



**UNIVERSIDAD CÉSAR VALLEJO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA**

**ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA MECÁNICA ELÉCTRICA**

“Calentamiento del agua de alimentación a caldera Cleaver Brooks 300 BHP con vapor flash de purgas y gases residuales para reducir costos de producción de vapor en Chimú Agropecuaria S.A.”

**TESIS PARA OBTENER EL TÍTULO PROFESIONAL DE:**

**Ingeniero Mecánico Electricista**

**AUTOR:**

Díaz Muñoz, Jorge Luis ([orcid.org/0000-0003-4049-9021](https://orcid.org/0000-0003-4049-9021))

**ASESOR:**

Valderrama Campos, Edwin Ronald ([orcid.org/0000-0003-1254-8340](https://orcid.org/0000-0003-1254-8340))

**LÍNEA DE INVESTIGACIÓN:**

Generación, Transmisión y Distribución

**LÍNEA DE RESPONSABILIDAD SOCIAL UNIVERSITARIA:**

Desarrollo sostenible y adaptación al cambio climático

TRUJILLO – PERÚ

2018

## DEDICATORIA.

Primeramente agradecer a Dios por mantenerme de pie a pesar de las circunstancias adversas que se me presentó en el trayecto de mi carrera y por darme la inteligencia de poder resolverlas y por estar siempre ahí colmando mis peticiones. Agradesco también a mis padres:

Salomón Díaz Alva.

&

Doristela Muñoz Díaz

Por haber tenido la paciencia y el rigor en mi formación como persona que cuyos valores fueron fundamentales para mi vida profesional .

## **AGRADECIMIENTO**

Agradesco infinitamente a la Universidad Cesar Vallejo por haberme amparado durante el desarrollo académico de mi carrera profesional para lograr cumplir mis objetivos propuestos y desarrollarme como ingeniero .A los docentes, quienes con sus enseñanzas contribuyeron a reforzar mis conocimientos técnicos y conducirlos a un nivel más alto como lo es el grado de Ingeniero. De manera destintiva agradecer también a mis asesores, Dr.Aranda Gonzales Jorge Roger y al al Ing. Jorge Valderrama Campos , quienes fueron participes para poder alcanzar este logro como el desarrollo de tesis y de una manera singular a la empresa Chimú Agropecuaria S.A. por mostrarme su lado positivo de adjuntar las ideas de mi investigación para en un futuro poder implementarlas .

## **PRESENTACIÓN.**

En este estudio realizado miembros del jurado, muestro mi tesis titulada “Calentamiento del agua de alimentación a caldera Cleaver Brooks 300 BHP con vapor flash de purgas y gases residuales para reducir costos de producción de vapor en Chimu Agropecuaria s.a.” con la finalidad de implementar un sistema de recuperación de vapor flash y gases residuales , en cumplimiento del reglamento de grados y títulos de la Universidad Cesar Vallejo, para obtener el título profesional de Ingeniero Mecánico Electricista.

Esperando acatar con las condiciones de aprobación.

## ÍNDICE

DEDICATORIA.....	iii
AGRADECIMIENTO .....	iv
DECLARACIÓN DE AUTENTICIDAD.....	v
PRESENTACIÓN.....	vi
ÍNDICE .....	vii
INDICE DE TABLAS Y FIGURAS .....	viii
RESUMEN.....	xi
ABSTRACT.....	xii
I. INTRODUCCIÓN .....	13
1.2. Trabajos previos .....	20
1.4. Formulación del Problema.....	44
1.5. Justificación del estudio.....	44
1.6. Hipótesis.....	45
1.7. Objetivos.....	45
II. Método .....	46
<b>2.1. Diseño de Investigación</b> .....	46
<b>2.2. Variables, operacionalización.</b> .....	48
<b>2.3. Población, muestra y muestreo</b> .....	50
<b>2.4. Técnicas e instrumentos de recolección de datos.</b> .....	50
<b>2.5. Métodos de análisis de datos.</b> .....	51
<b>2.6. Aspectos éticos.</b> .....	51
III. RESULTADOS.....	52
IV. DISCUSIÓN .....	86
V. CONCLUSIONES.....	89
VI. RECOMENDACIONES.....	92
VII. REFERENCIAS .....	93
ANEXOS.....	97

## ÍNDICE DE TABLAS Y FIGURAS

### TABLAS

Tabla 1 Masa y nr- de moles de componentes del GLP, en base 100. ....	39
Tabla 2 Propiedades físicas de los gases de combustión. ....	59
Tabla 3 Propiedades mecánicas .....	60
Tabla 4 Dimensionamiento estándar y pesos nominales. ....	61
Tabla 5 Tubos de acero sin costura ASTM A-53 grado B/ASTMa-106/api 5l.....	71
Tabla 6 Tubos de acero sin costura ASTM A-53 grado B/ASTMa-106/api 5l.....	75
Tabla 7 Inversiones de implementación para los sistemas de recuperación.....	77
Tabla 8 Inversión y financiamiento bancario .....	78
Tabla 9 Plan de pagos mensuales del préstamo bancario .....	79
Tabla 10 Flujo de caja financiero proyecto energético Chimú Agropecuaria .....	81
Tabla 11 Indicadores financieros.....	82
Tabla 12 Resultado de los gases de combustión antes y después de las mejoras térmicas.....	85

## FIGURAS

Figura 1 Fotografía Planta Rendering. ....	14
Figura 2 Fotografía condensado producto de las purgas de fondo purgando a la atmósfera un promedio del 4% del flujo de vapor que genera . ....	15
Figura 3 Fotografía del Impacto ambiental debido a las purgas de fondo por no contar con un sistema de recuperación.....	16
Figura 4 Fotografía de purgas de fondo (manuales) de la caldera. ....	16
Figura 5 Fotografía de la temperatura de los gases residuales de la chimenea...	17
Figura 6 Sistema de generación vapor en planta Chimú Agropecuaria. ....	18
Figura 7 Sistema proyectado de generación vapor, con recuperación de masa del vapor flash y calor de gases residuales, Chimú Agropecuaria, .....	19
Figura 8 Fotografía de Caldera de vapