo másico del combustible,

Pci : Poder calorífico inferior del combustible.

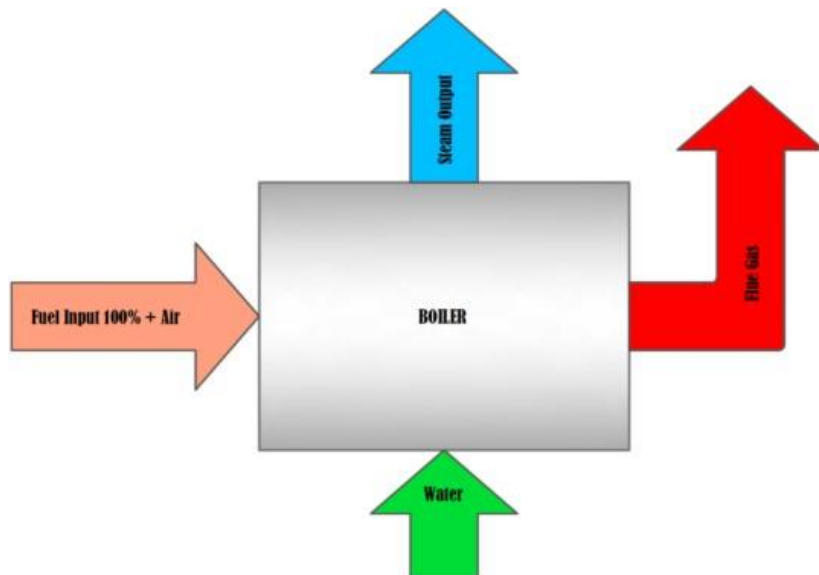


Figura 03 Balance de Energía Método Directo

Fuente: Barreto y Castillo (2014).

El proceso de combustión requiere como condición necesaria la existencia de un combustible, aire comburente y un agente externo para generar la chispa para el encendido de la mezcla, produciéndose la combustión lo cual libera calor y gases de la combustión el cual suministra el flujo de calor sensible para generar la evaporación del agua dentro del caldero. (Garcia,2013)

El Agua es tratada químicamente a través de un proceso de ablandamiento por medio de un proceso de osmosis inversa y dosificación de productos químicos como anticorrosivos y antiincrustantes según lo requerido por el área de control de calidad. En la operación se monitorea el valor en ppm de los STD, alcalinidad, sílice, sulfatos, fosfatos, conductividad, pH, para evitar incrustaciones, sedimentación, desgaste interno por acción de material particulado lo que afectara significativamente su eficiencia. (Garcia,2013)

## **2.2 Calentamiento de agua de calderos.**

Un cambiador de calor se diseña que permita el óptimo intercambio de flujo de energía térmica disponible entre dos corrientes fluidas a través de una determinada área de transferencia de calor. Un Intercambiador de Calor se emplea en los procesos de calentamiento o enfriamiento o cambio de estado, a través del flujo de calor de una corriente fluida a otro fluido a un valor de temperatura menor. El intercambio de calor se realiza a través de una pared de material de metal o un tubo que separe ambos fluidos y aproveche el gradiente de temperatura. Los intercambiadores de calor se emplean en la industria, en el sector de servicios, en embarcaciones, procesos criogénicos, entre otros. (CCoyca y Lirio, 2019)

Con el avance de los materiales, el intercambio de energía calorífica ha evolucionado alcanzando valores de eficacia de hasta 95% para tuberías de aluminio o titanio. El flujo de calor se transmite desde puntos entre los cuales existe un gradiente de temperaturas. La transferencia de calor se realiza por medio de tres mecanismos de transferencia: conducción, convección y/o radiación empleados para la configuración de los intercambiadores de calor. Y en los procesos de intercambio de calor existen variación de calor sensible con enfriamiento o calentamiento y variación de calor latente con cambio de fase. (CCoyca y Lirio, 2019)



Dentro de los parámetros mas relevantes para el funcionamiento óptimo de un generador de vapor se tiene al sistema de alimentación de agua de proceso, la cual debe reunir características particulares para su uso, que van desde sus variables físicas como presión y temperatura hasta variables químicas como lo es la dureza del agua. Del mismo modo el control del nivel de agua juega un papel preponderante dentro de la operación, ya que un elevado nivel de agua produce un exceso de consumo de agua o la probabilidad de generar vapor húmedo; por el contrario, un nivel de agua debajo del requerido puede generar sobrecalentamiento en las tuberías de las hileras mas altas del banco de tubos del caldero. (García, 2013)

El flujo masico de agua de alimentación a un generador de vapor es proporcional al flujo masico de vapor producido. El tiempo de residencia óptimo para el proceso de evaporación es en promedio de 20 minutos. De otro modo es recomendable tener un volumen libre de agua entre 85-87% de la superficie transversal del caldero con la finalidad de que en el área libre se pueda generar vapor 100% seco o saturado. El agua de alimentación de un generador de vapor deberá ingresar a un valor cercano o ligeramente superior a 100°C, en función de la presión de bombeo de agua. Una temperatura fría del agua puede generar choques térmicos en el interior del caldero que podría afectar las uniones dentro de las tuberías y espejos. Se recomienda del mismo modo tener un tanque recuperador de retorno de condensados. (Garcia.2013)

En el proceso de transformación de agua en fase líquida a vapor, se suministra una fuente de calor para incrementar la temperatura del agua hasta la temperatura el valor de la temperatura de saturación. El punto de ebullición del agua es 100 °C a la presión atmosférica y estos valores aumentan según el valor de la presión. La temperatura del punto de ebullición se conoce como la temperatura de saturación del vapor generado. (Rodríguez, 2006)

En la siguiente figura se muestra el sistema empleado para la producción de agua caliente, básicamente consiste en un circuito cerrado en donde la caldera genera vapor saturado que se inyecta al calentador de agua través de una línea de vapor de una tubería entre 1 a 1 1/2", desde el desareador que debe encontrarse a una temperatura entre 90 a 100 °C el agua caliente o condensado recuperado se inyecta a través de una bomba de agua de

alimentación, el agua caliente presurizada al caldero. En tanque de condensador o desareador se inyecta el agua de reposición o “make up”, el cual permite compensar las pérdidas de agua del circuito vapor. (Armijos y Morales,2012)

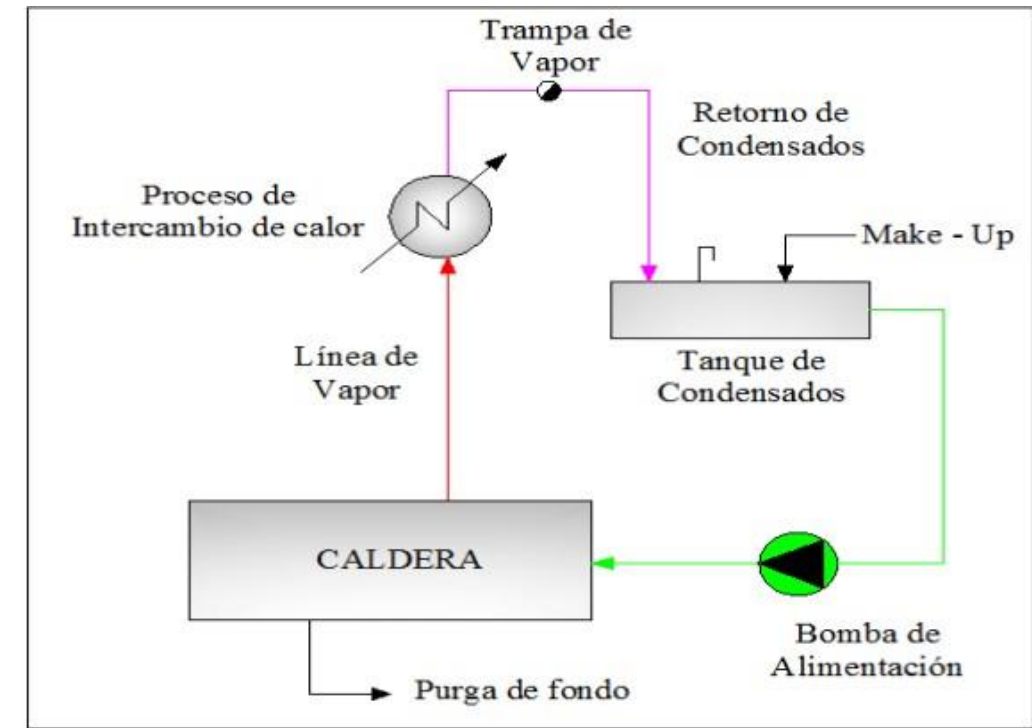


Figura 04 Diagrama básico de ingreso de agua en calderos

Fuente: (Armijos y Morales,2012)

El agua con el cual se genera en las calderas tiene condiciones muy importantes para la generación de vapor, desde condiciones químicas de calidad del agua y condiciones técnicas para una eficiente producción. La temperatura del agua de alimentación es muy importante en la caldera, teóricamente está relacionado con la cantidad de calor requerido para el calentamiento del agua (sensible) y el cambio de fase (latente). El rendimiento del generador de vapor se incrementa con el aumento de la elevación de la temperatura del agua de alimentación al requerirse una menor energía calorífica para producir el vapor. Por convención se tiene que al aumentar 5°C a la temperatura de alimentación de implicará un aumento del 1% en la eficiencia de la caldera. (Chucuya, 2017)

Un factor importante en la eficiencia de la generación de vapor es la temperatura del agua de ingreso al caldero. Mientras más temperatura tenga el agua de alimentación menos

combustible consumirá el caldero, ya que menos es la necesidad térmica necesaria para generar vapor; así mismo, el caldero no padece un estrés térmico producto del ingreso de agua a una temperatura baja. Una condicionante es la temperatura de ebullición a la cual se encuentra el agua de alimentación del caldero, un valor muy cercano de la temperatura de suministro de agua a la temperatura de saturación, generará cavitación en la bomba de agua.(Segura, 2020)

Una regla práctica nos dice que cada 3° C de incremento en el agua de alimentación mejora la eficiencia del caldero en 1%; esto puede parecer poco, pero si calculamos el ahorro de combustible al año nos daremos con la sorpresa que es una cantidad bastante considerable (varios miles de dólares al año). Hay diversas formas de mejorar esta situación. Primero, podemos empezar por determinar porque la temperatura está baja. Puede ser que el condensado pierda temperatura por no tener las líneas aisladas o el retorno de condensado es bajo, entre otros. Segundo, implementar correctivos o mejoras para evitar esta situación. Una oportunidad de mejora es el uso de un economizador, este es un equipo que emplea los gases de escape para calentar el agua de ingreso al caldero. Con un economizador podemos aumentar la eficiencia del caldero en un 4% y ahorrar varios miles de dólares al año en combustible. (Segura, 2020)

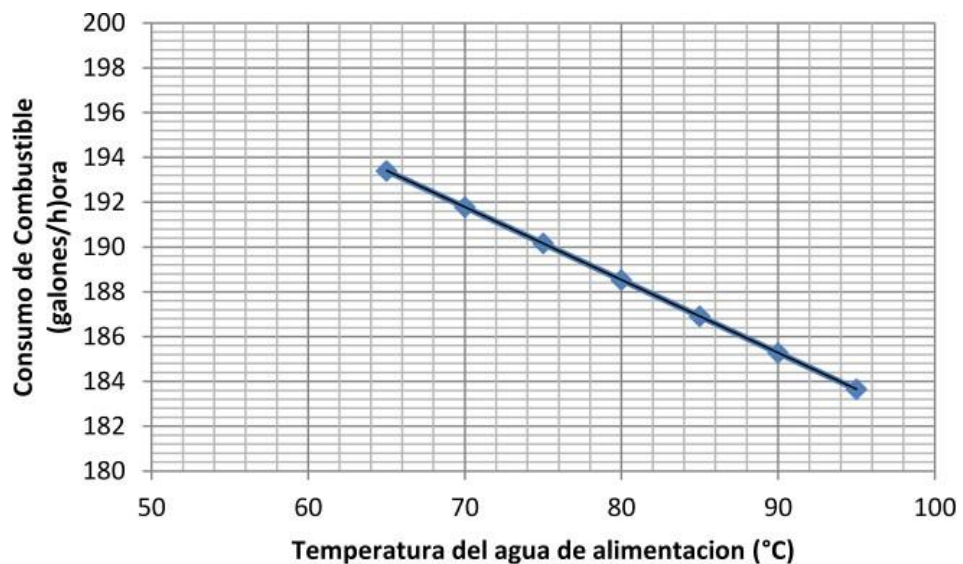


Figura 05 Influencia del precalentamiento del agua de alimentación de calderos.  
Fuente: Chucuya (Revista Ignosis 2017)

El incremento de la temperatura del agua de alimentación reduce el consumo de combustible, en este caso el combustible asociado a calentar el agua hasta la temperatura de ebullición. En un proceso de aprovechamiento de reducir la temperatura de salida de gas de combustión en 20 °C permite el aumento de la temperatura del agua de alimentación en 15 °C, con un incremento del rendimiento del 3%. Un economizador es una superficie de transferencia de calor en el caso de que emplee gas natural puede disminuir la temperatura de salida de gas de combustión a 120 °C. (Guevara,2020)

Los calentadores de agua instalados en la línea de alimentación permiten aprovechar eficientemente los flujos de calor residual disponibles. En el intercambiador de calor se aprovecha el flujo de calor residual de una corriente de proceso caliente, la cual por lo general tiene un gradiente de temperatura suficiente elevado para calentar el agua de alimentación a la temperatura necesaria. El flujo caliente debe ser una corriente de calor residual, proveniente de un proceso en el cual el flujo ha sido ya empleado y requiere enfriarse para su deshecho antes de verterse al medio externo. (Guevara,2020)

Los precalentadores del agua de alimentación de un generador de vapor, que son empleados en centrales termoeléctricas o centros industriales consumidores de energía para incrementar la temperatura del agua desde el degasificador o tanque de condensados antes de suministrarse a los calderos. La principal ventaja de emplear calentadores de agua radica en el aumento del calor sensible del agua suministrada al generador de vapor, de tal forma que tenga un efecto en la disminución del flujo masico de combustible. Los precalentadores de agua de alimentación evitan el impacto térmico dentro de ellos debido a la diferencia de temperaturas y disminuyen el consumo de combustible requerido para la conversión de agua en vapor saturado. El resultado es la recuperación de un calor residual al cual se le da un valor agregado, ya que caso contrario sería desechado al medio ambiente. (Barboza, 2017)

En el calentador, el agua de reposición pasa por él antes de entrar al generador de vapor lo que básicamente aporta 02 ventajas:

- Aprovechar el calor que queda de los gases salientes por la chimenea, que es absorbido por el agua, reduciendo así la demanda de calor en la caldera para producir la misma

cantidad de vapor. Por lo general, la instalación de un economizador representa una ganancia de 4-5% en la eficiencia del equipo.

- A medida que el agua está más caliente, se minimiza la reducción de la presión de la caldera durante el proceso de llenado de la caldera. (Togawa, 2018)

Sin embargo, para usar el protector, existen algunas restricciones / requisitos:

- La caldera debe funcionar con combustible gaseoso (GN o GLP). No se recomienda su uso en calderas que operan con fuel oil, debido a la alta emisión de SOx.
- El sistema de suministro de agua de la caldera debe ser continuo o con alta frecuencia (1x / min), para que el agua no se evapore dentro del economizador y aproveche la extracción constante de calor. Esta condición elimina la disminución de presión del generador de vapor durante el suministro de agua. (Togawa, 2018)

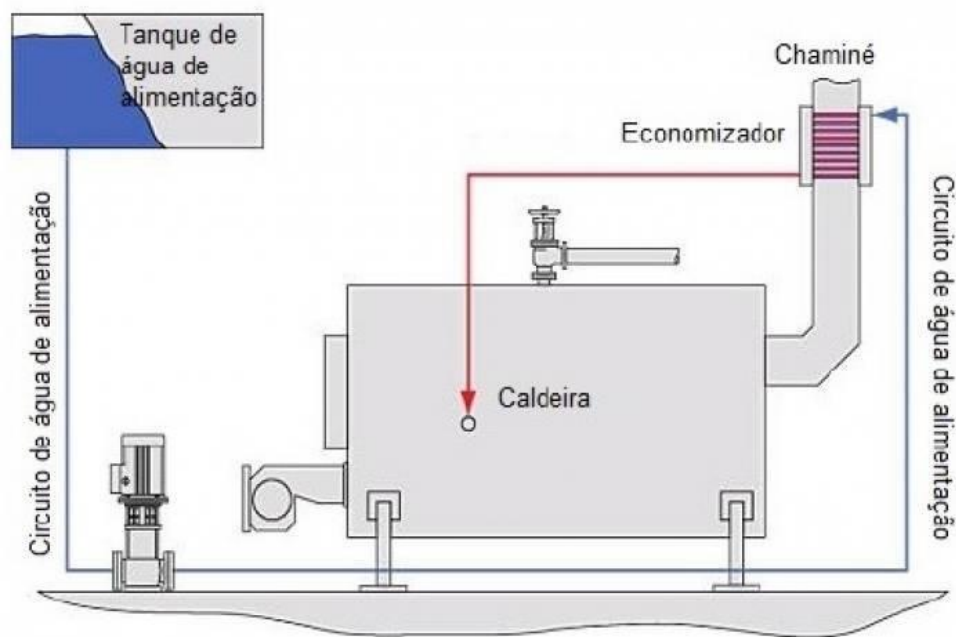


Figura 06 Diseño básico de un calentador de agua de alimentación de calor recuperativo

Fuente: Togawa (2018)

El condensado es agua que se origina a partir de la condensación de un vapor, es decir, el paso de un estado gaseoso a un líquido. Precisamente porque el vapor no transporta el material disuelto cuando se produce (excepto cuando hay arrastre), el condensado es un agua de muy alta pureza, prácticamente libre de sales y materiales disueltos. Más allá de

Además, se encuentra a una temperatura elevada, donde se puede utilizar para incrementar el rendimiento del generador de vapor y promover un menor consumo de combustible. Debido a estas enormes ventajas, la recomendación es hacer todos los esfuerzos posibles utilizar tanto condensado como sea posible para alimentar el caldero. Incluso puede utilizar condensados de otras fuentes, como los que se originan de evaporadores y otros equipos, siempre que no estén contaminados. Como se detalla en la Figura 7, la reutilización del condensado como parte del agua de alimentación de reposición reduce significativamente los costos de generación y el tratamiento de agua. (Da Silva,2017)

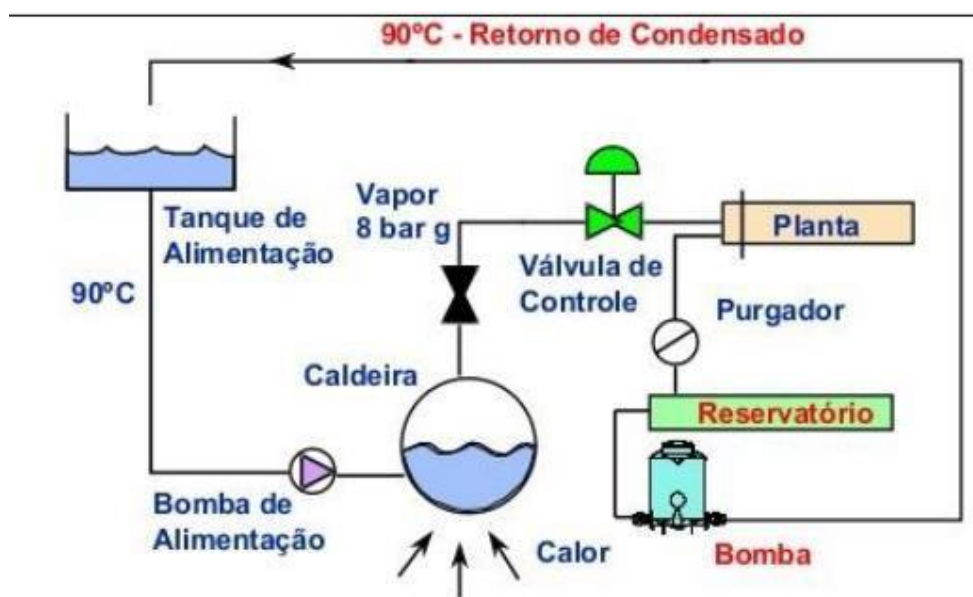


Figura 07 Esquema de un sistema de recuperación de condensados

Fuente: Spyrax Sarco (2018)

Como opción para reducir el consumo de combustible y consecuentemente obtener una forma más económica de calentar agua en la planta en estudio, puede utilizar un sistema de calentamiento de agua a través de un intercambiador de calor de tubo de carcasa conectado al sistema de recuperación de calor. Una unidad de aprovechamiento del calor es un cambiador de calor utilizado para aprovechar una corriente de gas de escape en una unidad industrial para proporcionar calor a otro fluido que de otro modo requeriría calentamiento mediante un suministro de energía externo como la electricidad o quemando otro combustible como gas natural, fuel oil o leña. El uso adecuado de la energía térmica, comúnmente descartada, es uno de las principales áreas de acción para introducir el concepto de eficiencia energética y preservación ambiental, ya que tiene

como objetivo aprovechar al máximo el calor generado. La determinación de la posibilidad de recuperación de calor en los procesos productivos se basa en algunos parámetros, como el calor útil necesario para el producto o proceso y las pérdidas. (Da Silva,2017)

El aumento de la eficiencia a través del calor recuperado se puede obtener la energía térmica disponible de los gases de escape, el flujo de calor perdido por las superficies externas del equipo, las pérdidas de calor en el agua de refrigeración y el calor acumulado en los productos y procesos en las salidas y / o entradas de una línea industrial. Dependiendo de proceso, el calor recuperado recircula en el área de producción. Con el aumento de los precios de la energía, la recuperación de calor resulta rentable inversión, con un período de amortización corto. Para obtener el rendimiento económico de cualquier medida destinada a utilizar el calor residual, es fundamental determinar el punto óptimo en la relación entre la cantidad de calor recuperado / reducción del impacto ambiental y el capital invertido (más el costo operativo del sistema en la cual se recupera el calor). En este sentido, es necesario el conocimiento de las tecnologías disponibles comercialmente. adoptar una estrategia de recuperación de calor residual. (Da Silva,2017)

El condensado caliente se obtiene del líquido saturado saliente de los puntos de consumo, luego de que el vapor saturado cede su calor latente en los procesos térmicos de planta. Este se obtiene por el resultado del intercambio de calor del vapor saturado en diversas áreas de proceso como secado, evaporación, esterilización, etc. Y luego de que los sistemas de trampas de vapor permiten solo el paso de líquido saturado en las líneas de retorno. Las presiones del condensado por lo general es función de la presión de servicio del equipo de consumo, generalmente en un promedio de 2-4 bar de presión. El condensado formado en los sistemas de consumo de vapor es retirado a través de las trampas de vapor y en algunos casos empleados aprovechando su presión en la generación de vapor flash o vapor saturado a baja presión. Este ultimo como una fuente de energía terciaria emplea su calor de vaporización a baja presión. (Guerrero, 2018)

El proceso de recuperación de líquido saturado permite recuperar un flujo de calor remanente y una consiguiente reducción del consumo de energía térmica de plantas consumidoras de energía que emplea vapor saturado. Es necesario instalar un sistema

optimo en redes y accesorios para la recuperación de los condensados calientes hacia el tanque desareador, se recomienda calorífugar las tuberías con fibra de vidrio para evitar las pérdidas de temperatura del condensado. El aprovechamiento adecuado de los condensados disminuye la cantidad de energía térmica que deberá aportarse al generador de vapor para convertir el líquido comprimido en vapor saturado. (Spirax Sarco, 2018)

Los sistemas de recuperación de los condensados se dividen de la siguiente forma:

Redes auxiliares de purga con trampas de vapor; en la cual el condensado que se forma en las tuberías de distribución por caídas de presión a lo largo de tuberías, pérdida de temperatura a lo largo de red, son depositados en puntos de recepción y desalojados a través de trampas de vapor de tipo termostático, mecánico o termodinámico, los cuales son accesorios que permiten purgar los condensados formados. Un sistema de recuperación de condensado se dimensiona teniendo en cuenta los criterios de velocidad para líquidos los cuales deben ser entre 0,5 a 2,5 m/s.

Líneas de descarga no bombeadas desde las trampas: las trampas de vapor permiten el flujo de condensado hacia la red de retorno; en el caso de que las trampas de vapor no estén operativas, pueden ocasionar acumulación de condensados fríos lo cual es perjudicial para la masa de vapor aun contenido en el equipo consumidor de vapor. Es recomendable realizar periódicas inspecciones para poder estimar el estado de las trampas de vapor.

En muchos casos se recupera parte de la energía contenida en los condensados se aprovecha para generar el revaporizado o vapor flash a una presión menor a la presión del condensado. El vapor flash generado es un tipo de energía terciaria el cual estar en condición de vapor saturado posee un valor de entalpia mucho mayor al valor de la entalpia del líquido saturado. Los sistemas de recuperación de condensados con vapor flash pueden llegar a producir significativos ahorros de combustible. El flujo masico de vapor flash es relativamente pequeña al volumen total del condensado pero su potencial energético es mucho mayor; por lo general se emplean en procesos de calentamiento. (Spirax Sarco, 2018)



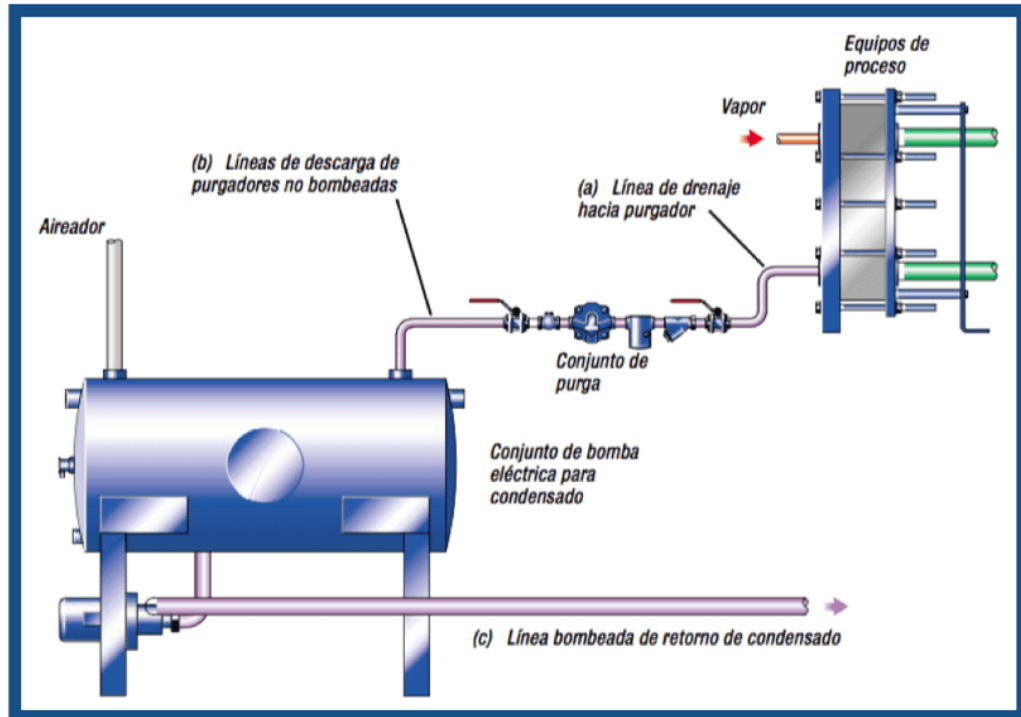


Figura 08 Esquema de un sistema de recuperación de condensados con revaporizado

Fuente: Spirax Sarco (2018)

Las líneas de condensado no bombeadas, individuales o comunes, se instalan por lo general con un depósito intermedio de condensados presurizados y luego son impulsados hacia el tanque desareador de los generadores de vapor. Por lo general las redes de condensado impulsadas por bombas transportan agua sin vapor a lo largo de toda la red de recuperación, esto es garantizado por las trampas de vapor. La operación de las bombas es intermitente y son de control tipo de accionamiento on/off. Es un criterio muy importante a tomar en cuenta en el dimensionamiento de las redes de condensados y sus accesorios, en algunos casos un factor muy importante es la velocidad de descarga desde la bomba, la cual debe ser superior a la velocidad de condensación dentro del equipo de proceso. Según el tipo de bomba la velocidad de descarga alcanza valores de 1.5 a 6 veces la velocidad real del condensado. (Spirax Sarco, 2018)

La recuperación de los condensados permite incrementar la eficiencia de la planta consumidora de energía, al obtenerse una fuente de energía que por lo general se desechaba. La formación de vapor en el condensado debe procurar retirarse de alguna forma, ya que puede ocasionar los fenómenos de golpe de ariete sobre el interior de las tuberías. En la figura siguiente, se muestra la relación energética vapor/condensado con

respecto a las entalpias específicas de vapor saturado y líquido saturado a diversas presiones de operación. (Guerrero,2018)

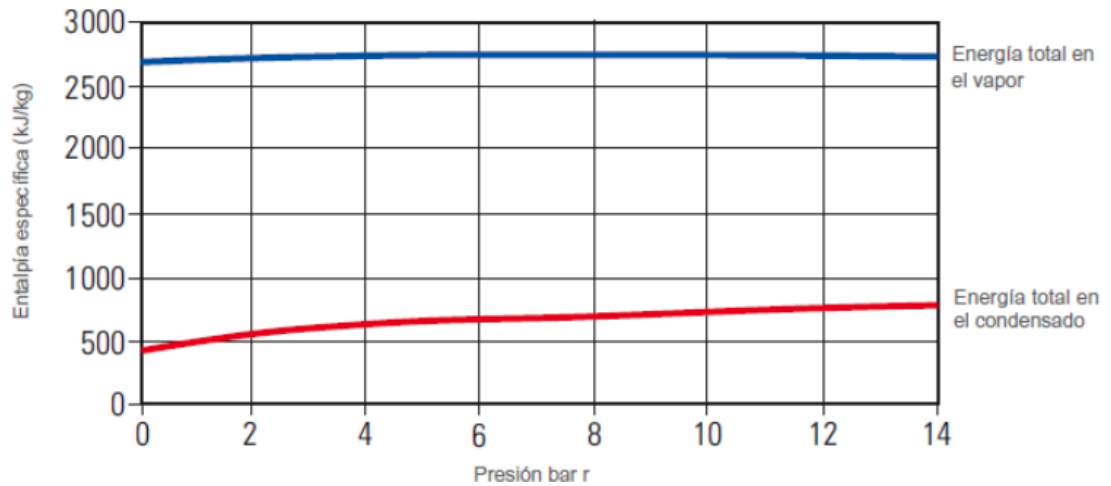


Figura 09 Relación energética condensado/vapor

Fuente: Guerrero (2018)

El tanque desareador o desgasificador es un recipiente en el cual se almacena o recupera los condensados de la distribución de vapor y también recibe el agua de reposición o make up para compensar las pérdidas en la línea de consumo de vapor. Es un tanque cilíndrico bombeado a los extremos, instalado generalmente a una altura superior de 11 metros sobre el nivel del piso. La columna de presión permite tener un valor de presión en la succión, lo cual permite alcanzar valores de temperatura cercanas a los 100 °C en el punto de succión de la bomba de agua. (Spyrax Sarco, 2018)

La presencia de oxígeno y dióxido de carbono dentro del agua de alimentación empleada en el generador de vapor tiene por finalidad prevenir posibles daños por corrosión que pueden generar daños en las tuberías por la parte externa de los tubos en contacto con el agua. El oxígeno disuelto dentro del agua genera daños por corrosión localizada, llamada pitting. En el caso de dióxido de carbono, produce bajísimos niveles de pH y la generación de corrosión por ácido carbónico. Los desaireadores basan su funcionalidad en el hecho que la solubilidad de los gases disueltos en el agua disminuye cuando el agua está en el punto de vaporización (100 °C a presión atmosférica). (Guamán, 2018)

Los degasificadores están formado por un cilindro ubicado horizontalmente sobre el cual tiene una torre formada por bandejas por donde fluye el agua de reposición y se cruza con los vapores del agua caliente contenido dentro del cuerpo del desareador. El condensado ingresa por la parte media del desareador a través de una tubería con inyectores, para evitar el choque térmico y mecánico con el agua contenida en el desareador la cual se encuentra a presión atmosférica. El agua de reposición y los condensados alientes se mezclan dentro del desareador a presión atmosférica, y en diversas proporciones según el grado de recuperación de condensados que varía según el tipo de planta. Se puede alcanzar temperaturas cercanas a los 100 °C ( este valor de temperatura es ideal para separar los gases contenidos en el agua). Los gases eliminados desde el agua son eliminados a través de un sistema de venteo ubicada sobre la torre del desareador. (Guamán, 2018)

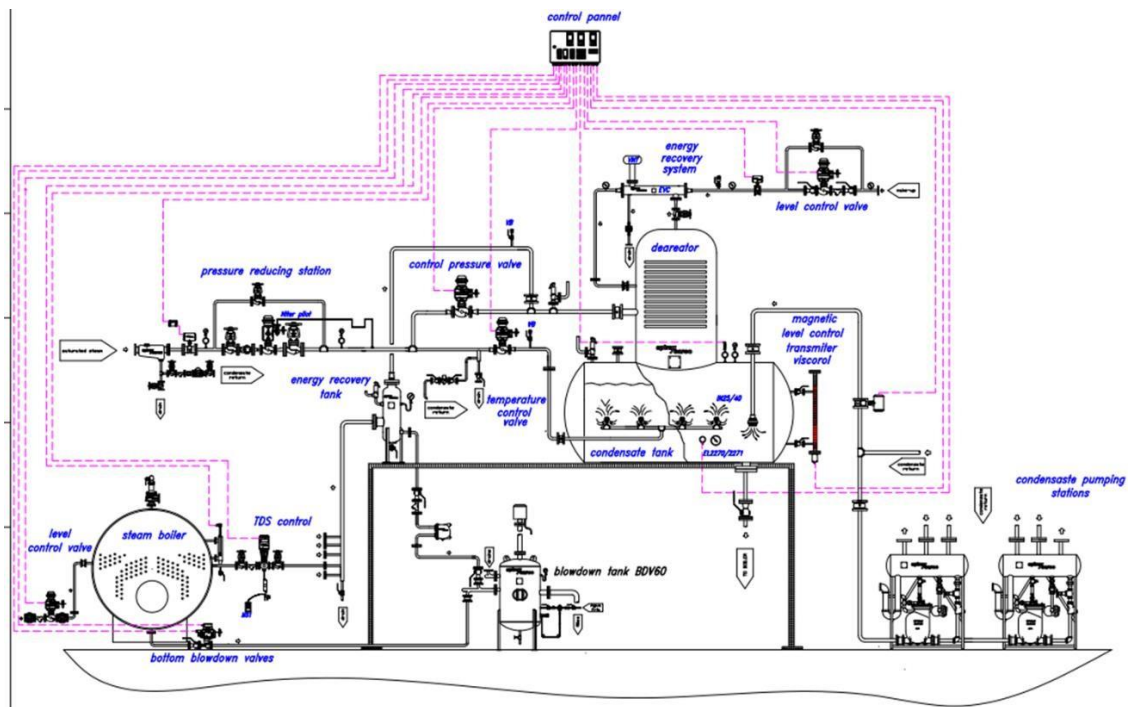


Figura 10 Plano de ubicación de desareador y suministro de agua

Fuente: Spyrax Sarco (2018)

El Vapor flash es un vapor que presenta las mismas características de un vapor generado en un caldero y se forma cuando el condensado presurizado en estado de líquido saturado se expande dentro de un depósito que se encuentra con una presión interior menor a la presión del condensado mediante un proceso de expansión isoentrópica. La generación de flujo masico de vapor flash es menor al 8% del flujo total del condensado como

máximo y es función del valor final de la temperatura del revaporizado. Con esto se consigue un vapor a baja presión con un valor alto de su entalpía específica el cual puede ser utilizado en los procesos de calentamiento a temperaturas de entre 60 a 90°C. Luego de ser empleado el vapor flash y ceder su calor latente, este retorna al tanque de condensados de los calderos. (Popayan, 2016)

El tanque flash tienen por objetivo la generación del revaporizado. Estos depósitos presentan una mediana inversión que puede ser cubierto a través del pay back en función a las horas de operación de la planta o instalación industrial. El cuerpo de los tanques de expansión es de acero inoxidable y construidos según el código ASME. Del mismo modo el vapor flash generado reemplaza a una fracción de vapor generado en calderos y del mismo modo permite una reducción del combustible asociado a la generación de vapor, con lo cual los indicadores de desempeño de planta mejoran técnicamente, económica y ambientalmente. (Popayan, 2016)

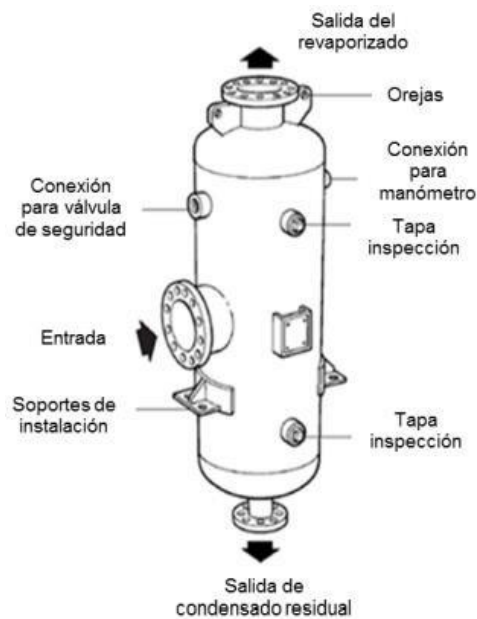


Figura 11 Tanque de vapor flash

Fuente: Popayan (2016)

Un ejemplo significativo de la producción de vapor flash, es la siguiente : un generador de vapor opera a 8 bar de presión y con temperatura del agua es de 170°C obteniéndose vapor flash equivalente al 4% del total de condensado recuperado el cual puede incrementarse a medida de que la presión de expansión disminuya. El agua caliente no

expandida, en estado de líquido saturado se puede aprovechar para calentar agua de aportación al caldero y otros fluidos empleando diversos tipos de intercambiadores de calor. (Guevara,2020)

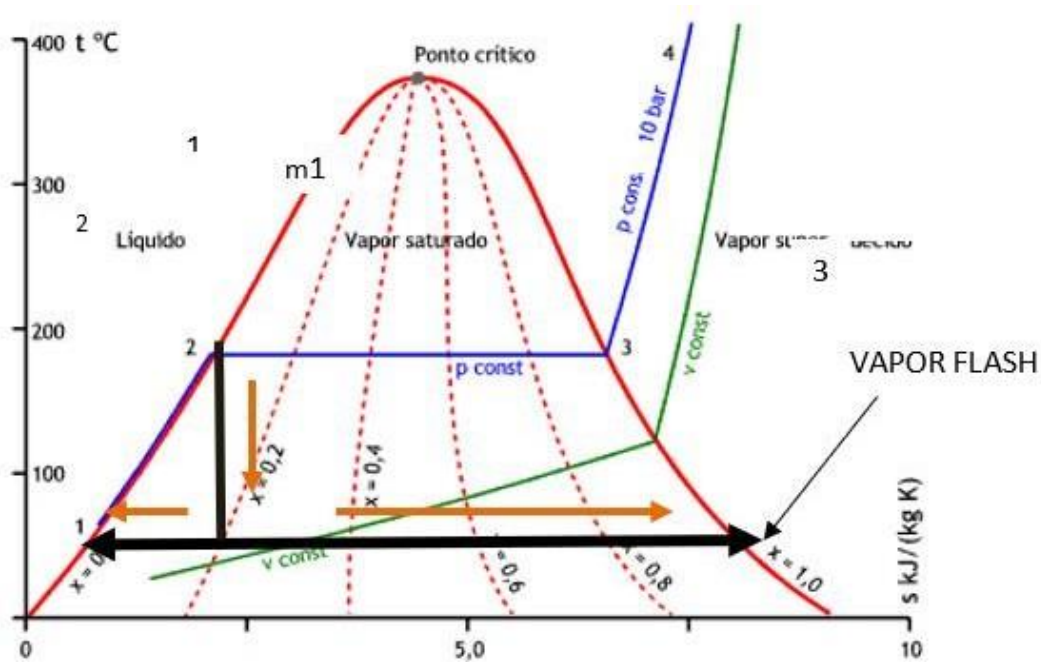


Figura 12 Proceso de obtención del vapor flash

Fuente: Guevara (2020)

Para un sistema cerrado y un balance de masas y de energía aplicando la 1ª Ley de la Termodinámica, se presenta la ecuación:

$$m1 = m2 + m3 \dots \dots (3)$$

$$m1 * h1 = (m2 * h2) + (m3 * h3) \dots \dots (4)$$

Dónde:

$m1$  = Flujo masico de condensado en ( kg/sg.)

$m2$  = Flujo masico de condensado obtenido luego del proceso de generación de vapor flash, en el estado de líquido saturado. ( kg/sg.)

$m3$  =Flujo masico de vapor flash generado, en el estado de vapor saturado (kg/sg.)

$h1$  = Entalpia especifica del condensado en el estado de líquido saturado (kcal./kg.)

$h2$  = Entalpia especifica del condensado obtenido luego del proceso de generación de vapor flash (kcal./kg.).

$h_3$  = Entalpia específica del vapor flash generado, en el estado de vapor saturado (kcal./kg.).

### **2.3 Integración térmica.**

La Recuperación del calor residual es una técnica de optimización del abastecimiento de energía térmica que permite alcanzar ahorros económicos, energéticos y de carácter ambiental. Esta metodología se basa en la recuperación de calor remanente a través de un intercambiador de calor entre dos corrientes fluidas a distinta temperatura, cuyo principio fundamental es aprovechar una parte del flujo de calor disponible y suministrarlo indirectamente a una corriente fluida secundaria a menor temperatura. El dimensionamiento de un recuperador de calor depende de las características de la fuente de calor disponible y sus parámetros de operación a una determinada presión y temperaturas, así como del flujo masico del fluido caliente, restringido por algunas características del intercambio de calor, tal como la proximidad entre las temperaturas finales del proceso. (Vargas, 2009).

Según los especialistas en esta técnica, el empleo de técnicas de integración de procesos se empezó a implementar a medida de que los altos costos de los insumos energéticos y la participación porcentual del costo de la energía en el costo de producción se incrementó, se buscaron alternativas para el uso eficiente y ahorro de energía. Se aclara que la mayor parte de los procesos industriales presentan oportunidades de implementar mejoras aprovechando los remanentes de calor disponible de un área en otra área del mismo proceso productivo. (Velásquez, 2020)

La integración de procesos se ha hecho usado desde los inicios de la era industrial desde una manera empírica, y luego ha ido perfeccionándose con las técnicas de ingeniería con métodos de optimización matemática con el cual se busca el máximo aprovechamiento de los gradientes de temperatura e incluso de presión. El análisis Pinch, incluye ideas originales referente a la integración térmica de procesos, facilitando al ingeniero de diseño térmico o de energía las posibilidades de maximizar las fuentes disponibles de calor residual aplicado en las plantas industriales. El diseñador puede convertirse en un optimizador del proceso, para lo cual considera aspectos importantes como la funcionalidad, el arreglo interno de planta, ubicación de las áreas, de tal forma que en el

conjunto de soluciones no solo se tenga en cuenta el rendimiento de planta, sino también los parámetros operacionales de la industria. (Velásquez, 2020)

SE realizan por lo menos los siguientes cuestionamientos para mejorar el uso del flujo de calor residual:

¿Cuáles son las fuentes de calor remanentes disponibles?

¿De cuánto flujo de calor (energía) se cuenta?

¿Cuál es el valor de la temperatura disponible?

¿Dónde podría utilizarse el calor?

¿Cuál es la hora de coincidencia en la operación de las áreas involucradas?

¿Cuál es el grado de recuperación y en que porcentaje?

¿Qué porción de calor residual realmente se puede utilizar?

¿Cuánto representa económicamente el flujo de calor residual que puede usarse? (Vargas, 2009).

La integración térmica tiene por objetivo que la energía de las corrientes con temperaturas altas y medias que contienen un calor sensible o requieren enfriarse o condensadas son empleadas necesitan ser enfriadas y/o condensadas sea utilizada por aquellas corrientes de menor temperatura que requieran ser calentadas o vaporizadas. En el inicio del proceso de integración térmica, el valor de la temperatura inicial, toma el nombre de temperatura objetivo. En el dimensionamiento preliminar se deberá tener en cuenta la demanda energética y la hora de coincidencia con el objetivo de que después sea aplicada la integración térmica y permita la sinterización de la red de intercambio térmico. Un punto relevante en el diseño de la red de intercambio térmico es el número de intercambiadores de calor a emplearse y los flujos masicos de los fluidos intervinientes y los valores de su temperatura real. (Alonso,2015)

En el proceso de integración energética las corrientes fluidas conservan su masa y cambian su valor energético (temperatura) desde el estado inicial saliente de un determinado proceso y hasta el valor de la temperatura final meta que se desea conseguir. Si un fluido no pasara a través de un intercambiador de calor tal como : calentador, vaporizador, camisa enchaquetada, marmitas, condensadores, radiadores, entre otros en el cual varíe su valor energético, no se considerara como un fluido energético. Durante el

proceso de integración energética, el dato de mayor relevancia en su nivel de energía representada por el valor de la temperatura o la entalpía. (Aguilar, Evangelista, Loyola y Ramírez, 2016)

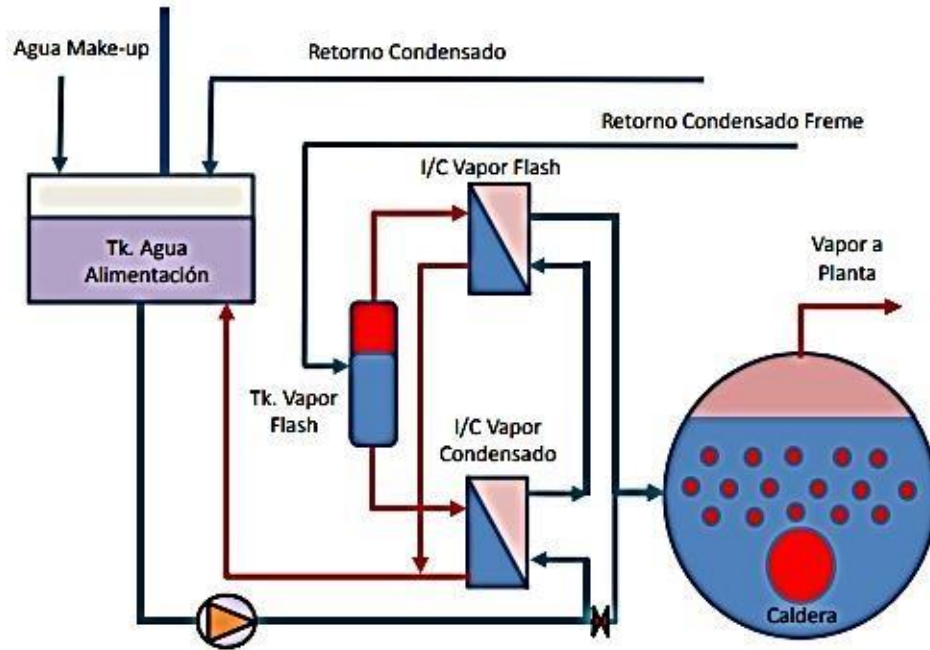


Figura 13 Esquema de integración térmica para agua alimentación de calderos  
Fuente: Guevara (Apuntes del curso Diagnósticos Energéticos, 2020)

Es deseable un cálculo preliminar de la recuperación de calor deseada antes de diseñar la red de intercambio térmico, lo que implica la determinación de los servicios de calentamiento y enfriamiento involucrados, así como el menor valor de temperatura de estrechamiento entre dos corrientes fluidas. Dentro de las técnicas utilizadas para este diseño tenemos el método de intervalos de temperatura, método de análisis de pinzado o método pinch y el método de formulación del transporte térmico. (Alonso, 2015)

#### 2.4 Técnicas de pinzamiento.

El análisis pinch se fundamenta en la Primera y la Segunda Ley de la termodinámica. La Primera Ley o ley de la conservación de la energía, proporcionan los fundamentos en el cálculo de la variación de entalpías entre las corrientes fluidas que fluyen por el intercambiador de calor o equipo térmico, permitiendo la cuantificación de la recuperación de calor remanente contenido en un determinado proceso. La 2ª ley, realiza la descripción de los procesos que se generan de forma espontánea en los procesos reales detallados en ciclos irreversibles y permite conocer la dirección del flujo de calor residual.



Se concluye que la energía térmica disponible fluye en una sola dirección con respecto a la corriente caliente y la corriente fría, en cumplimiento a la ley cero de la termodinámica. (Montenegro, 2015)

El Pinch Point, corresponde a la diferencia de temperaturas entre dos corrientes fluidas a diferentes temperaturas, de tal manera que intercambian calor entre ellas. Este valor determinará el grado de acercamiento térmico entre los valores de temperatura entre ambas corrientes, y esta dependerá básicamente de la eficacia del proceso de intercambio de calor que está relacionada a la disposición de las corrientes fluidas, arreglo interno de los equipos térmicos que interactúan y del coeficiente de conductividad del material con el cual están fabricados. Actualmente la estrechez de temperaturas es del orden de 7 °C, un valor alto del pinch point indica un mal aprovechamiento del calor disponible intercambiado. (Almanza, Duran y Martínez, 2014)

La metodología Pinch es un método que permite el estudio sistemático de los procesos térmicos. Por medio de una evaluación energética se determinan la variación de entalpías en las corrientes fluidas que fluyen por los cambiadores de calor. La 2° ley de la termodinámica permite la determinación del flujo de calor residual, debido a que el flujo de calor fluye en sentido de temperaturas alta a temperaturas baja. En un equipo térmico, una corriente caliente no puede ser enfriada por debajo del valor de la temperatura de entrada de la corriente fría del mismo modo una corriente fría no podrá calentarse por encima de la temperatura de ingreso de la corriente caliente. En síntesis una corriente caliente sólo podrá enfriarse hasta el valor de una temperatura definida por el grado de acercamiento mínimo de temperaturas conocido pinch point. (De la Rosa y Marriaga, 2014)

En el análisis Pinch, la  $\Delta T$  min es llamado punto o condición Pinch , que define la fuerza motriz térmica mínima admitida en un equipo de intercambio de calor. Cuando se ha escogido el  $\Delta T$  min correcto, de acuerdo a las condiciones económicas de los costos fijos, energéticos y de operación, se ha fijado automáticamente la posición relativa de las curvas compuestas. El  $\Delta T$  min se visualiza tan solo en un solo punto, entre las corrientes calientes y frías, por lo tanto, un punto Pinch es único para cada proceso. Cuando se utilizan múltiples intercambiadores de calor, pueden presentarse varios puntos pinch en la red de

intercambio térmico. Por lo consiguiente sólo uno es el punto Pinch verdadero, y el resto de puntos se consideran pseudopinch. (De la Rosa y Marriaga,2014)

Por lo consiguiente las corrientes fluidas a mayor temperatura no podrán transferir la totalidad de su energía calorífica a las corrientes fluidas frías, en función a lo que se enuncia en la 2° Ley de la termodinámica “La cantidad de entropía del universo tiende a incrementarse en el tiempo”. La información requerida en el Pinch análisis son los de las corrientes en el proceso que va a ser estudiados, es decir, las corrientes fluidas que requieren ser calentadas o enfriadas. La información que se requiere son desde la temperatura de entrada y salida y los flujos masicos disponibles. Una vez obtenida esta información es el punto de partida de la evaluación. (Montenegro,2015)

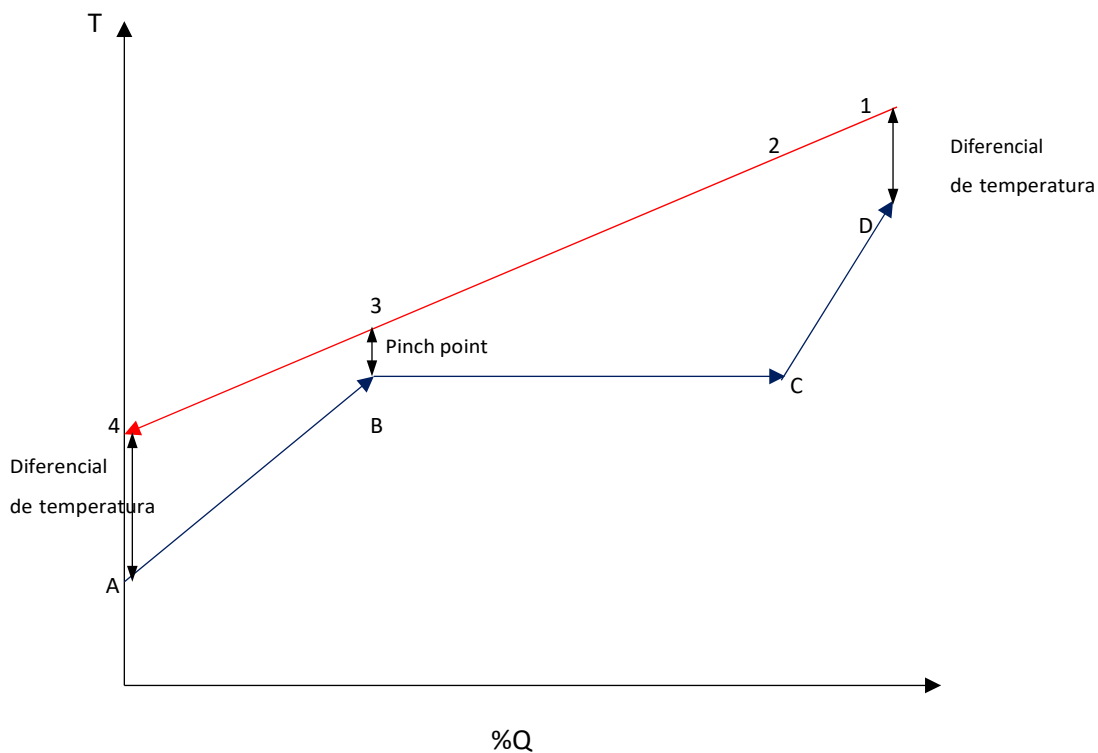


Figura 14 Diagrama de intercambio de calor y límite de estrechamiento de temperaturas entre dos corrientes fluidas

Fuente: Sabugal (2006)

Desde el punto de vista de la ingeniería, la optimización de un sistema energético implica la reducción del consumo de energía consumida pero sin afectar la producción o la calidad del servicio brindado, así como minimizar los costos de inversión y de la instalación de

equipos que permitan mejorar la operación, En otros términos implica minimizar una función objetivo que involucra los costos de operación que se relacionan con los costos por insumos energéticos (energía eléctrica y combustible) más los costos relativos en relación a los equipos y maquinas en una unidad de tiempo de evaluación. los costos pueden ser medidos cuantitativamente, aunque en muchas situaciones resulta complicado. Sin embargo, éstos son sólo algunos aspectos involucrados en el problema. (Aguilar, Evangelista, Loyola y Ramírez, 2016)

Se cuenta con otros factores como son la seguridad, operabilidad, flexibilidad y controlabilidad que resultan relevantes en los procesos y que resulta complejo insertarlos dentro de una función objetivo ya que están afectados por situaciones cuantitativas como cualitativas. De otro lado es común que se presenten restricciones al proceso, así tenemos por ejemplo la como por ejemplo mezcla de corrientes o fugas que afectan y comprometen la operación y perfección del proceso o por la larga distancia física entre áreas involucradas en la optimización, lo cual implica incrementar los gastos por transporte del fluido por redes térmicas, costo por bombeo, energía eléctrica por seguridad.(Aguilar, Evangelista, Loyola y Ramírez, 2016)

La decisión de que las corrientes fluidas principales de proceso o auxiliares intercambien calor entre ellas y de que forma se debe realizar la transferencia de calor es un problema de alta complejidad debido a diversos factores intervinientes. Así tenemos que el número de corrientes fluidas que están involucradas en el proceso térmico de planta. A todo se agrega que algunas de las propiedades físicas tienen efecto directo en la transferencia del flujo de calor residual, así tenemos la viscosidad, la conductividad térmica, el calor específico, la temperatura y que el material empleado en la fabricación de los intercambiadores de calor del sistema de integración energética incrementa la inversión de la instalación. . (Aguilar, Evangelista, Loyola y Ramírez, 2016)

Se debe tener en cuenta que existe la posibilidad de que alguna de las corrientes fluidas presente un cambio de estado lo cual complica el diseño, la transferencia de calor en procesos de cambio de calor latente y cambio de calor sensible requieren ciertas particularidades diferentes entre si. (Aguilar, Evangelista, Loyola y Ramírez, 2016)

El diagrama de intervalos de temperaturas es un gráfico tipo tabla donde se indican todos los niveles de temperatura del proceso. Cada corriente se representa con una flecha vertical que parte desde la temperatura de entrada hasta la temperatura de salida. Las saetas de las corrientes calientes se dibujan de arriba hacia abajo y las de las frías se dibujan de abajo hacia arriba. El diagrama se separa con una franja central, colocándose las corrientes calientes a la izquierda y las frías a la derecha. Cada línea de temperatura tiene una diferencia de  $\Delta T_{\text{mínimo}}$  entre el lado caliente y el frío. Es decir, las corrientes calientes se representan:

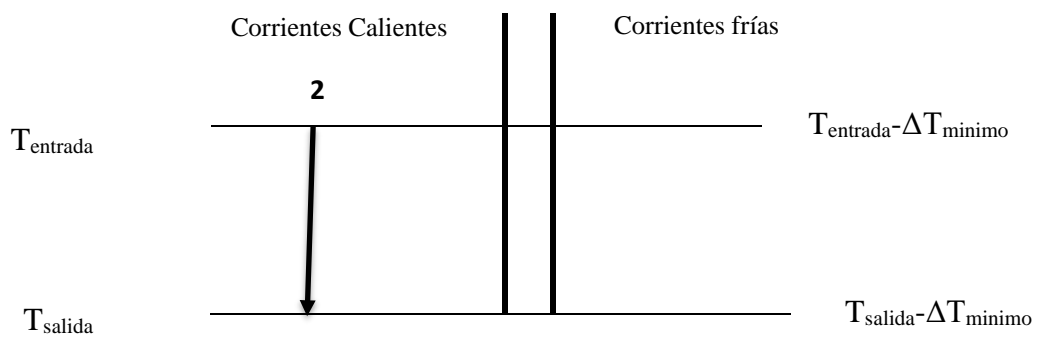


Figura 15 Ubicación de las corrientes calientes

Fuente: Aguilar, Evangelista, Loyola y Ramírez (2016)

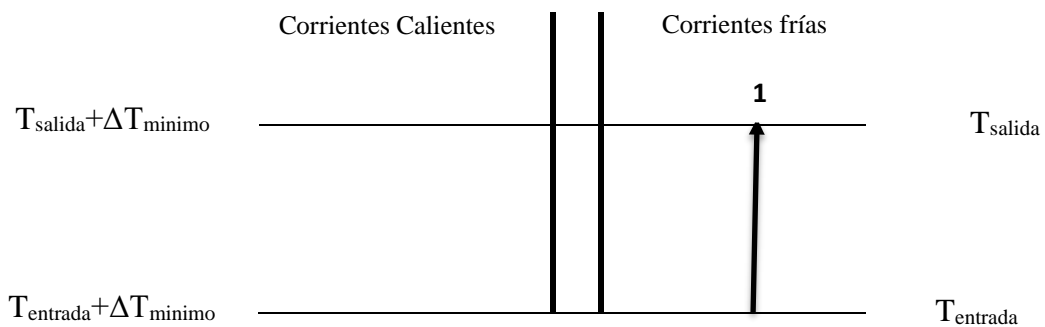


Figura 16 Ubicación de las corrientes frías

Fuente: Aguilar, Evangelista, Loyola y Ramírez (2016)

El ahorro energético en un proceso se puede conseguir mediante una red de intercambio de calor, en la cual se recupera el calor de las corrientes calientes y se envía a las corrientes frías, minimizando las necesidades energéticas en los servicios auxiliares donde estas

líneas se deben enfriar o calentar respectivamente, reduciendo así los costos operativos de la instalación. (Laborde, 2020)

El Pinch divide el sistema en dos regiones distintas termodinámicamente. La región encima del pinch puede considerarse un dissipador de calor, con el calor que fluyendo hacia él, desde el servicio caliente, pero sin que el calor fluya fuera de él. Debajo del pinch ocurre todo lo contrario. El calor fluye fuera de la región hacia el servicio frío. (Castillo, 2019)

Como se mencionó anteriormente, no hay flujo de calor a través del punto pinch, esto se aprecia en la figura siguiente:

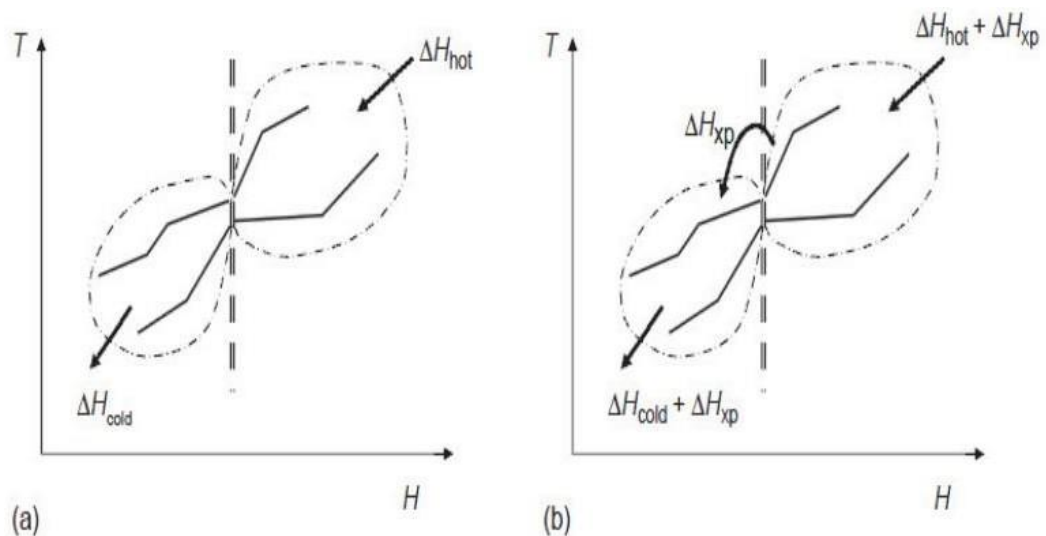


Figura 17 Descomposición del punto pinch

Fuente: Castillo (2019)

Si una red es diseñada para transferir calor desde una corriente caliente, con temperatura sobre el punto Pinch, (incluidos servicios) hacia una corriente fría que está por debajo del punto pinch (incluidos servicios), luego existe calor transferido a través del Pinch. Si la cantidad de calor transferido a través del Pinch es  $\Delta H_{xp}$  luego para mantener el balance de energía, los servicios frío y caliente deben incrementarse ambas en  $\Delta H_{xp}$ , como se aprecia en la figura 14 (b). La transferencia de calor a través del Pinch, siempre conduce al consumo de los dos servicios (caliente y frío) que es mayor que los valores mínimos que se podría lograr. La descomposición del Pinch es muy útil en el diseño de redes

intercambiador de calor, ya que divide el problema en dos problemas más pequeños. También indica la región donde las zonas de transferencia de calor son más limitadas, en o cerca del pinch. Cuando múltiples servicios (caliente o frío) son empleados, puede haber otros Pinch, denominados pinch de servicios, que causan problemas adicionales de descomposición. Estos problemas pueden ser ejecutados en algoritmos, para una síntesis automática de una red de intercambiadores de calor. (Castillo, 2019)

En la figura siguiente la región horizontal en que se sobreponen las curvas corresponde a la máxima recuperación de energía entre las corrientes calientes y las corrientes frías del proceso. Los valores de consumo mínimo de servicios se obtienen con las curvas compuestas, midiendo las regiones de entalpías en que las curvas no se traslapan. En el extremo superior derecho de las curvas se determina el calentamiento mínimo mientras que el enfriamiento mínimo se obtiene en el extremo izquierdo inferior. Así, el servicio de calentamiento mínimo, si se requiere, debe ubicarse en la región de temperaturas más altas del diagrama, mientras que el enfriamiento debe ubicarse en la región de las temperaturas más bajas.

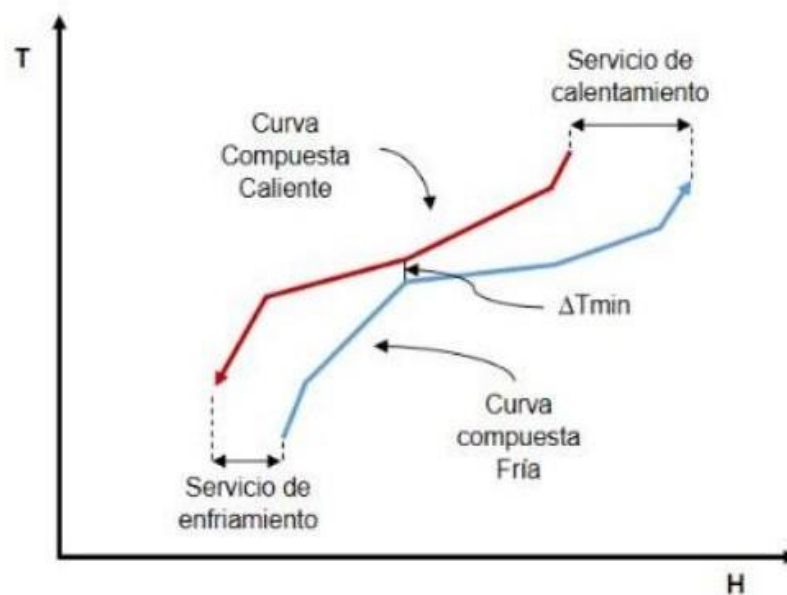


Figura 18 Diagrama de curvas compuestas

Fuente: Velásquez (2020)

El diseño de la red de recuperación de calor es un aspecto clave del diseño de procesos químicos. Por lo general, se puede lograr un ahorro de energía del 20 – 30 % cuando se implementa una red de recuperación de calor en comparación con un proceso sin dicha

red, además de significativos ahorros de capital mediante la incorporación de un diseño mejorado. La tarea implica la colocación de intercambiadores de calor de proceso y servicios auxiliares para calentar y enfriar flujos de proceso desde el suministro especificado hasta las temperaturas objetivo especificadas. El objetivo principal de la incorporación de una RRC es minimizar los costos totales. (Velasquez,2020)

Lo que se busca es una red con el menor número posible de intercambiadores, esta red debe maximizar la recuperación de calor, minimizar el consumo externo de energía, minimizando los servicios de calentamiento y enfriamiento y minimizar los costos, así como eliminar los “cuellos de botella” (etapa del proceso que limita la producción). (Velasquez,2020)

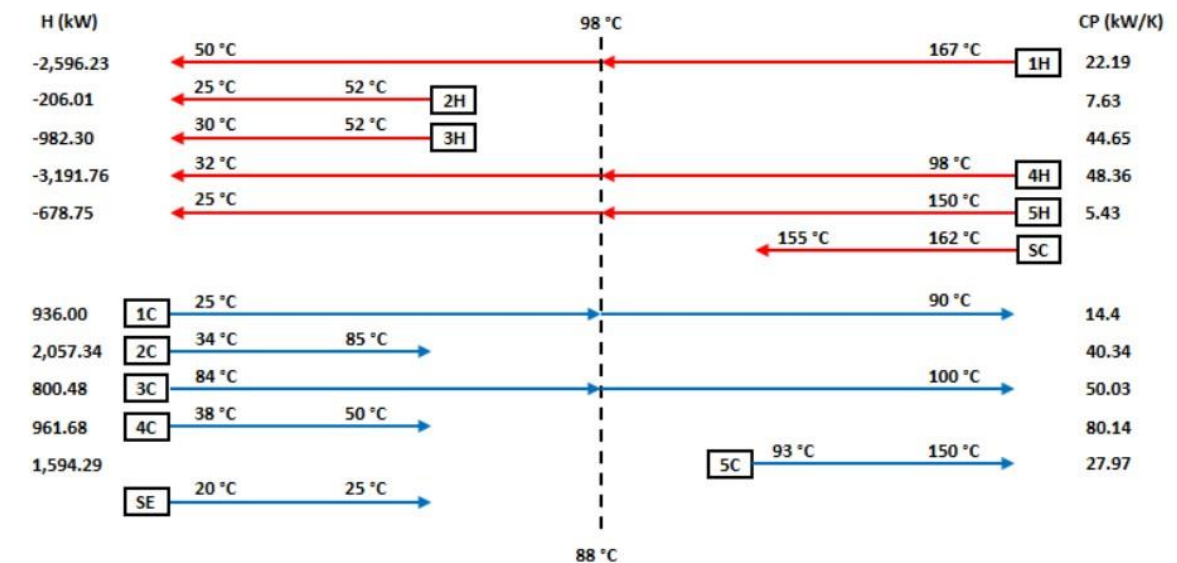


Figura 19 Representación de un Diagrama de Rejilla o Grid.

Fuente: Velásquez (2020)

## 2.5 Indicadores de desempeño energético.

Un indicador de desempeño energético (IDEs) es lo que tradicionalmente conocemos como indicador clave de desempeño (KPI), pero en este caso, en relación al uso, consumo y eficiencia energéticos. Es decir, un IDEs es un valor cuantitativo que pretende medir y aportar información sobre el desempeño energético de una organización. Debe ser cuantificable y objetivo, de manera que permita realizar un seguimiento o medición de las

diferentes variables y la comparación entre indicadores. Por lo general, son parámetros medidos, ratios o modelos. (Guevara, 2020)

Los indicadores de desempeño energético o key performance indicator energy se utilizan para identificar el estrado de la dinámica del consumo de energía en una planta consumidora de energía y de igual manera el estado del desempeño energético, para lo cual es de suma importancia trazar una línea base con los indicadores de desempeño energético, de tal forma que sean la referencia para alcanzar las metas energéticas fijadas. (Quezada,2020)

El cálculo de los parámetros relacionados a la intensidad energética (alto consumo de energía en usos significativos de energía) permitirá determinar el nivel del uso eficiente de la energía y de la dinámica del consumo de energía, el controlling posibilita la realización de los benchmarking energéticos entre indicadores de diversos centros de consumo de energía. Tenemos los siguientes Indicadores a evaluar:

- Nivel de producción (NP): Determina la cantidad de carga procesada en el horno por hora , turno , mes ,según la necesidad en estudio:

$$NP = \frac{\text{Toneladas de vapor(Ton.)}}{\text{tiempo(h)}} \dots \dots \dots (5)$$

- Indicador de Desempeño Energético Técnico (IDEs T) : Compara la unidad de energía consumida con el nivel de producción.

$$IE = \frac{\text{m}^3\text{de gas natural}}{\text{Toneladas de vapor}} \dots \dots \dots (6)$$

- Indicador de Desempeño Energético Económico (IDEs E): Compara la facturación que se incurre por el consumo de gas natural por unidad de producción.

$$IA = \frac{\text{Soles por facturacion de combustible}}{\text{Toneladas de vapor generado}} \dots \dots \dots (7)$$



### **3. Capítulo III: Material y Método**

#### **3.1 Material:**

##### **3.1.1 Detalles de planta:**

La Empresa CORPORACIÓN PESQUERA INCA S.A.C., es una empresa del sector pesquero que se encarga de la producción y exportación de harina y aceite de pescado, teniendo como materia prima a la anchoveta (*Engraulis ringens*), fuente rica en proteína y ácidos grasos poliinsaturados omega 3, consta de un total de 05 plantas de harina de pescado (Bayóvar, Chicama, Chimbote, Chancay e Ilo) y con una flota de 28 embarcaciones pesqueras con sistemas RSW para captura de materia prima.

La Planta de la localidad de Chancay tiene una capacidad de producción de 168 t/h de procesamiento de materia prima. La harina de pescado obtenida es de calidad steam dried o secado a vapor se obtiene mediante procesos de cocción, prensado, secado a vapor molienda y envasado. El producto es preservado mediante la adición de antioxidante y es distribuido en sacos de 50 kg. Por otro lado, el aceite de pescado es un producto obtenido mediante procesos de cocción, prensado, centrifugado, separación y pulido. El producto se caracteriza por su alto contenido de ácidos grasos poliinsaturados omega 3, resaltando entre ellos el EPA y DHA.

El proceso productivo se caracteriza por tener un ratio de producción entre 4 a 4,1 toneladas de materia prima/toneladas de harina de pescado producida. (Ver proceso productivo en figura 18)

Con referencia a la energía consumida:

- El combustible consumido es gas natural abastecido por la empresa Calidda Gas Natural siendo un consumidor regulado en la categoría tarifaria D. Los calderos cuentan con quemadores duales para operar también con petróleo residual 500.
- La energía eléctrica es suministrada como cliente libre por la Empresa Enel Distribución Perú S.A según contrato 1878650-02 y con 02 adendas al contrato vigente hasta 31.12.2022.

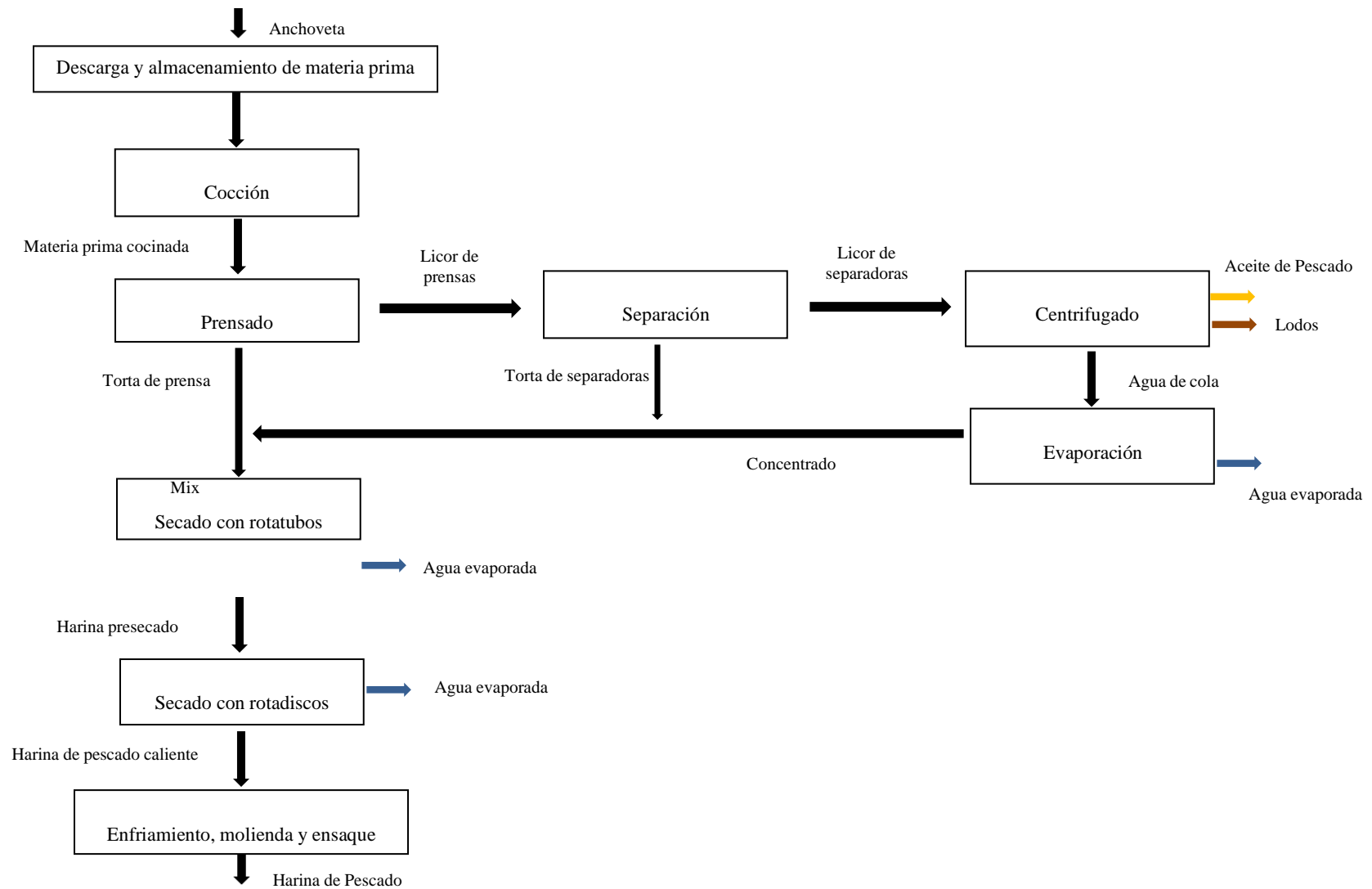


Figura 20 Esquematzación del proceso productivo (sin incluir PAMA)

Fuente: Elaboración Propia.

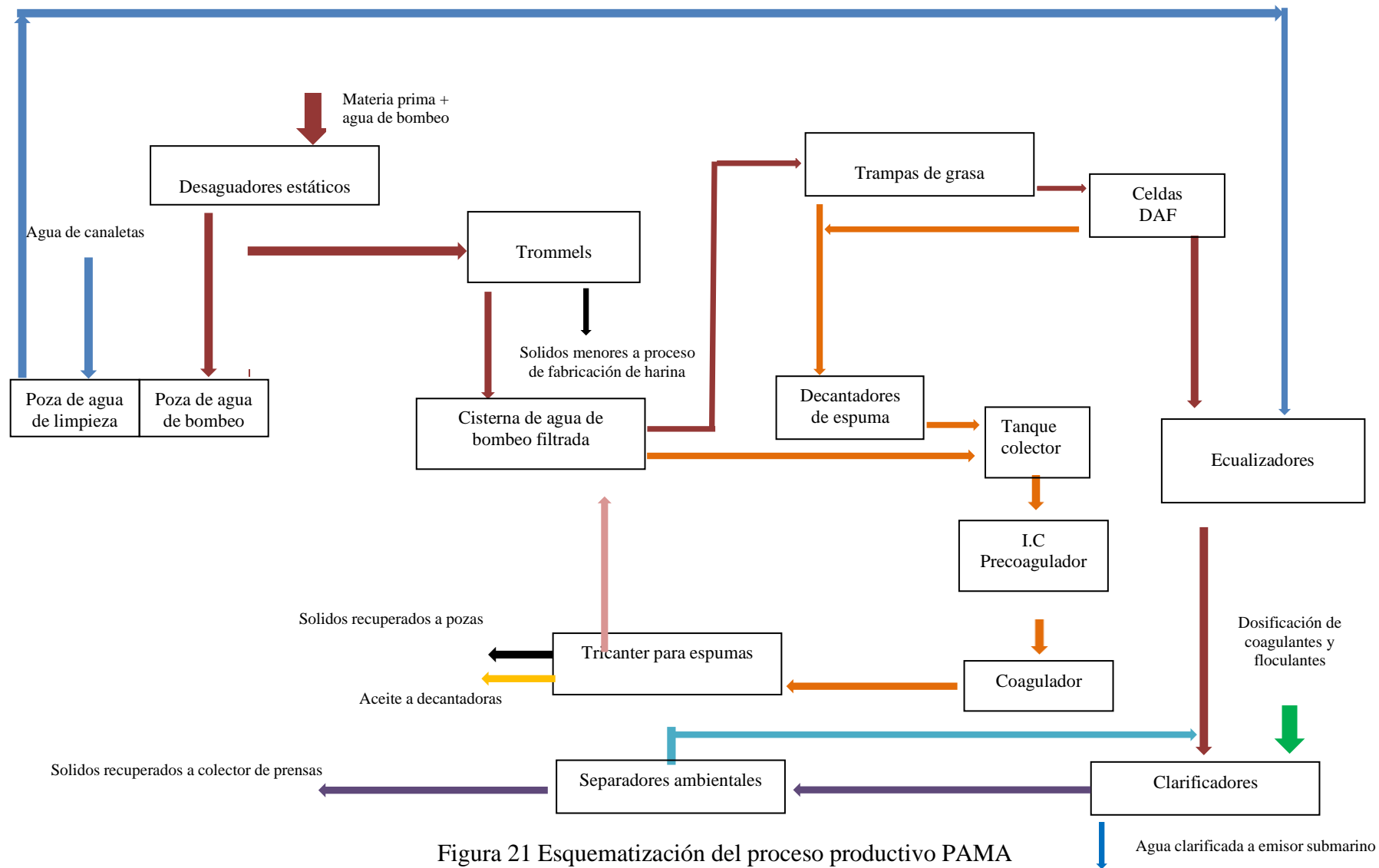


Figura 21 Esquemización del proceso productivo PAMA

Fuente: Elaboración Propia.

### 3.1.2 Equipamiento de generadores de vapor de planta:

Se cuenta con el siguiente equipamiento de calderos pirotubulares:

Tabla 01 Características de calderos pirotubulares

Caldero N° 1	
Marca	Distral
Modelo	D3B-900- 150
Potencia	900 BHP
Combustible	Dual (Gas Natural-Petróleo Residual 500)
Detalles técnicos	Máxima producción 13 toneladas de vapor/hora con eficiencia de 85%
Caldero N°2	
Marca	Johnston Boiler
Modelo	PFTA 800- 4MG-150S
Potencia	800 BHP
Combustible	Dual (Gas Natural-Petróleo Residual 500)
Detalles técnicos	Máxima producción 11,7 toneladas de vapor/hora con eficiencia de 85%
Caldero N° 3 y N° 4	
Marca	Johnston Boiler
Modelo	PFTA 1200- 4LG-125W
Potencia	1 200 BHP
Combustible	Dual (Gas Natural-Petróleo Residual 500)
Detalles técnicos	Máxima producción 17 toneladas de vapor/hora con eficiencia de 85%
Caldero N° 5	
Marca	Johnston Boiler
Modelo	PFTA 1000- 4LG-150S
Potencia	1 000 BHP
Combustible	Dual (Gas Natural-Petróleo Residual 500)
Detalles técnicos	Máxima producción 14,5 toneladas de vapor/hora con eficiencia de 85%
Caldero N°6	
Marca	Johnston Boiler
Modelo	PFTA 1500- 4HG-150
Potencia	1 500 BHP
Combustible	Dual (Gas Natural-Petróleo Residual 500)
Detalles técnicos	Máxima producción 22 toneladas de vapor/hora con eficiencia de 85%

Fuente: Empresa COPEINCA SA

### Referente a la generación de vapor.

Se cuenta con 06 calderas pirotubulares de 4 pasos con quemadores duales (gas natural y Petróleo Bunker) de operación automática, en función a los requerimientos de vapor de planta con una presión de generación de 6,5 bar (mínimo) y 8 bar (máximo). Actualmente la caldera 01 se encuentra en condición de mantenimiento mayor, por lo cual el calculo se realiza a 150 ton/h. La eficiencia térmica de los calderos se presenta en la tabla 02, el cual se ha conseguido con el afinamiento de la combustión manteniendo el exceso de aire en un valor de 15% para la combustión del gas natural y en caso de déficit de combustible también puede emplear petróleo residual 500. Cada 02 meses una consultora externa realiza el afinamiento de la combustión.

Tabla 02 Reporte de evaluación de calderos

Parámetro	Caldero 02	Caldero 03	Caldero 04	Caldero 05	Caldero 06
Temperatura de gases (°C)	178	174	181	172	179
Temperatura de agua de alimentación (°C)	90	90	90	90	90
% CO <sub>2</sub>	9,5	9,6	9,9	9,7	9,8
% O <sub>2</sub>	3,9	3,9	3	3,7	3,8
Flujo gas natural (m <sup>3</sup> /h)	0		0	0	0
Índice de Bacharach	0	0	0	0	0
Presión de operación (bar)	8	8	8	8	8
Eficiencia (%)	86,36%	86,54%	86,53%	86,77%	86,53%

Fuente: Reporte de medición empresa.

### Referente a la recuperación de condensados y generación de vapor flash.

#### El vapor es saturado es suministrado:

Área de Cocinado formado por 04 cocinadores indirectos del tipo rotativo a una velocidad de 5 a 4,5 rpm de velocidad. El vapor saturado se inyecta por el eje interno de los

cocinadores y por las chaquetas laterales de las mismas. El vapor saturado cede su calor latente a la materia prima a cocinar la cual se encuentra a una temperatura máxima de 95 °C, Luego el condensado (en forma de líquido saturado) es derivado al sistema de generación de vapor flash.

Tabla 03 Reporte de evaluación de cocinadores

<b>Parámetro</b>	<b>Cocina 01</b>	<b>Cocina 02</b>	<b>Cocina 03</b>	<b>Cocina 04</b>
Capacidad (Toneladas/hora)	42	42	42	42
Marca	Atlas Fima	Atlas Fima	Fabtech	Fabtech
Modelo	AF-50	AF-50	C1-11616-30-1S	C1-11616-30-1S
Presión (bar)	5	5	5	5
Consumo de vapor (Ton. /h)	5,8	5,8	5,8	5,8

Fuente: Elaboración propia con información de la empresa.

Área de Pre-secado formado por 03 secadores indirectos a vapor del tipo Rotatubos, en el cual el vapor saturado ingresa en contracorriente al flujo de mix (mezcla de torta de prensa, torta de secadores y concentrado). El vapor ingreso a través del eje interno de los secadores. El vapor saturado cede su calor latente al mix, él cual se encuentra a una temperatura de 60 °C. Luego el condensado (en forma de líquido saturado) es derivado al sistema de generación de vapor flash.

Tabla 04 Reporte de evaluación de secadores rotatubos

<b>Parámetro</b>	<b>Secador Rotatubos- 01</b>	<b>Secador Rotatubos- 02</b>	<b>Secador Rotatubos- 03</b>
Capacidad (Ton. /hora)	60	60	60
Marca	HAARSLEV INDUSTRIES	HAARSLEV INDUSTRIES	HAARSLEV INDUSTRIES
Modelo	RTD 3522-22	RTD 3522-22	RTD 3522-22
Presión (bar)	5	5	5
Consumo de vapor (Ton. /h)	12,3	12,3	12,3

Fuente: Elaboración propia con información de la empresa.

Área de Secado formado por 04 secadores indirectos a vapor del tipo Rotadiscos, en el cual el vapor saturado ingresa en contracorriente al flujo de harina pre-secada la cual pierde humedad desde 23% hasta 7,8 % (mezcla de torta de prensa, torta de secadores y concentrado). El vapor ingreso a través del eje interno de los secadores y las chaquetas de las mismas. El vapor saturado cede su calor latente al mix, él cual se encuentra a una temperatura de 60 °C. Luego el condensado (en forma de líquido saturado) es derivado al sistema de generación de vapor flash.

Tabla 05 Reporte de evaluación de secadores rotadiscos

<b>Parámetro</b>	<b>Secador Rotadiscos- 01</b>	<b>Secador Rotadiscos- 02</b>	<b>Secador Rotadiscos- 03</b>	<b>Secador Rotadiscos- 04</b>
Capacidad (Toneladas/hora)	42	42	42	42
Marca	Atlas Fima	Atlas Fima	Atlas Fima	Atlas Fima
Modelo	ADD-1968	ADD-1968	ADD-1968	ADD-1968
Presión (bar)	5	5	5	5
Consumo de vapor (Ton. /h)	8,4	8,4	8,4	8,4

Fuente: Elaboración propia con información de la empresa.

Área de PAMA. En el área de PAMA se cuenta con 03 intercambiadores de calor pre-coaguladores y un tanque coagulador. En los pre-coaguladores se inyecta el vapor directo a 2 bar de presión, mientras que en el coagulador se inyecta vapor proveniente del sistema de generación de vapor flash.

Tabla 06 Reporte de evaluación de equipos PAMA

Parámetro	Pre coagulador 1	Pre coagulador 2	Pre coagulador 3	Coagulador
Capacidad (Toneladas/hora)	4,5	4,5	4,5	15
Marca	Fabricación nacional	Fabricación nacional	Fabricación nacional	Fabricación nacional
Suministro	Vapor directo	Vapor directo	Vapor directo	Vapor flash
Presión (bar)	2	2	2	1.5
Consumo de vapor (Ton. /h)	0,12	0,12	0,12	0,18

Fuente: Elaboración propia con información de la empresa.

Área de Calentamiento de fluidos de proceso. Está formado por 02 calentadores de licores de prensa y 02 calentadores de licores de separadoras, los cuales son calentados con vapor flash. El flujo de licor de prensa a calentar desde 60 a 90 °C es 121 kg/hora de flujo continuo. El flujo de licor de separadoras a calentar desde 60 a 90 °C es 112 kg/hora de flujo continuo. El vapor flash empleado es de forma indirecta.

### 3.1.3 Suministro del agua de alimentación a calderos.

El condensado proveniente del área de secadores y cocinas ingresan al área de generación de vapor flash, posteriormente los condensados recuperados a baja presión (condensados del vapor flash y los líquidos saturados de la descarga del tanque flash son retornados al tanque desareador el cual tiene una capacidad de 9,42 m<sup>2</sup> (3 metros de largo y 2 metros de diámetro en el colector horizontal) ubicado a una altura de 12,0 m sobre el nivel de operación de las bombas de suministro de agua al caldero. La temperatura promedio es 90 °C dentro del tanque desareador. Luego el agua de alimentación es suministrada a cada caldero mediante bombas verticales de caudal variable a una presión de descarga de 20 bar.



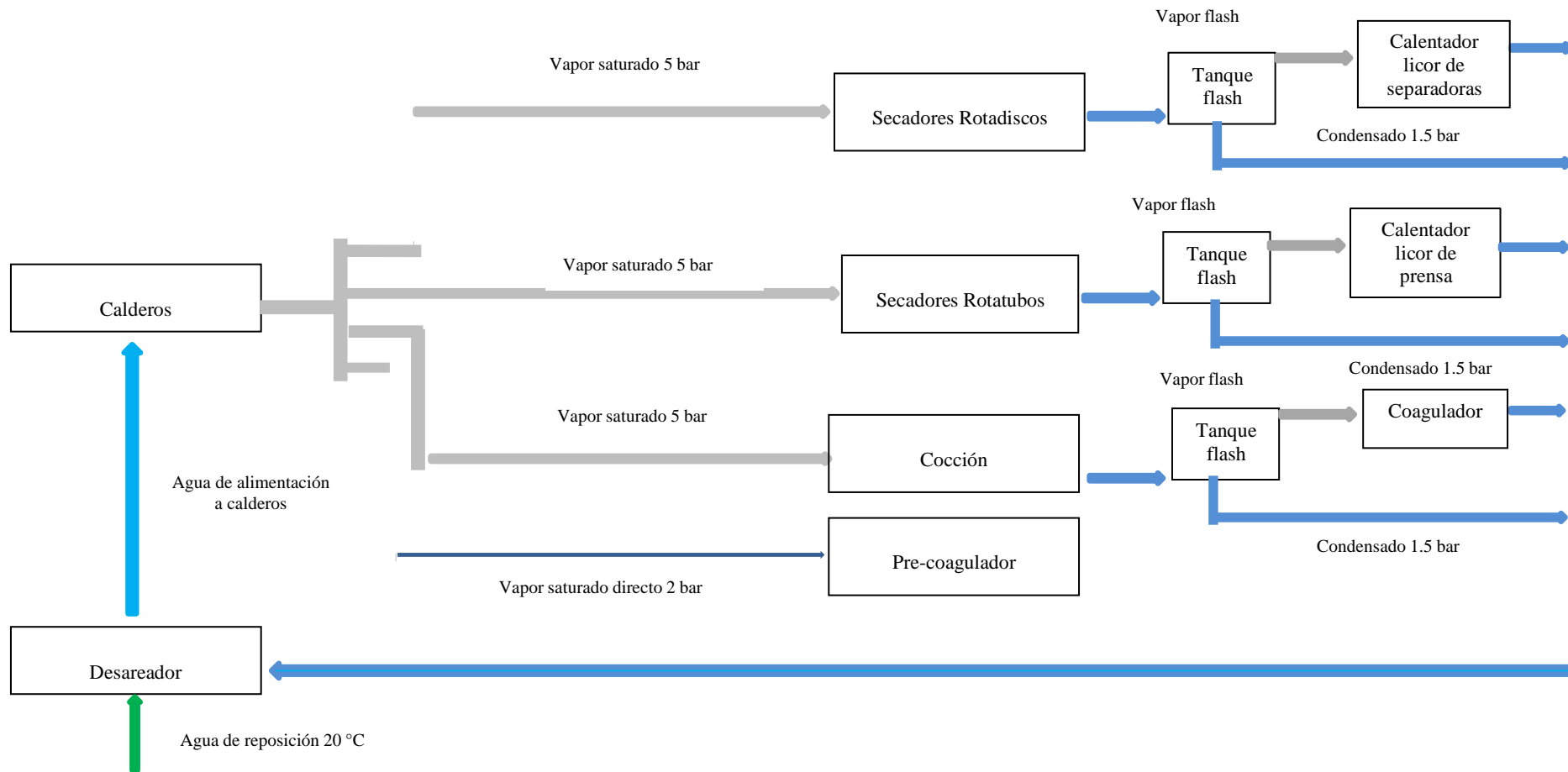


Figura 22 Distribución de vapor y recuperación de condensados

Fuente: Elaboración Propia.

### 3.2 Método.

3.2.1 La Investigación es del tipo: pre -experimental, de naturaleza descriptiva y cuantitativa.

3.2.2 El diseño de la investigación pre- experimental se utiliza para establecer una relación entre la causa y el efecto de una situación. Es un diseño de investigación donde se observa el efecto causado por la variable independiente sobre la variable dependiente.



O1: Condiciones de temperatura de ingreso al caldero con sistema convencional.

O2: Condiciones de temperatura de ingreso al caldero con sistema de recuperación de calor óptimo.

X: Sistema de recuperación de calor óptimo para el agua de alimentación de calderas.

OE: Objeto de estudio.

### 3.2.3 Metodología de cálculo:

Se presenta la siguiente secuencia del cálculo par obtención de resultados y discusión realizado en el presente informe:

- Balance de energía en el sistema de distribución de vapor y recuperación de condensados para determinar el flujo de energía terciaria (vapor flash) disponible por áreas de calentamiento.
- Balance de energía en el sistema de suministro de agua actual para calderas

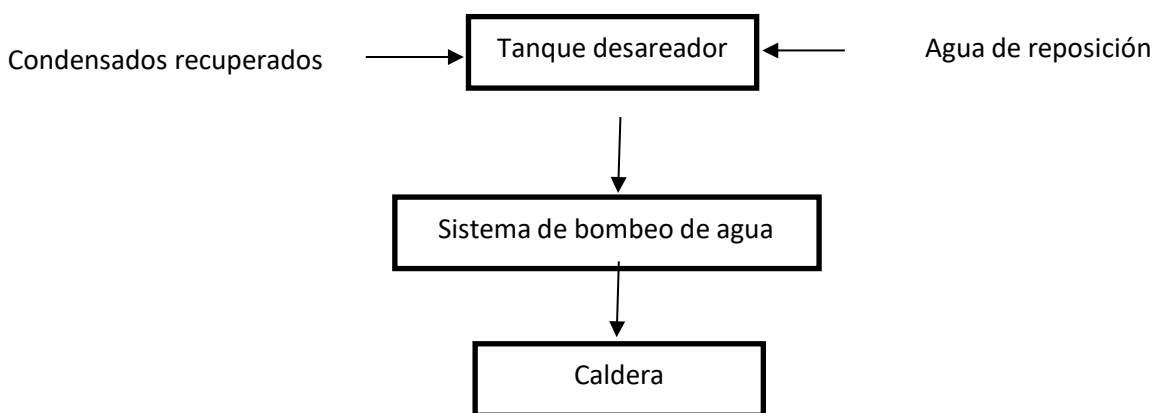


Figura 23 Distribución de flujos agua de calderas

- Determinar el número de calentadores a instalar y la disposición de las corrientes fluidas en el sistema de alimentación de agua de calderas con la finalidad de incrementar la temperatura del agua de alimentación utilizando los flujos disponibles.

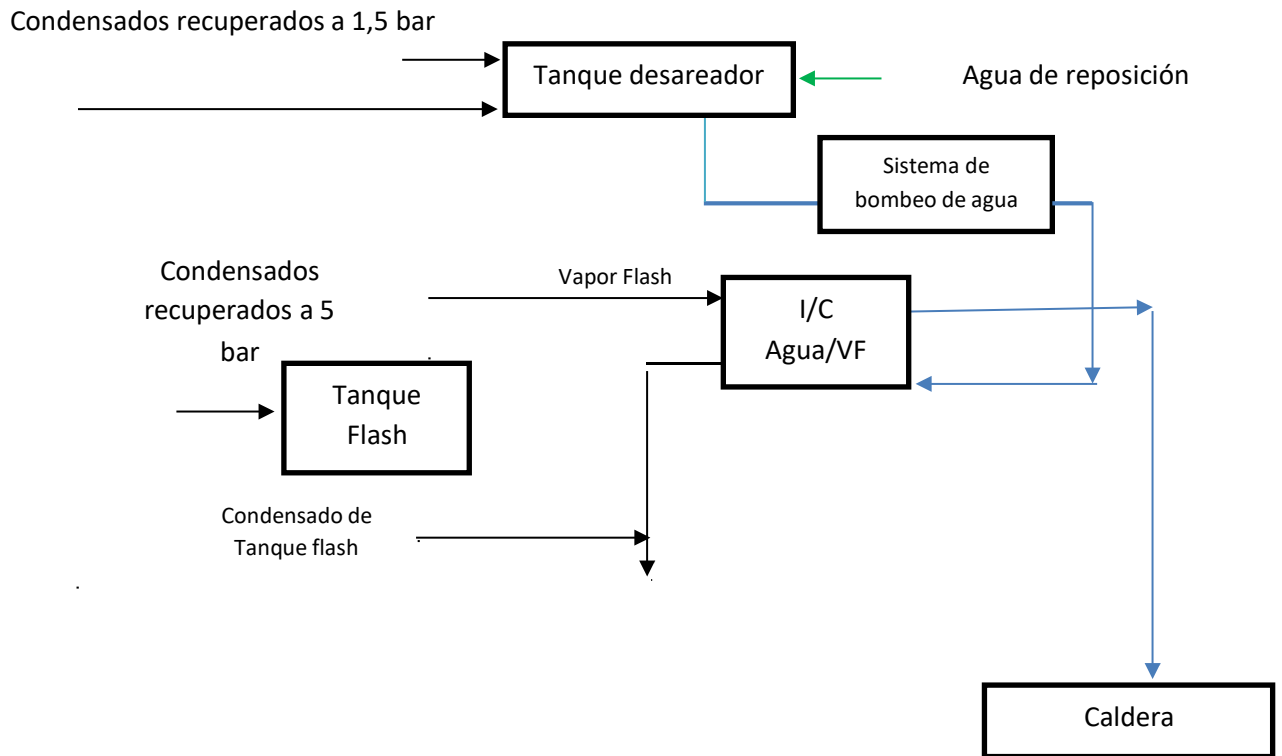


Figura 24 Sistema propuesto de alimentación de agua de calderas

Fuente: Elaboración Propia.

- Evaluar el efecto del sistema óptimo de calentamiento de agua en el consumo de combustible en calderas y desempeño del mismo.

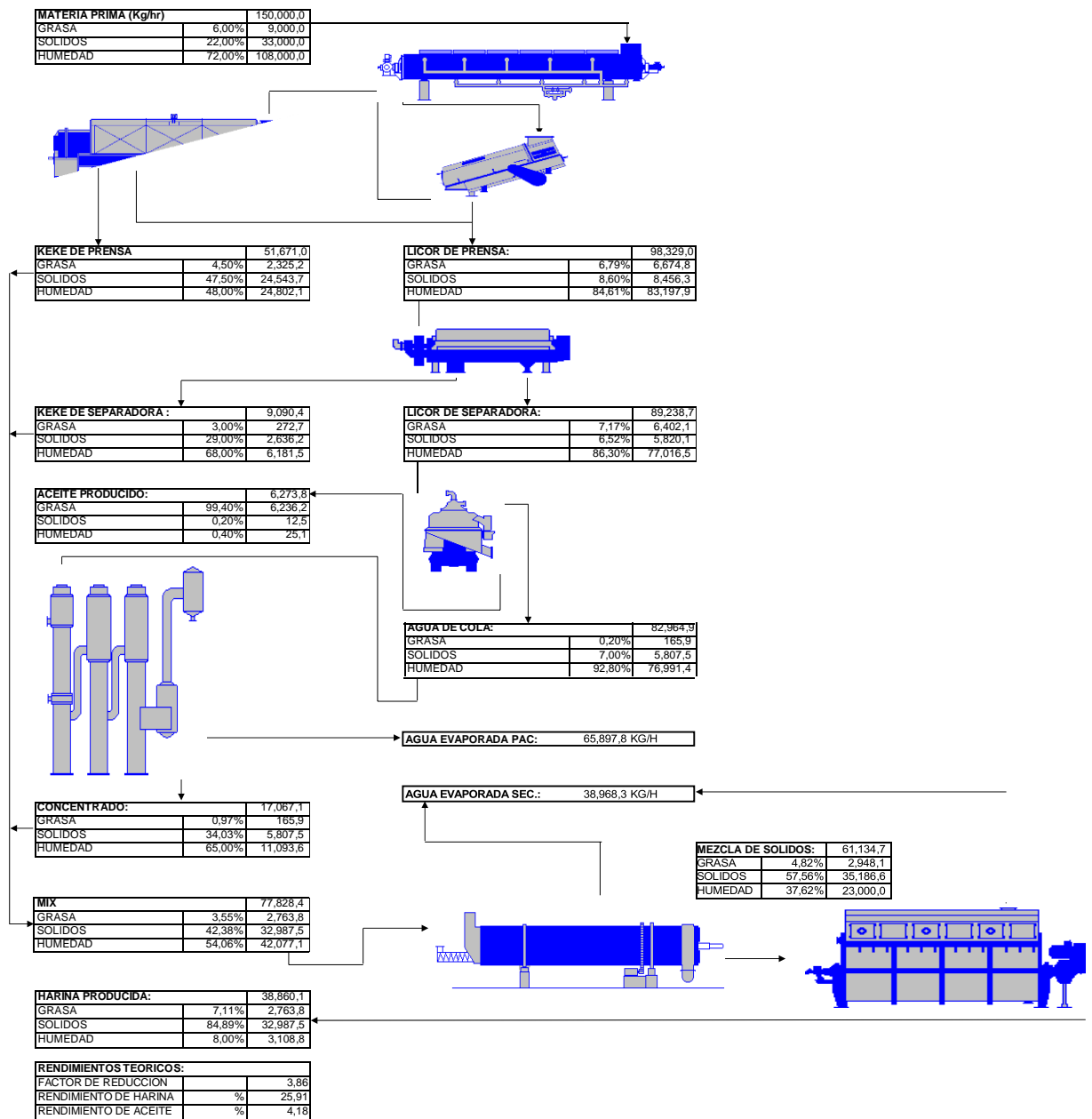


Figura 24 Balance de masa -Producción 150Ton/h

Fuente: Elaboración Propia.

#### 4. Capítulo IV: Resultados y Discusión.

##### 4.1 Balance de energía en el sistema de recuperación de condensados para obtener vapor flash.

###### 4.1.1 Cuantificación del vapor suministrado generado.

Según las tablas 3, 4, 5 y 6 se determina el flujo de vapor saturado real suministrado a las áreas consumidoras de calor que dispone la planta.

Tabla 07 Flujo de vapor total requerido en planta-150 t/h de producción

Área	Capacidad de producción nominal	Capacidad de producción real	Flujo masico de vapor	Condiciones de presión
Cocción	168,0	150,0	20,8	5
Presecado	180,0	150,0	30,9	5
Secado	168,0	150,0	30,0	5
PAMA	13,5	13,5	0,36	2
Total			82,03	

Fuente: Elaboración propia con información de la empresa.

Seguidamente se determina el flujo de vapor que produce cada caldero en función a su capacidad de producción:

Por ejemplo, para el Caldero N° 2, tomando en cuenta los valores de la tabla 2.

$h_2 = 2767,5 \text{ kJ/kg}$  (obtenido de tablas de vapor a  $P=8 \text{ bar}$  en estado de vapor saturado).

$h_1 = 378,4 \text{ kJ/kg}$  (obtenido de tablas de vapor a  $P=20 \text{ bar}$  y  $T=90 \text{ °C}$  en estado de líquido comprimido).

$PCI = 9300 \text{ kcal/m}^3 = 39710 \text{ kJ/m}^3$ .

$\dot{m}_{GN} = 802,5 \text{ m}^3/\text{h}$

$\eta = 86,36\%$

$$m_{GN} = \frac{\eta * \dot{m}_c * PCI}{(h_2 - h_1) * 100\%}$$

$$\dot{m}_{GN} = \frac{86,36 * 802,5 * 39710}{(2767,3 - 378,4) * 100} = 11519 \frac{kg}{h} = 11,52 \frac{Ton}{h}$$

Se determina el factor de carga con la cual operan cada uno de los calderos:

$$\text{Factor de Carga} = \frac{11\,519 * (2\,767,3 - 378,4)}{8\,437 * 4,18} * 100\% = 97,5\%$$

*800 BHP*

Seguidamente se presenta el reporte de operación real de los calderos para una operación de 150 t/h de proceso productivo.

Tabla 08 Reporte de operación real

Parámetro	Caldero 02	Caldero 03	Caldero 04	Caldero 05	Caldero 06
Potencia	800	1200	1200	1000	1500
Temperatura de gases (°C)	178	174	181	172	179
Temperatura de agua de alimentación (°C)	90	90	90	90	90
Presión de operación (bar)	8	8	8	8	8
Eficiencia (%)	86,36%	86,54%	86,53%	86,77%	86,53%
Entalpia de ingreso de agua 20 bar y 90°C	378,4	378,4	378,4	378,4	378,4
Entalpia de vapor saturado a 8 bar	2 767,5	2 767,5	2 767,5	2 767,5	2 767,5
Flujo de calor útil (MJ/h)	27 520,579	41 409,866	41 405,081	34 466,704	51 679,039
Flujo de calor suministrado (MJ/h)	31 867,275	47 850,550	47 850,550	39 721,913	59 723,840
Poder calorífico GN	39 710	39 710	39 710	39 710	39 710
Flujo de GN m <sup>3</sup> /h	802,5	1 205	1 205	1 000,3	1 504
Flujo de vapor (kg/h)	11 519	17 333	17 331	14 427	21 631
Factor de Carga (%)	97,5%	97,8%	97,8%	97,7%	97,7%

Fuente: Elaboración propia

El flujo de vapor total generado en calderos es igual a: 82,24 Ton/h.

Se verifica el error entre la demanda requerida en planta por los equipos consumidores de calor y la oferta suministrada de vapor saturado por los calderos.

Demanda de vapor 82,03 Ton/h.

Oferta de vapor 82,24 Ton/h.

Por lo tanto, se tiene un factor de perdidas entre lo ofertado y lo demandado de:

$$\text{Perdidas} = 82,24 - 82,03 = 0,21 \text{ Ton/h}$$

$$\% \text{ perdidas} = \frac{0,21}{82,24} * 100\% = 0,25\%$$

Se determinan seguidamente los indicadores de desempeño energético:

Costo unitario del Gas Natural = 1,8 S/. / m<sup>3</sup> (Precio puesto en planta-Calidda Gas Natural Perú)

Factor de emisiones para el gas natural: 56,1 Ton CO<sub>2</sub> equivalentes emitidos/TJ (Fuente: Directrices del IPCC de 2006 para los inventarios nacionales de gases de efecto invernadero - Volumen 2: Energía, pág. 2.16 - 2.17)

Según, Tabla 8 se tiene un consumo total de combustible de 5 716,8 m<sup>3</sup> /h y un flujo masico de vapor de 82,24Toneladas de vapor/hora.

Según balance de masas (Figura 26) la producción es de 38,86 Ton. de harina/h

Para el IDET:

$$\text{IDET} = \frac{5\,716,8 \frac{m^3}{h}}{38,86 \frac{\text{Ton}}{h}} = 147,11 \frac{m^3}{\text{Ton de vapor}}$$

Para el IDEE:

$$\text{IDEE} = \frac{5\,716,8 \frac{m^3}{h} * (1,8 \frac{S/}{m^3})}{38,86 \text{ Ton/h}} = 264,8 \frac{S/}{\text{Ton de harina}}$$

Para el IDEA:

$$\text{CO}_2 \text{ emitido a la atmosfera} = 5\,716,8 \frac{m^3}{h} * 0,64 \frac{kg}{m^3} * 39\,710 \frac{kJ}{kg} * 10^9 \frac{TJ}{kJ} * 56,1 \frac{\text{Ton CO}_2}{TJ}$$

$$\text{CO}_2 \text{ emitida la atmosfera} = 8,15 \frac{\text{Ton CO}_2}{h}$$

*h*



$$IDEA = \frac{8,15 \frac{\text{Ton } CO_2}{h}}{38,86 \frac{\text{Ton}}{h}} = 0,209 \frac{\text{Ton } CO_2 \text{ emitido}}{\text{Ton de harina}}$$

#### 4.1.2 Balance de energía en el sistema suministro de agua de calderos.

Se tienen las siguientes consideraciones de para el sistema de suministro de agua de calderos:

Flujo de agua necesaria en calderos = 82,24 Ton/h ingresante a 90 °C y 20 bar de presión.

Flujo de condensado recuperado desde tanques flash a 1,5 bar y 111°C y Flujo de condensado recuperado desde sistemas de calentamiento y coagulador a 1.5 bar y 111 °C.

$$\text{Flujo de agua de reposicion} = (82\ 240 - \dot{m}_c) \text{ kg/h}$$

El flujo masico de agua de reposición ingresa a 20 °C al tanque desareador, el cual es un agua con 0ppm de dureza.

Se realiza un balance de energía en el tanque de agua de alimentación.

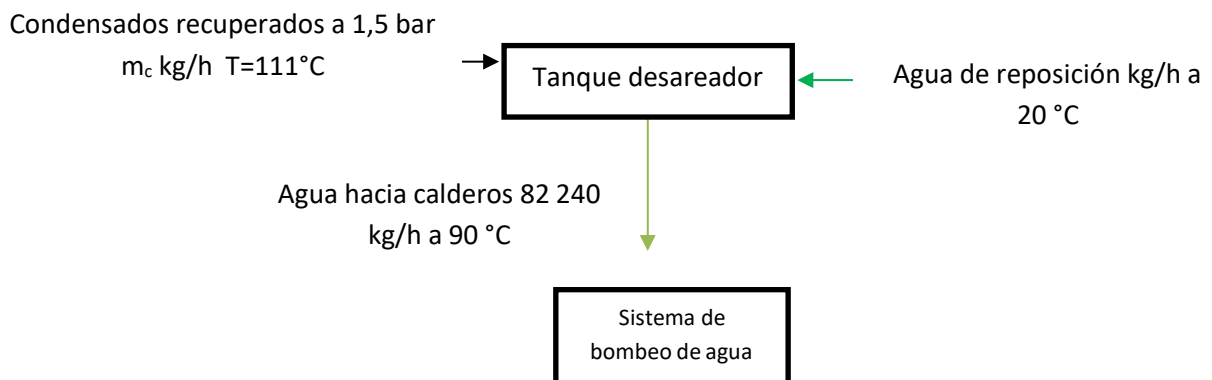


Figura 25 Balance de energía en tanque desareador

Fuente: Elaboración Propia.

$$\dot{m}_{AR} * C_{pAR} * 20^{\circ}C + \dot{m}_c * h_c = \dot{m}_{AC} * C_{pAC} * 90^{\circ}C$$

$$(82\ 240 - \dot{m}_c) * 4,18 * 20^{\circ}C + \dot{m}_c * h_c = 82\ 240 * 4,18 * 90^{\circ}C$$

$$\dot{m}_c = 62\,747 \text{ kg/h}$$

Por lo el flujo masico de agua de reposición es:

$$\dot{m}_{AR} = 19\,493 \text{ kg/h}$$

Existiendo un porcentaje de agua de reposición de :

$$\% \text{ Agua de repocision} = \frac{19\,493}{82\,747} * 100\% = 23,7 \%$$

$$\% \text{ Condensado recuperado} = 100 - 23,7 = 76,3\%$$

#### 4.2 Balance de energía en el sistema de recuperación de condensados.

Identificación de los condensados actualmente recuperados, considerando 76,3% de perdidas en la red de condensados por purgas (Valor recomendado para redes de distribución y recuperación de condensados de baja presión)

Tabla 09 Condensados recuperados de planta-150 t/h de producción

Área	Flujo masico de vapor	Condición de recuperación	Condensados actualmente recuperados	Recuperación de vapor flash
Cocción	20,8	Si	El 76,3% de 20,8 kg/h	Hacia coagulador 0,18 kg/h a 1,5 bar
Presecado	30,9	Si	El 76,3% de 30,9 kg/h	Hacia licor de separadora 0,112 kg/h a 1,5 bar
Secado	30,0	Si	El 76,3% de 30,0 kg/h	Hacia licor de prensa 0,121 kg/h a 1,5 bar
PAMA	0,36	No	-----	-----
Total	82,06		62,74	

Fuente: Elaboración propia,

Seguidamente aplicando las ecuaciones 3 y 4 determinamos el valor real del vapor flash generado.

Por ejemplo, para los condensados recuperados del proceso de cocción.

Condiciones de ingreso al tanque flash:

Presión de entrada : 5 bar.

Flujo masico (m1) : 20 800 kg/h \*0,764 = 15 891 kg/h

Entalpia (h1) : 640,1 kJ/kg (Liquido saturado a 5 bar de presión).

Condiciones de generación de vapor flash:

Presión : 1,5 bar.(Temperatura de saturación 111 °C)

Entalpia(h2) : 467,1 kJ/kg (Liquido saturado a 1,5 bar de presión)

Entalpia(h3) : 2 693,4 kJ/kg (vapor saturado a 1,5 bar de presión)

$$m1 = m2 + m3$$

$$15 891 = m2 + m3$$

$$m2 = 15891 - m3$$

$$m1 * h1 = ((15 891 - m3) * h2) + (m3 * h3)$$

$$15 891 * 640,1 = ((15 891 - m3) * 467,1) + (m3 * 2 693,4)$$

$$m3 = 1 234,9 \text{ kg/h}$$

Del vapor flash generado solo se aprovecha:

$$\% \text{ Vapor flash}_{\text{cocinas}} \text{aprovechado} = \frac{180}{1 234,9} * 100\% = 14,58 \%$$

Se presentan los resultados del grado de aprovechamiento del vapor flash generado:

Tabla 10 Porcentaje de vapor flash aprovechado

Área	Flujo masico de condensado kg/h	Flujo masico de vapor flash generado (kg/h)	% de condensado aprovechado para generar vapor flash
Cocción	15 975	1 241,4	14,50%
Presecado	2 3732	1 844,1	6,07%
Secado	23 041	1 790,4	6,76%
Total	62 747	4 875,9	8,47%

Fuente: Elaboración propia.

### **4.3 Propuesta de nuevo sistema de alimentación de agua en calderas.**

Para la propuesta del nuevo sistema de agua de alimentación se tiene en cuenta la figura 26, para lo cual se han tenido en cuenta las siguientes consideraciones:

- El vapor flash es generado a una presión de 2 bar a diferencia del proceso actual que es a 1,5 bar.
- El vapor flash generado a 2 bar se deriva 360 kg/h a zona de calentamiento de fluidos y lo restante es empleado en un calentador de agua presurizada a 20 bar calentándola desde 90 °C hasta 112 °C por medio del vapor flash a presión de 2 bar cediendo su calor de vaporización. El agua caliente al final del proceso alcanza la temperatura de 112 °C (siendo la temperatura de saturación a 20 bar de 212 °C, con lo cual puede permanecer en estado de líquido comprimido, antes de ingresar al caldero).
- El condensado generado por el vapor flash desde el tanque flash se mezcla el vapor flash que se a condensado del calentador de agua presurizada, se regula la presión hasta 1,5 bar que es la presión del desareador e ingresan a este para mezclarse y calentar el agua de reposición.
- Desde el desareador, que es mezclador de los condensados calientes y el agua de reposición, sale un flujo masico de agua caliente a 90 °C rumbo a la bomba de agua que impulsa el agua hasta 20 bar de presión rumbo al calentador de agua presurizada y luego hacia los calderos.

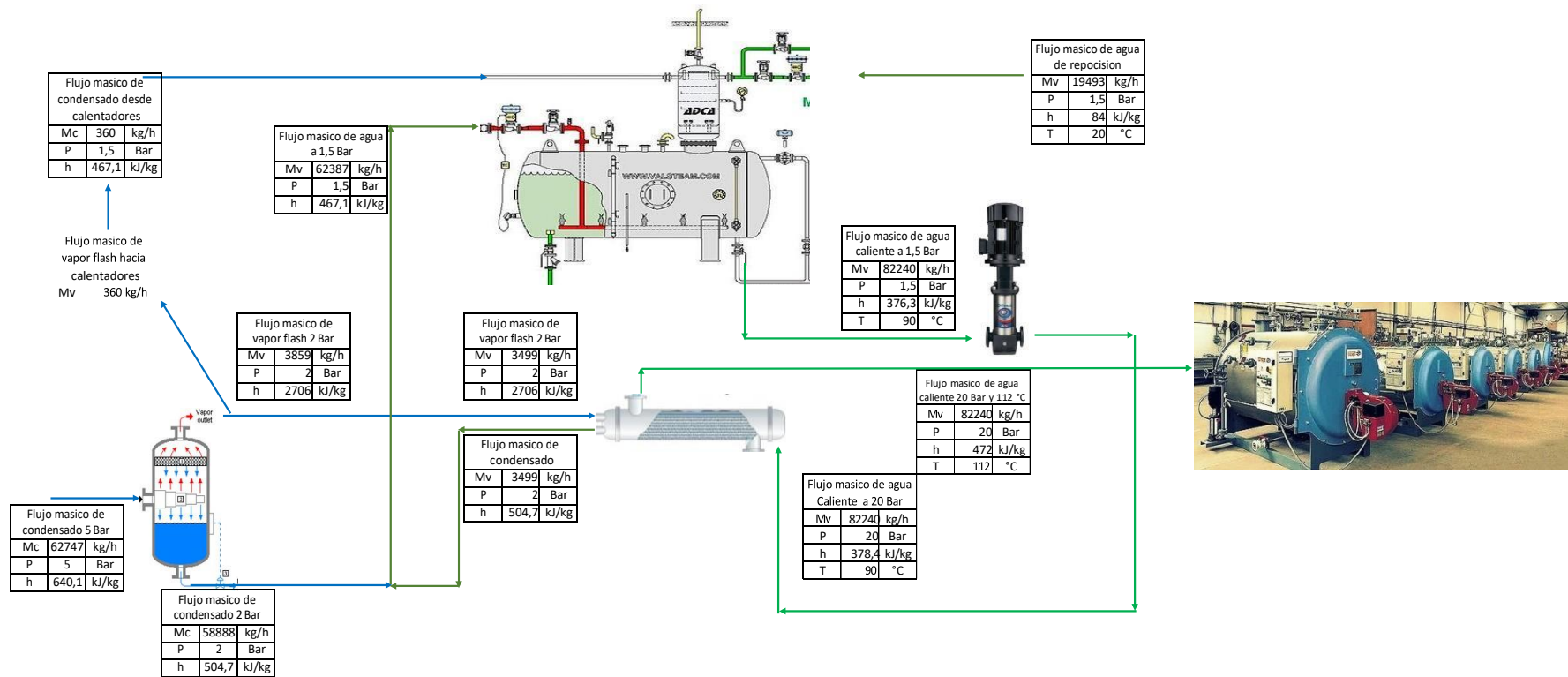


Figura 27 Propuesta de sistema de alimentación de agua  
Fuente: Elaboración Propia.

El análisis pinch de temperatura para el agua de alimentación es como sigue:

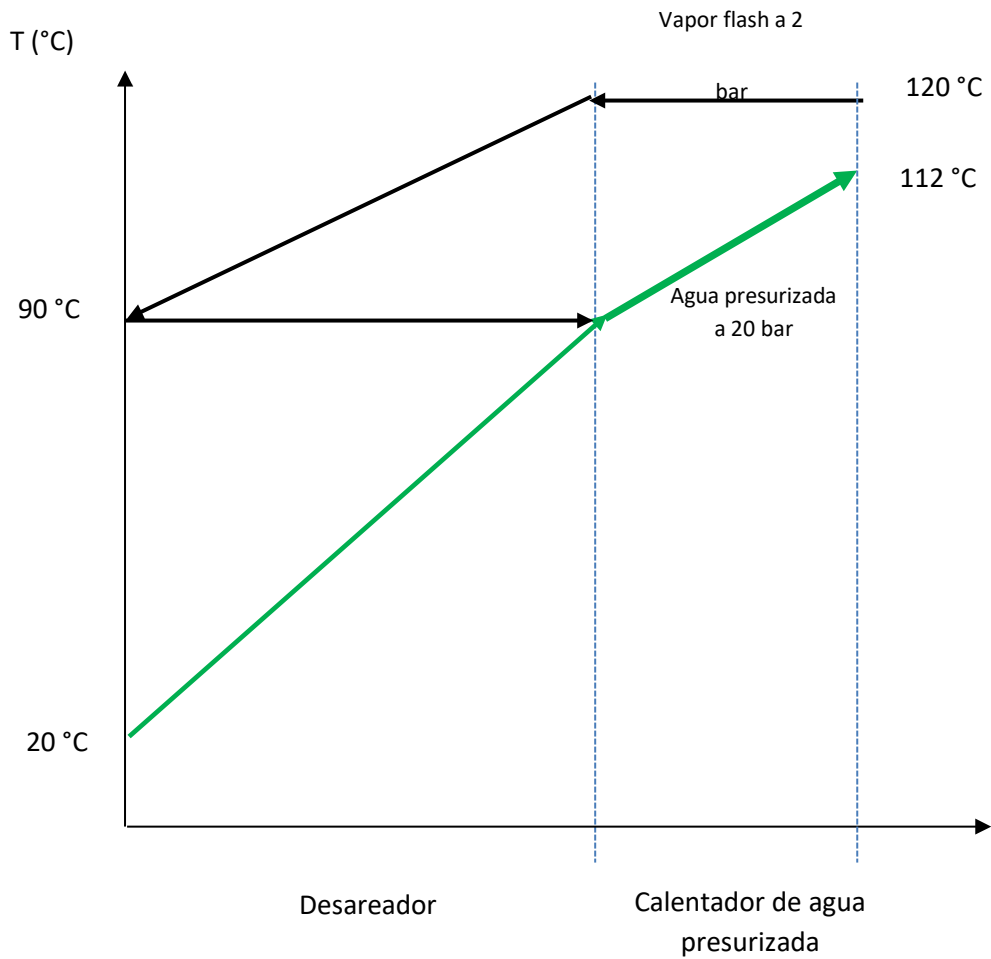


Figura 28 Análisis pinch de propuesta para agua de alimentación

Fuente: Elaboración Propia.

#### 4.4 Mejora de los indicadores de desempeño energético.

a. Cálculo del nuevo consumo de combustible:

Por ejemplo, para el Caldero N° 2, tomando en cuenta los valores de la tabla 2.

$h_2 = 2\,767,5 \text{ kJ/kg}$  (obtenido de tablas de vapor a  $P= 8 \text{ bar}$  en estado de vapor saturado).

$h_1 = 469,8 \text{ kJ/kg}$  (obtenido de tablas de vapor a  $P= 20 \text{ bar}$  y  $T= 112 \text{ °C}$  en estado de líquido comprimido).

$\text{PCI} = 9\,300 \text{ kcal/m}^3 = 39\,710 \text{ kJ/m}^3$ .

$\eta = 86,36\%$

$$\dot{m}_v = 11,52 \frac{Ton}{h}$$

$$\dot{m}_{GN} = \frac{\dot{m}_v * (h_2 - h_1) * 100\%}{\eta * P_{ci}}$$

$$\dot{m}_{GN} = \frac{11\,520 * (2\,767,5 - 469,8) * 100\%}{83,36\% * 39\,710}$$

$$\dot{m}_{GN} = 771,8 \text{ m}^3/\text{h}$$

Seguidamente se presenta el reporte de operación mejorada con temperatura de ingreso de agua de alimentación a calderos de 112 °C.

Tabla 11 Reporte de operación con agua de alimentación a calderos de 112°C

Parámetro	Caldero 02	Caldero 03	Caldero 04	Caldero 05	Caldero 06
Potencia	800	1200	1200	1000	1500
Temperatura de agua de alimentación (°C)	90	90	90	90	90
Presión de operación (bar)	8	8	8	8	8
Eficiencia (%)	86,36%	86,54%	86,53%	86,77%	86,53%
Entalpia de ingreso de agua 20 bar y 90°C	469,8	469,8	469,8	469,8	469,8
Entalpia de vapor saturado a 8 bar	2767,5	2767,5	2767,5	2767,5	2767,5
Flujo de vapor (kg/h)	11519	17333	17331	14427	21631
Flujo de GN m <sup>3</sup> /h	771,8	1158,9	1158,9	962,0	1446,5

Fuente: Elaboración propia

El flujo de combustible total consumido es de 5 498,1 m<sup>3</sup>/h.

- b. Nuevos indicadores de desempeño energético.

Se determinan seguidamente los indicadores de desempeño energético mejorados:

Costo unitario del Gas Natural = 1,8 S/. / m<sup>3</sup> (Precio puesto en planta-Calidda Gas Natural Perú)

Factor de emisiones para el gas natural: 56,1 Ton CO<sub>2</sub> equivalentes emitidos/TJ (Fuente: Directrices del IPCC de 2006 para los inventarios nacionales de gases de efecto invernadero - Volumen 2: Energía, pág. 2.16 - 2.17)

Según, Tabla 11 se tiene un flujo de combustible total consumido es de 5 498,1 m<sup>3</sup>/h.

Según balance de masas (Figura 26) la producción es de 38,86 Ton. de harina/h

Para el IDET:

$$\text{IDET} = \frac{5\,498,1 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{38,86 \frac{\text{Ton}}{\text{h}}} = 141,48 \frac{\text{m}^3}{\text{Ton de vapor}}$$

Para el IDEE:

$$\text{IDEE} = \frac{5\,498,1 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * (1,8 \frac{\text{S/}}{\text{m}^3})}{38,86 \text{ Ton/h}} = 254,7 \frac{\text{S/}}{\text{Ton de harina}}$$

Para el IDEA:

$$\text{CO}_2 \text{ emitido a la atmosfera} = 5\,498,1 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 0,64 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 39\,710 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} * 10^9 \frac{\text{TJ}}{\text{kJ}} * 56,1 \frac{\text{Ton CO}_2}{\text{TJ}}$$

$$\text{CO}_2 \text{ emitida la atmosfera} = 7,84 \frac{\text{Ton CO}_2}{\text{h}}$$

$$\text{IDEA} = \frac{7,84 \frac{\text{Ton CO}_2}{\text{h}}}{38,86 \frac{\text{Ton}}{\text{h}}} = 0,2017 \frac{\text{Ton CO}_2 \text{ emitido}}{\text{Ton de harina}}$$

b. Comparación entre indicadores de desempeño energético.

Se presenta el siguiente cuadro comparativo entre indicadores de desempeño energético:



Tabla 11 Reporte de operación con agua de alimentación a calderos de 112°C

Estado/IDE	IDET	IDEE	IDEA
Estado inicial agua de alimentación a 90°C	147,11	264,8	0,209
Propuesta de optimizar temperatura de alimentación hasta 112 °C	141,48	254,7	0,2017
% Mejora	3,8%	3,8%	3,5%

Fuente: Elaboración propia

#### 4.5 Evaluación económica.

Se presentan las tablas 12 y 13 del presupuesto de la propuesta de mejora del sistema de alimentación de agua de los calderos.

Tabla 12 Presupuesto obras preliminares y suministro de equipos

Ítem	Descripción	Und.	Metrado	P.U (S/.)	Subtotal(S/.)
<b>1</b>	<b>OBRAS PRELIMINARES</b>				3 100,00
<b>1,01</b>	Trazo y replanteo topográfico	und	1	500,00	500,00
<b>1,02</b>	Adecuación del terreno	und	1	1 400,00	1 400,00
<b>1,03</b>	Transporte de materiales	glb	1	1,200,00	1 200,00
<b>2</b>	<b>SUMINISTRO DE EQUIPOS</b>				95 000,00
<b>2,01</b>	Calentador de agua presurizada	und	1	45 000,00	45 000,00
<b>2,02</b>	Tuberías ASTM 192 SCH 40 2"	glb	1	15 000,00	15 000,00
<b>2,03</b>	Tuberías ASTM 192 SCH 40 1"	glb	1	12 000,00	12 000,00
<b>2,04</b>	Valvulería	glb	1	8 000,00	8 000,00
<b>2,05</b>	Soportes	glb	1	7 500,00	7 500,00
<b>2,06</b>	Uniones mecánicas	glb	1	4 000,00	4 000,00
<b>2,07</b>	Instrumentación	glb	1	3 500,00	3 500,00

Fuente: Elaboración propia

Tabla 13 Presupuesto de montaje y otros

<b>3</b>	<b>MONTAJE DE CALENTADOR DE AGUA PRESURIZADA</b>				16 100,00
<b>3,01</b>	Excavación de zanjas en terreno normal	m3	2	150,00	300,00
<b>3,02</b>	Cimentación	cjto	1	800,00	800,00
<b>3,03</b>	Montaje de calentador	cjto	1	8 000,00	8 000,00
<b>3,04</b>	Ensamble de uniones	cjto	1	3 000,00	3 000,00
<b>3,05</b>	Acabados	cjto	1	4 000,00	4 000,00
<b>4</b>	<b>MONTAJE DE RED DE TUBERIAS</b>				11 800,00
<b>4,01</b>	Colocación de bases para red de tuberías	cjto	1	1 000,00	1 000,00
<b>4,02</b>	Montaje de tuberías	cjto	1	4 800,00	4 800,00
<b>4,03</b>	Forrado de tuberías con lana de vidrio	cjto	1	5 000,00	5 000,00
<b>4,04</b>	Acoplamiento hacia equipos	cjto	1	1 000,00	1 000,00
<b>5</b>	<b>PRUEBAS Y ENSAYOS</b>				7 000,00
<b>5,01</b>	Prueba hidrostática	und	1	3 000,00	3 000,00
<b>5,02</b>	Pruebas de flujo de condensado y vapor	und	1	1 000,00	1 000,00
<b>5,03</b>	Protocolo de ensayos no destructivos	und	1	3 000,00	3 000,00
<b>6</b>	<b>SUBTOTAL ACTIVIDADES</b>				27 000,00
<b>6,01</b>	Supervisión externa	und	1	1 000,0	10 000,00
<b>6,02</b>	Gastos generales 10%	und	1	3 7325,0	17 000,00
<b>7</b>	<b>SUBTOTAL OBRA</b>				160 000,00
<b>8</b>	<b>IGV</b>				28 800,00
<b>9</b>	<b>TOTAL</b>				188 800,00

Fuente: Elaboración propia

Inversión: Según las tablas 12 y 13 la Inversión es S/. 188 800,00.

Los ingresos totales están referidos a los ahorros obtenidos por la reducción de consumo de gas natural al incrementarse la temperatura del agua de alimentación.

Para un promedio mensual de 50 horas de operación:

$$Produccion\ mes = 38,86 \frac{Ton}{h} * 50 = 1\ 943\ Ton/mes$$

$$Consumo\ mes\ de\ GN = (147,11 - 141,48) * 1\ 973 = 11\ 108\ m^3/mes$$

$$Ahorro\ de\ combustible\ mes = 1,8 * 11\ 108 = 19\ 994,8\ S/$$

Para una temporada promedio de 4 meses de operación:

$$\text{Ahorro anual} = 19\,994,8 * 4 = 79\,979,2$$

Las consideraciones económicas para el cálculo de los indicadores de rentabilidad son los siguientes:

Tasa de Interés del mercado Eléctrico: 12 %.

Periodo de Evaluación del Proyecto: 10 años.

Valor actual neto.

$$\text{VAN} = -\text{INVERSION} + \sum_{t=1}^{10} \frac{\text{INGRESOS} - \text{EGRESOS}}{(1 + i)^n}$$
$$\text{VAN} = -188\,800 + \sum_{t=1}^{10} \frac{79\,979,2}{(1 + 0.12)^{10}} = 397\,694$$

El valor del VAN es S/ 397 694 y siendo un valor positivo, entonces la propuesta de implementación es rentable.

Tasa interna de retorno.

$$0 = -\text{INVERSION} + \sum_{t=1}^{10} \frac{\text{INGRESOS} - \text{EGRESOS}}{(1 + \text{TIR})^n}$$
$$0 = -188\,800 + \sum_{t=1}^{10} \frac{397\,694}{(1 + \text{TIR})^{10}}$$

$$\text{TIR} = 41 \%$$

Se determino un valor de la tasa interna de retorno igual a 1,06% , el cual es un valor superior a la tasa de interés del mercado de 12%, por lo tanto la propuesta de implementación según el presente indicador de rentabilidad es rentable.

Periodo de recuperación de la inversión o pay back.

$$\text{Pay back} = \frac{\text{INVERSION}}{\text{AHORROS}}$$

$$\text{Pay back} = \frac{188\,800}{19\,994,8} = 9,5 = 9 \text{ meses y } 15 \text{ días}$$

#### 4.6 Discusión de resultados.

Para el caso de Bracamonte y Varas (2019) determino la factibilidad de la recuperación de calor entre 2 corrientes una caliente y otra fría de un proceso de elaboración de azúcar, en este caso calientes y frías en el proceso, para ello tuvo que realizar una re-dispocision de equipos en el área de evaporación consiguiendo en este caso incrementar el proceso productivo en 6.92 Ton/h de vapor, mediante el aprovechamiento calor sensible. En nuestro caso también se aprovechó las corrientes fluidas disponibles entre el vapor flash (corriente caliente) y el agua de alimentación a calderos (corriente fría), mediante un calentador de agua presurizada, con el que se consigue una mejora de 3,8% referente a los indicadores de desempeño energético.

Mientras que Montenegro (2015) realizo una optimización para una central térmica convencional de carbón pulverizado mediante el método de pinch análisis aprovechando la diferencia existente las corrientes frías y calientes, consiguiendo aproximarse hasta 10°C, a diferencia del presente informe se logra aproximar en 8°C la corriente caliente (vapor flash 120 °C) y la corriente fría (agua de alimentación de calderos a 20 bar de presión y 112°C) en este es una propuesta para mejorar la temperatura de agua de alimentación la cual se encuentra inicialmente a 90°C.

Por otro lado, Ramos y Valle (2019) se centraron en aprovechar los condensados calientes de los procesos de secado y cocinado en una empresa de harina de pescado para generar vapor flash como energía terciaria, para este caso se aprovecha el fenómeno de expansión para obtener desde los condensados una fracción de vapor flash con un alto valor de su entalpia de vapor saturado a 1,5 bar, este flujo energético obtenido permite un ahorro de

239,55 m<sup>3</sup> /h de gas natural. De manera similar se consigue un ahorro de 218,7 m<sup>3</sup>/h de gas natural con la propuesta de implementación del agua de alimentación para calderos, al colocar un calentador de agua presurizada luego de la bomba de suministro de agua a 20 bar.

Salgado, Gonzales y Cortes (2009) valorizaron las pérdidas en los gases calientes en las chimeneas de calderos, aprovechando su flujo de calor sensible en los procesos 2 corrientes frías como lo es el calentamiento del combustible antes de ser precalentado y del mismo precalentar el agua de alimentación a los calderos. Mediante este aprovechamiento de una corriente caliente (gases de la combustión) se logró tener ahorros de combustible del 1 %, al dejar de generar el valor adicional para los procesos de calentamiento de combustible y agua. Para nuestra investigación se aprovechó una corriente fluida caliente (vapor flash) para calentar el agua de alimentación de calderos salientes del desareador a 90 °C hasta 112 °C, con lo cual se logra un ahorro de 3,8%.

Vargas (2009) en su investigación optó por la integración energética presentando una metodología de evaluación para implementar un proyecto de recuperación de calor sensible de una corriente caliente considerando también aspectos económico y ambiental. Del mismo en la presente investigación se ha conseguido involucrar los IDEs técnico, económico y ambiental para poder determinar la mejora del desempeño energético el cual es de 3,8% para el IDET, 3,8% para el IDEE y 3,5 % para el IDEA.

En el caso de Visbal y Proaño (2014) se desarrolló un análisis de integración energética por el método Pinch, determinando la mejor configuración y selección óptima de la configuración para ello consigue incrementar la temperatura de los calentadores de agua, aunque no lo detalla hace mención que no consigue una adecuada rentabilidad. A diferencia de la presente investigación se ha conseguido valores del VAN, TIR y payback que hacen rentable la propuesta de mejora de la temperatura del agua de alimentación de calderos.

## Conclusiones

- Se realizó un balance de energía en el sistema de suministro de agua el cual tiene un flujo masico de 82 240 kg/h de agua a 90°C salientes del desareador hacia calderos, el cual se realiza con una fracción de los condensados de proceso, los cuales son igual a 62 747 kg/h y 1,5 bar de presión y además se requiere 19 943 kg/h de agua de reposición a 20°C.
- Se realizó un análisis de aprovechamiento de las corrientes fluidas disponibles, en este caso del vapor flash a 2 bar de presión y 120°C el cual se aprovecha para calentar el agua de alimentación salientes de la bomba de agua de alimentación a 30 bar, calentándose el agua desde 90°C a 112°C, obteniéndose un grado de aprovechamiento de 22°C, lo que dará lugar un ahorro de combustible al ingresar a una mayor temperatura del agua de alimentación en los calderos.
- Se han cuantificado la mejora de los indicadores de desempeño con un ahorro de combustible de 218,7 m<sup>3</sup>/h de gas natural mejorando los indicadores de desempeño energético en los siguientes valores: 3,8% para el IDET, 3,8% para el IDEE y 3,5 % para el IDEA.
- Se realizó una evaluación económica determinándose una inversión de S/ 188 898, obteniéndose ahorros económicos al año de S/ 79 979,4 por reducción de consumo de gas natural con la propuesta de mejora del sistema de alimentación de agua a calderos. Se obtuvo en VAN igual a S/ 397 624,863, un TIR de 41% y un pay back de 9 meses y 15 días.
- En respuesta a la hipótesis de la investigación, se demuestra que mediante la instalación de un calentador de agua presurizada luego de la bomba de alimentación de agua aprovechando el vapor flash, la temperatura del agua de alimentación se incrementa desde 90°C a 112°C.

## Recomendaciones

- Se recomienda hacer un estudio detallado de los generadores de vapor o calderos para determinar la capacidad de calor sensible con los gases de la combustión salientes por la chimenea los cuales, al ser gas natural, pueden ser expulsados a la atmosfera a 110 °C, pero a la salida del caldero debe permanecer sobre los 10°C de la temperatura de saturación correspondiente a la presión del caldero. Se puede aprovechar la corriente caliente de los gases de la combustión para calentamiento de fluidos de proceso.
- Está pendiente un estudio en las características constructivas del recuperador de calor vapor flash-agua de alimentación de caldero, el cual debe operara a 20 bar en el lado del agua. Y también esta pendiente realizar un estudio para incrementar la recuperación de los condensados provenientes de las áreas de secado y cocción.
- En el caso del agua de alimentación se podría optar por un segundo calentador de agua presurizada para esto utilizar los gases de la combustión salientes de los calderos con lo cual podría llevarse a incrementar 10 a 15°C adicionales de temperatura del agua de alimentación.

## Referencias bibliográficas.

- Aguilar, Evangelista, Loyola & Ramírez (2016). Optimización de redes de intercambiadores de calor en endulzamiento de gas natural vía tecnología pinch. Revista Científica “Ciencia y Tecnología”, Año 12, N° 3, 2016, 167-184. ISSN: 2306 – 2002(digital)
- Almanza, Duran y Martínez. (2014). Estudio del acoplamiento de diferentes configuraciones de ciclo combinado con planta solar de canal parabólico. Revista Ingeniería. Investigación y Tecnología Universidad Nacional Autónoma de México. ISSN: 1405-7743
- Alonso. (2015). Integración termodinámica y optimización del proceso de captura de CO<sub>2</sub> en oxidación de carbón en lecho fluido circulante (tecnología OXYCFB). Aplicación de modelos físicos. Tesis para optar el Grado de Doctor en Energía y Combustibles en la Universidad Autónoma de Madrid en España.
- Aranda, Barrio y García León. Sistemas de gestión de la energía ISO 50001. Universidad de Zaragoza. España. 2014. 144 p. ISBN 9788416272419
- Armijos y Morales. (2012). Diseño y construcción de un sistema de calentamiento de agua para la curtiembre Cueros y Cueros. Tesis para optar el título de Ingeniero Mecánico. Escuela Superior Tecnológica de Chimborazo. Ecuador.
- Arriola y Gutiérrez. El análisis de pliegue (pinch analysis) una técnica de integración energética de proceso. Universidad Nacional Autónoma de México. [Consulta: 3 de febrero del 2023]. Disponible en:  
<https://www.ineel.mx/publica/boljul96/aplitec.htm>
- Barboza E. (2017). Diseño de un calentador de agua de alimentación a la caldera n°6 en la empresa agroindustrial Tumán para mejorar su eficiencia de generación de vapor. Tesis para optar el título de Ingeniero Mecánico Electricista en la Universidad Pedro Ruiz Gallo de Chiclayo, Perú.



Bracamonte y Varas. (2019). Diseño de redes de intercambio de energía aplicando la metodología del análisis pinch. Tesis para optar el título de Ingeniero Químico en la Universidad Nacional de Trujillo.

Burghardt, D. Ingeniería Termodinámica. México. Ediciones Harla. 2° edición. 1,984.575 p. ISBN 9789686034370

Cengel. Termodinámica. Editorial Mc Graw Hill. India. 8 Edición. 1250p. ISBN1456245295

Calleri Calle. Diseño y construcción de un generador de aire caliente. Ecuador .2008. [Consulta: 2 de febrero del 2023]. Disponible en:  
<http://repositorio.usfq.edu.ec/handle/23000/867>

Campos. Línea base, Indicadores de desempeño Energético. Soluciones y eficiencia energética. Chile. 2018. [Consulta: 08 de enero del 2023]. Disponible en:  
<http://guiaiso50001.cl/guia/wp-content/uploads/2017/05/linea-base-indicadores-de-desempeno-P-3-AP-1.pdf>

Castillo Neira. Manual de Combustión. Perú. 2011. [Consulta: 13 de enero del 2023]. Disponible en:  
[http://www.combustionindustrial.com/MANUAL\\_PRACTICO\\_DE\\_COMBUSTION\\_INDUSTRIAL.pdf](http://www.combustionindustrial.com/MANUAL_PRACTICO_DE_COMBUSTION_INDUSTRIAL.pdf)

Ccoya y Lirio, (2019). Optimización de la operación de enfriamiento- calentamiento en un intercambiador de calor coraza-tubos y una columna de enfriamiento. Tesis para optar el título de Ingeniero Químico. Universidad Nacional del Centro de Perú.

Chucuya R. (2017). Ahorro de energía primaria mediante precalentamiento del aire y agua en una unidad de generación de vapor. Artículo Científico publicado en la

Revista INGNOSIS. Universidad Cesar Vallejo. [Consulta: 19 de enero del 2023]. Disponible en:

<http://revistas.ucv.edu.pe/index.php/INGnosis/article/view/2049/1735>

Custodio y Solís. (2017) Evaluación del sistema de recuperación de purgas de fondo y de nivel de las calderas pirotubulares en la empresa pesquera AUSTRAL GROUP S.A.A. – Coishco”. Tesis para optar el título de Ingeniero Mecánico. Universidad Nacional del Santa. Perú.

Da Silva. (2017) Dimensionamiento de um sistema de reaproveitamento de gases e vapor para pré-aquecimento da água de entrada da caldeira. Tesis para optar el título de Ingeniero en Energía, Universidad Feder5al da Grande Douados. Brasil

Guerrero. (2018). Diseño de un sistema de recuperación de condensado de baja presión en la unidad u-110 Hidrocracking en Ecopetrol S.A Cartagena (Bolívar). Tesis para optar el título de Ingeniero Químico. Universidad San Buenaventura de Cartagena. Colombia.

Guevara. (2020) Manual de Auditorías Energéticas. Universidad Nacional del Santa. Perú. 85 p.

Huamancayo. (2017) Análisis de un caldero pirotubular de 300 BHP, usando combustibles Diesel y GLP, para mejorar la eficiencia, en la empresa AGROMANTARO S.A.C. Tesis para optar el título de Ingeniero Mecánico. Universidad del Centro. Perú.

Huerta. (2012). Diseño de una red de intercambiadores de calor óptima para el proceso de acronitrilo. Tesis para optar el título de Ingeniero Químico Industrial en el Instituto Nacional Tecnológico de México.

Incropera. (2002). Fundamentos de Transferencia de calor. Editorial Jhon Wiley Sons. [Consulta: 15 de enero del 2023]. Disponible en:

[https://www.academia.edu/37028342/Fundamentos\\_de\\_transferencia\\_de\\_calor\\_Frank\\_Incropera](https://www.academia.edu/37028342/Fundamentos_de_transferencia_de_calor_Frank_Incropera)

La Rosa y Marriaga (2014). El análisis Pinch: integración y optimización en una planta de obtención de biodiesel. Universidad de San Buenaventura, Facultad de Ingeniería, Arquitectura, Artes y Diseño, Programa de Ingeniería Química.

Laborde (2020). Optimización energética de redes de intercambio de calor: aplicación a la síntesis del proceso de producción de biodiesel a partir de aceites vegetales usados. Tesis para optar el Grado de Doctor en Ingeniería. Universidad Nacional del Centro de Buenos Aires. Argentina.

Lozano. Integración térmica de procesos. Universidad de Zaragoza.2010. [Consulta: 19 de enero del 2023].Disponible en:  
[https://www.researchgate.net/publication/255821312\\_Integracion\\_termica\\_de\\_procesos](https://www.researchgate.net/publication/255821312_Integracion_termica_de_procesos)

Mamani y Ramos (2018). Optimización energética del generador de vapor (caldera) del comedor universitario de la Universidad Nacional del Altiplano de Puno con capacidad de 150 kg de vapor/hora. Tesis para el título de Ingeniero Mecánico. Universidad del Altiplano de Puno. Perú.

Martínez, Domínguez y Finetti. Diseño de redes de intercambio de energía, su enseñanza en diseño de procesos en ingeniería química. Asociación de Ingenieros Químicos de Argentina. 2016. [Consulta: 13 de noviembre del 2023].Disponible en:  
[http://www.aaiq.org.ar/SCongresos/docs/06\\_029/papers/09a/09a\\_1640\\_383.pdf](http://www.aaiq.org.ar/SCongresos/docs/06_029/papers/09a/09a_1640_383.pdf)

Montenegro. (2015). Optimización de la red de intercambio de calor de una central térmica convencional mediante el método pinch. Tesis para optar el título de Ingeniería Térmico en la Universidad Carlos III de España.

- Movilla. Termodinámica Química. Publicacions de la Universitat Jaume I, 2005.336 p. ISBN 8480215240
- Oyarce. (2017). Programa de eficiencia energética para incrementar la eficiencia de los calderos de vapor del hospital regional Lambayeque 2017. Tesis para optar el título de Mecánico Electricista en Universidad Cesar Vallejo. Perú.
- Pedraza. (2017). Aplicación de la tecnología pinch para el proceso de destilación extractiva para la mezcla de propano y propileno. Tesis para optar el título de Ingeniero Químico Petrolero en Instituto Nacional Tecnológico de México.
- Popayan (2016). mejoramiento de las líneas de distribución de vapor mediante la reingeniería al área de esterilización, cocina y lavandería del hospital regional Eleazar Guzmán Barrón. Tesis para optar el título de Ingeniero en Energía de la Universidad Nacional del Santa en Perú.
- Quezada. (2021). Arreglo del suministro de energía para optimizar la línea base energética en Empresa Isadora S.A.C. Tesis para optar el título de Ingeniero en Energía de la Universidad Nacional del Santa en Perú.
- Ramos y Valle. (2019). Influencia de un sistema de vapor flash en el área de secado para la reducción del consumo de combustible en la planta de harina Copeinca Chancay, 2019. Tesis para optar el título de Ingeniero en Energía de la Universidad Nacional del Santa en Perú.
- Rodríguez (2006). Desarrollo de un Sistema de Control Avanzado de la Presión del Vapor en una Caldera de Tubos de Fuego. Tesis para optar el título de Ingeniero Mecánico en la Pontificia Universidad Católica. Perú.
- Salgado, Suarez y Cortez. Experiencia en la integración de procesos en la industria papelera, utilizando el Aspen Plus. Revista de Tecnología Química. Volumen XX Universidad del Oriente de Cuba.2009. [Consulta: 15 de octubre del 2022].Disponible en:

<https://www.redalyc.org/pdf/4455/445543759009.pdf>

Segura. (2020). La importancia de la temperatura del agua de alimentación para un caldero de vapor. Revista de Ingeniería Termodinámica. Perú. [Consulta: 10 de noviembre del 2022]. Disponible en:

<https://www.termodinamica.com.pe/2020/02/05/la-importancia-de-la-temperatura-del-agua-de-alimentacion-para-un-caldero-de-vapor/>

Togawa. (2020). Eficiencia energética en sistemas de vapor 7: economizador y preaire. Togawa engenharia. Brasil. [Consulta: 5 de noviembre del 2022]. Disponible en:

<https://togawaengenharia.com.br/blog/eficiencia-energetica-em-sistemas-de-vapor-7-economizador-e-pre-ar/>

Vargas. (2009). Integración Energética mediante la Recuperación de Calor de Media y Baja Temperatura para generar Refrigeración por Absorción. Tesis para optar el Grado de Maestro en Ingeniería Energética en el Instituto Politécnico de Monterrey en México.

Velásquez. (2020). Diseño de sistemas de suministro de energía térmica para procesos industriales asistidos con energía solar de baja temperatura. Tesis para optar el grado de Maestro en Ingeniería Química. Universidad de Guanajuato. México.

Visbal y Proaño. (2014). Análisis de integración energética por el método pinch de la unidad de destilación primaria de la refinería de Talara – Perú. Tesis para optar el título de Ingeniero de Petróleo en la Universidad de San Buenaventura en Cartagena de Colombia.

# **ANEXOS**

ANEXO 1: Proceso de determinación del flujo de vapor consumido por cocinadores.

ANEXO 2: Proceso de determinación del flujo de vapor consumido por secadores rotatubos.

ANEXO 3: Proceso de determinación del flujo de vapor consumido por secadores rotadiscos.

ANEXO 4 : Valores de emisiones para combustibles peruanos.

ANEXO 5: Pliego tarifario de Calidda Gas Natural Enero 2023

ANEXO 1: Proceso de determinación del flujo de vapor consumido por cocinadores.

Se tiene las propiedades fisicoquímicas de la materia prima.

Etapa	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Entrada a cocinas	77	3,5	19,5

Según la ecuación del Texto Procesos de transferencia de Calor de Donald Kern para fluidos de proceso se determina el calor específico de la materia prima:

$$C_e = 0.32 * \%Solidos + 0.5 * \%Grasa + 1.0 * \%Humedad$$

$$C_e = 0.32 * 0,195 + 0.5 * 0,035 + 1.0 * 0,77 = 0,85 \frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

Aplicando las ecuaciones para el balance de energía en el área de cocción donde:

$$m_{MP} = 42 * 4 = 168 \text{ Toneladas/h}$$

$$C_{eMP} = 0,85 \text{ kcal/kg } ^\circ C$$

$$T_f = 100 \text{ } ^\circ C$$

$$T_i = 20 \text{ } ^\circ C$$

La potencia térmica suministrada para cocinar la materia prima  $Q_{cmp}$  es:

$$Q_{cmp} = 168\,000 * 0,85 * (100 - 20) * 4,18 = 47'752\,320 \text{ kJ/h}$$

Se considera un porcentaje adicional por pérdidas de 5,0%.

Por lo tanto:

$$Q_c = 47'752\,320 * \left( \frac{100}{100 - 5,0} \right) = 50'265\,600 \text{ kJ/h}$$

El flujo masico requerido para el área de cocción es:

$$Q_c = \dot{m}_v * (h_g - h_f)_{presion\ servicio}$$

$$h_f = 604,7 \text{ kJ/kg (Evaluado como liquido saturado a 4 bar)}$$



$h_g = 2\,737,6$  kJ/kg (Evaluado como vapor saturado a 4 bar)

$$\dot{m}_v = \frac{50'265\,600}{(2\,737,6 - 604,7)} = 23\,216,8 \frac{kg}{h} = 23,2 \text{ Ton/h}$$

Luego el flujo masico unitario requerido por cada uno de los cocinadores es de

$$\dot{m}_{v \text{ por cocinador}} = \frac{23,2 \text{ Ton/h}}{4} = 5,8 \text{ Ton/h}$$

Luego por relación entre capacidad de cocción y cocinadores se determina el valor real consumido de vapor:

Capacidad 168 Ton/h corresponde 23,2 Ton/h

Capacidad 150 Ton/h corresponde X Ton/h

$$X = \frac{150 * 23,2}{168} = 20,8 \text{ Ton/h}$$

ANEXO 2: Proceso de determinación del flujo de vapor consumido por secadores rotatubos.

Para un flujo masico de 78 828 kg/h de mix entrante (Balance de Masas de proceso productivo)

Flujo masico de scrap 61 134 kg/h de scrap saliente (Balance de Masa proceso productivo)

Flujo de agua evaporada extraída es 17 694 kg de agua evaporada (Balance de Masa proceso productivo)

Se tiene las propiedades fisicoquímicas del scrap.

Etapa	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Mix	54,06	3,55	42,38
Scrap	37,65	4,02	57,56

$$C_e = 0.68 * \%Solidos + 0.5 * \%Grasa + 1.0 * \%Humedad$$

$$C_e = 0.68 * 0,4238 + 0.5 * 0,03 + 1.0 * 0,54 = 0,843 \frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

Aplicando las ecuaciones para el balance de energía en el área de Presecado con secadores rotatubos

La potencia térmica suministrada a los secadores rotadiscos para el calentamiento del mix del proceso de secado tiene en cuenta los siguientes parámetros:

$$\dot{m}_m = 78\,828 \text{ kg/h}$$

$$C_{em} = 0,82 \text{ kcal/kg } ^\circ C$$

$$T_f = 100 \text{ } ^\circ C$$

$$T_i = 50 \text{ } ^\circ C$$

$$Q_{m1} = 78\,828 * 0,843 * 4,18 * (100 - 50) = 13'888\,469 \text{ kJ/h}$$

La potencia térmica suministrada para el cambio de fase de porcentaje del agua contenida en el mix es:

$$\dot{m}_w = 17\,694 \text{ kg/h}$$

$h_f = 406,5 \text{ kJ/kg}$  (Evaluado como liquido saturado a 1 bar)

$h_g = 2\,695,4 \text{ kJ/kg}$  (Evaluado como vapor saturado a 1 bar)

$$Q_{m2} = 17\,694 * (2\,695,4 - 406,5) = 40'500\,000 \text{ kJ/h}$$

Luego la potencia térmica necesaria que requieren los secadores rotadiscos es:

$$Q_m = 13'888\,469 + 40'500\,000 = 54'388\,469 \text{ kJ/kg}$$

Se considera por lo tanto un porcentaje adicional de 15% por perdidas-

$$Q_c = 54'388\,469 * \left(\frac{100}{100 - 15}\right) = 63'986\,500 \text{ kJ/h}$$

El flujo masico requerido para el área de cocción es:

$$Q_c = \dot{m}_v * (h_g - h_f)_{presion\ servicio}$$

$h_f = 642,1 \text{ kJ/kg}$  (Evaluado como liquido saturado a 5 bar)

$h_g = 2\,747,5 \text{ kJ/kg}$  (Evaluado como vapor saturado a 5 bar)

$$\dot{m}_v = \frac{63'986\,500}{(2\,747,5 - 642,1)} = 30\,850 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 30,9 \text{ Ton/h}$$

ANEXO 3: Proceso de determinación del flujo de vapor consumido por secadores rotatubos.

Para un flujo masico de scrap de 61 134 kg/h de mix entrante (Balance de Masas de proceso productivo)

Flujo masico de harina 38 880 kg/h saliente (Balance de Masa proceso productivo)

Flujo de agua evaporada extraída es 22 274 kg de agua evaporada (Balance de Masa proceso productivo)

Se tiene las propiedades fisicoquímicas.

Etapa	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Scrap	37,65	4,02	57,56
Harina	8,00	7,11	84,89

$$C_e = 0.68 * \%Solidos + 0.5 * \%Grasa + 1.0 * \%Humedad$$

$$C_e = 0.68 * 0,8489 + 0.5 * 0,03 + 1.0 * 0,08 = 0,67 \frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

Aplicando las ecuaciones para el balance de energía en el área de secado.

La potencia térmica suministrada a los secadores rotadiscos para el calentamiento del mix del proceso de secado tiene en cuenta los siguientes parámetros:

$$\dot{m}_m = 61\,134 \text{ kg/h}$$

$$C_{em} = 0,67 \text{ kcal/kg } ^\circ C$$

$$T_f = 100 \text{ } ^\circ C$$

$$T_i = 67 \text{ } ^\circ C$$

$$Q_{m1} = 61\,134 * 0,67 * 4,18 * (100 - 67) = 5'649\,992 \text{ kJ/h}$$

La potencia térmica suministrada para el cambio de fase de porcentaje del agua contenida en el scrap es:

$$\dot{m}_w = 22\,274 \text{ kg/h}$$

$$h_f = 406,5 \text{ kJ/kg (Evaluado como liquido saturado a 1 bar)}$$

$h_g = 2\,695,4 \text{ kJ/kg}$  (Evaluado como vapor saturado a 1 bar)

$$Q_{m2} = 22\,274 * (2\,695,4 - 406,5) = 50'982\,858 \text{ kJ/h}$$

Luego la potencia térmica necesaria que requieren los secadores rotadiscos es:

$$Q_m = 5'649\,992 + 50'982\,858 = 56'632\,850 \text{ kJ/kg}$$

Se considera por lo tanto un porcentaje adicional de 10% por perdidas-

$$Q_c = 56'632\,850 * \left(\frac{100}{100 - 10}\right) = 62'925\,388 \text{ kJ/h}$$

El flujo masico requerido para el área de cocción es:

$$Q_c = \dot{m}_v * (h_g - h_f)_{\text{presion servicio}}$$

$h_f = 642,1 \text{ kJ/kg}$  (Evaluado como liquido saturado a 5 bar)

$h_g = 2\,747,5 \text{ kJ/kg}$  (Evaluado como vapor saturado a 5 bar)

$$\dot{m}_v = \frac{62'925\,388}{(2\,747,5 - 642,1)} = 29\,987 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 30,0 \text{ Ton/h}$$

CUADRO 2.2										
FACTORES DE EMISIÓN POR DEFECTO PARA LA COMBUSTIÓN ESTACIONARIA EN LAS <u>INDUSTRIAS ENERGÉTICAS</u>										
(kg de gas de efecto invernadero por TJ sobre una base calórica neta)										
Combustible	CO <sub>2</sub>			CH <sub>4</sub>			N <sub>2</sub> O			
	FE por defecto (kgCO <sub>2</sub> /TJ)	Inferior	Superior	FE por defecto (kgCH <sub>4</sub> /TJ)	Inferior	Superior	FE por defecto (kgN <sub>2</sub> O/TJ)	Inferior	Superior	
Petróleo crudo	73,300	71,000	75,500	3,00	1,00	10,00	0,60	0,20	2,00	
Gas Natural Licuado	64,200	58,300	70,400	3,00	1,00	10,00	0,60	0,20	2,00	
Gasolina	<b>Gasolina para motores</b>	<b>69,300</b>	<b>67,500</b>	<b>73,000</b>	<b>3,00</b>	<b>1,00</b>	<b>10,00</b>	<b>0,60</b>	<b>0,20</b>	<b>2,00</b>
	Gasolina para la aviación	70,000	67,500	73,000	3,00	1,00	10,00	0,60	0,20	2,00
	Gasolina para motor a reacción	70,000	67,500	73,000	3,00	1,00	10,00	0,60	0,20	2,00
<b>Gas/Diesel Oil</b>	<b>74,100</b>	<b>72,600,00</b>	<b>74,800,00</b>	<b>3,00</b>	<b>1,00</b>	<b>10,00</b>	<b>0,60</b>	<b>0,20</b>	<b>2,00</b>	
<b>Fuelóleo residual</b>	<b>77,400</b>	<b>75,500</b>	<b>78,800</b>	<b>3,00</b>	<b>1,00</b>	<b>10,00</b>	<b>0,60</b>	<b>0,20</b>	<b>2,00</b>	
<b>Gases licuados de petróleo</b>	<b>63,100</b>	<b>61,600</b>	<b>65,600</b>	<b>1,00</b>	<b>0,30</b>	<b>3,00</b>	<b>0,10</b>	<b>0,03</b>	<b>0,30</b>	
Lubricantes	73,300	71,900	75,200	3,00	1,00	10,00	0,60	0,20	2,00	
Otro petróleo	<b>Gas de refinería</b>	<b>57,600</b>	<b>48,200</b>	<b>69,000</b>	<b>1,00</b>	<b>0,30</b>	<b>3,00</b>	<b>0,10</b>	<b>0,03</b>	<b>0,30</b>
	Ceras de parafina	73,300	72,200	74,400	3,00	1,00	10,00	0,60	0,20	2,00
	Espíritu blanco y SBP	73,300	72,200	74,400	3,00	1,00	10,00	0,60	0,20	2,00
	Otros productos del petróleo	73,300	72,200	74,400	3,00	1,00	10,00	0,60	0,20	2,00
<b>Antracita</b>	<b>98,300</b>	<b>94,600</b>	<b>101,000</b>	<b>1,00</b>	<b>0,30</b>	<b>3,00</b>	<b>1,50</b>	<b>0,50</b>	<b>5,00</b>	
<b>Carbón de coque</b>	<b>94,600</b>	<b>87,300</b>	<b>101,000</b>	<b>1,00</b>	<b>0,30</b>	<b>3,00</b>	<b>1,50</b>	<b>0,50</b>	<b>5,00</b>	
Gas natural	56,100	54,300	58,300	1,00	0,30	3,00	0,10	0,03	0,30	
Biocombustibles líquidos	Biogasolina	70,800	59,800	84,300	3,00	1,00	10,00	0,60	0,20	2,00
	Biodiésel	70,800	59,800	84,300	3,00	1,00	10,00	0,60	0,20	2,00
	Otros biocombustibles líquidos	79,600	67,100	95,300	3,00	1,00	10,00	0,60	0,20	2,00
Biomasa sólida	Otra biomasa sólida primaria	100,000	84,700	117,000	30,00	10,00	100,00	4,00	1,50	15,00
	Madera/Desechos de madera	112,000	95,000	132,000	300,00	100,00	900,00	4,00	1,50	15,00
	Carbón vegetal	112,000	95,000	132,000	200,00	70,00	600,00	4,00	1,50	15,00
Biomasa gaseosa	Gas de vertedero	54,600	46,200	66,000	1,00	0,30	3,00	0,10	0,03	0,30
<b>Kerosene</b>	<b>71,900</b>	<b>70,800</b>	<b>73,700</b>	<b>3,00</b>	<b>1,00</b>	<b>10,00</b>	<b>0,60</b>	<b>0,20</b>	<b>2,00</b>	

Fuente: Directrices del IPCC de 2006 para los inventarios nacionales de gases de efecto invernadero - Volumen 2: Energía, pág. 2.16 - 2.17

ANEXO 4 : Valores de emisiones para combustibles peruanos.

ANEXO 5: Pliego tarifario de Calidda Gas Natural Enero 2023



Aplicable por el servicio de enero de 2023  
(Conforme lo dispuesto por las Resoluciones Osmirgmin N° 054-2016-OS/CD, N° 079-2022-OS/CD y N° 138-2022-OS/CD)

**EMPRESA: GAS NATURAL DE LIMA Y CALLAO S.A.**

**1. PLIEGO TARIFARIO DEL SERVICIO DE DISTRIBUCIÓN DE GAS NATURAL:**

Categoría Tarifaria	Rango de Consumo Sm3/Cliente-mes	PRECIO MEDIO DE GAS Y COSTO MEDIO DE TRANSPORTE (1)			TARIFAS UNICAS DE DISTRIBUCIÓN (3)		
		Precio Medio del Gas Natural (2)		Costo Fijo de Comercialización (2)		Costo Variable de Distribución (2)	
		SI/m3	SI/m3	SI/mes	SI/(Sm3/día)	SI/(Sm3/día)	SI/(Sm3)
A1 (Sin P. Promoc)	0 - 30	0.50330784		2.4138		0.80738176	
A1 (Con P. Promoc.) (5)	0 - 30	0.17902960		2.4138		0.80738176	
A2 (Sin P. Promoc)	31 - 300	0.50330784		7.7918		0.62372422	
A2 (Con P. Promoc.) (5)	31 - 300	0.17902960		7.7918		0.62372422	
B	301 - 17,500	0.50330784		86.5951		0.43937483	
IP (6)	(*)	0.50330784	0.21387270		0.0976	0.20679885	
C	17,501 - 300,000	0.50330784			0.0976	0.20679885	
GNV	(*)	0.50330784			0.0819	0.6717	
D	300,001 - 900,000	0.50330784			0.0689	0.5652	
E	Mayor a 900,000	0.50330784			0.4873	0.12472374	
GE	(*)	0.27348519			0.3468	0.09021997	

(\*) Independiente del Consumo

1. Conforme lo dispuesto por la Resolución Osmirgmin N° 054-2016-OS/CD y sus modificatorias.
  2. Tipo de Cambio S/. 3.6854, según lo dispuesto en el artículo 35 de la Resolución Osmirgmin N° 054-2016-OS/CD y modificatorias.
  3. Conforme lo dispuesto por la Resolución Osmirgmin N° 079-2022-OS/CD, modificada por Resolución N° 138-2022-OS/CD.
  4. Recargo FISE vigente desde el 10 de Junio de 2012, según Ley N° 29862 y Reglamento Aprobado D.S. N° 021-2012-EM.
  5. Descuento de 62,76% sobre precio de gas natural en boca de pozo, a 100,000 primeros clientes, hasta consumo máximo de 1,500 m<sup>3</sup>.
  6. Instituciones Públicas (IP): Hospitales, centro de salud, instituciones educativas, entre otros.
  7. Publicación de los componentes del costo del pliego tarifario, según el artículo 21° de la RCD N° 054-2016-OS/CD y modificatorias.
- Los Cargos no incluyen IGV (18%).

**Factores de actualización (PPI, IAC, IPE e IPM) (7)**

Componente de TU	Valor (Unidades)	Vigencia
Factor PPI	240.097	
Factor IAC	498.935	De Noviembre 2022 a
Factor IPE	209.026	Enero 2023
Factor IPM	134.713713	



## DECLARACION JURADA DE AUTORÍA

Yo, López Santander Sihomare Elizabeth, Bachiller de la

Facultad:	Ciencias		Educación		Ingeniería	X
Escuela Profesional:	Ingeniería en Energía					
Departamento Académico:						
Escuela de Posgrado	Maestría			Doctorado		
Programa:						
De la Universidad Nacional del Santa; Declaro que el trabajo de investigación es un <b>trabajo inédito</b> , intitulado:						
INCREMENTO DE TEMPERATURA DE SUMINISTRO DE AGUA DE CALDEROS MEDIANTE UN SISTEMA ÓPTIMO DE RECUPERACIÓN DE CALOR						
93 folios, para la obtención del Grado académico:					presentado en	( )
Título profesional:	(X)	Investigación anual:			( )	
<ul style="list-style-type: none"> <li><input type="radio"/> He citado todas las fuentes empleadas, no he utilizado otra fuente distinta a las declaradas en el presente trabajo.</li> <li><input type="radio"/> Este trabajo de investigación no ha sido presentado con anterioridad ni completa ni parcialmente para la obtención de grado académico o título profesional.</li> <li><input type="radio"/> Comprendo que el trabajo de investigación será público y por lo tanto sujeto a ser revisado electrónicamente para la detección de plagio por el VRIN.</li> <li><input type="radio"/> De encontrarse uso de material intelectual sin el reconocimiento de su fuente o autor, me someto a las sanciones que determinan el proceso disciplinario.</li> </ul>						
Chimbote, julio de 2023						
Firma:						
Nombres y Apellidos: Sihomare Elizabeth López Santander						
DNI: 41594317						





## ACTA DE APROBACION DE ORIGINALIDAD

Yo, Guevara Chinchayan, Robert Fabian

asesor / presidente de la Unidad de Investigación de la

Facultad	Ciencias		Educación		Ingeniería	x
Departamento Académico	Energía, Física y Mecánica					
Escuela de Postgrado	Maestría			Doctorado		

Programa académico:

De la Universidad Nacional del Santa. Asesor / Unidad de Investigación revisora del trabajo de Investigación intitulado:

INCREMENTO DE TEMPERATURA DE SUMINISTRO DE AGUA DE CALDEROS  
MEDIANTE UN SISTEMA ÓPTIMO DE RECUPERACIÓN DE CALOR

Del estudiante / docente: López Santander Sihomare Elizabeth

De la escuela / departamento académico: Ingeniería en Energía

Constato que la investigación presentada tiene un porcentaje de similitud del 24. % el cual se verifica con el reporte de originalidad de la aplicación Turnitin adjunto.

Quién suscribe la presente, declaro el haber analizado dicho reporte y concluyo que las coincidencias detectadas no se conforman como plagio. A mi claro saber y entender, la investigación cumple con las normas de citas y referencias establecidas por la Universidad Nacional del Santa.

Nuevo Chimbote, julio del 2023

Firma:

Apellidos y Nombres del Asesor/presidente UIF: Mg. Guevara Chinchayan, Robert Fabian

DNI: 32788460

## INCREMENTO DE TEMPERATURA DE SUMINISTRO DE AGUA DE CALDEROS MEDIANTE UN SISTEMA ÓPTIMO DE RECUPERACIÓN DE CALOR

### INFORME DE ORIGINALIDAD

<b>24%</b>	<b>24%</b>	<b>2%</b>	<b>%</b>
INDICE DE SIMILITUD	FUENTES DE INTERNET	PUBLICACIONES	TRABAJOS DEL ESTUDIANTE

### FUENTES PRIMARIAS

<b>1</b>	<b>repositorio.uns.edu.pe</b> Fuente de Internet	<b>11%</b>
<b>2</b>	<b>hdl.handle.net</b> Fuente de Internet	<b>3%</b>
<b>3</b>	<b>repositorio.ugto.mx</b> Fuente de Internet	<b>2%</b>
<b>4</b>	<b>bibliotecadigital.usb.edu.co</b> Fuente de Internet	<b>1%</b>
<b>5</b>	<b>repositorio.ucv.edu.pe</b> Fuente de Internet	<b>1%</b>
<b>6</b>	<b>repositorio.unp.edu.pe</b> Fuente de Internet	<b>1%</b>
<b>7</b>	<b>www.scribd.com</b> Fuente de Internet	<b>1%</b>
<b>8</b>	<b>e-archivo.uc3m.es</b> Fuente de Internet	<b>1%</b>

9	<a href="https://dspace.unitru.edu.pe">dspace.unitru.edu.pe</a> Fuente de Internet	<1 %
10	<a href="http://www.revistas.unitru.edu.pe">www.revistas.unitru.edu.pe</a> Fuente de Internet	<1 %
11	<a href="http://repositorio.tec.mx">repositorio.tec.mx</a> Fuente de Internet	<1 %
12	<a href="http://archive.org">archive.org</a> Fuente de Internet	<1 %
13	<a href="http://qdoc.tips">qdoc.tips</a> Fuente de Internet	<1 %
14	<a href="http://www.ridaa.unicen.edu.ar">www.ridaa.unicen.edu.ar</a> Fuente de Internet	<1 %
15	<a href="http://idoc.pub">idoc.pub</a> Fuente de Internet	<1 %
16	<a href="http://1library.co">1library.co</a> Fuente de Internet	<1 %
17	<a href="http://www.aaiq.org.ar">www.aaiq.org.ar</a> Fuente de Internet	<1 %
18	<a href="https://dspace.esPOCH.edu.ec">dspace.esPOCH.edu.ec</a> Fuente de Internet	<1 %
19	<a href="http://www.coursehero.com">www.coursehero.com</a> Fuente de Internet	<1 %
20	<a href="http://www.slideshare.net">www.slideshare.net</a> Fuente de Internet	<1 %

21	<p>CONSULTORIA AMBIENTAL S &amp; S S.A.C.  "Modificación para Impactos Ambientales No Significativos por la Incorporación de un Secador en la Planta de Harina de Pescado de Alto Contenido Proteínico y Aceite de Pescado, Ubicada en Quebrada de Agua Lima, Km. 6.5, de la Carretera Matarani-Mollendo, Distrito de Mollendo, Provincia de Islay, Arequipa-IGA0021036", R.D. N° 00100-2022-PRODUCE/DGAAMPA, 2023</p> <p>Publicación</p>	<1%
22	<p>repositorio.unap.edu.pe</p> <p>Fuente de Internet</p>	<1%
23	<p>chromagen.es</p> <p>Fuente de Internet</p>	<1%
24	<p>repositorio.usanpedro.edu.pe</p> <p>Fuente de Internet</p>	<1%
25	<p>"Proceedings of the 8th Pacific Rim International Congress on Advanced Materials and Processing", Springer Science and Business Media LLC, 2016</p> <p>Publicación</p>	<1%
26	<p>repositorio.esge.edu.pe</p> <p>Fuente de Internet</p>	<1%
27	<p>cict.umcc.cu</p> <p>Fuente de Internet</p>	<1%

28	<a href="http://pt.scribd.com">pt.scribd.com</a> Fuente de Internet	<1 %
29	<a href="http://www.ptolomeo.unam.mx:8080">www.ptolomeo.unam.mx:8080</a> Fuente de Internet	<1 %
30	<a href="http://core.ac.uk">core.ac.uk</a> Fuente de Internet	<1 %
31	<a href="http://docplayer.es">docplayer.es</a> Fuente de Internet	<1 %
32	<a href="http://repositorio.ujcm.edu.pe">repositorio.ujcm.edu.pe</a> Fuente de Internet	<1 %

Excluir citas

Apagado

Excluir coincidencias < 15 words

Excluir bibliografía

Activo

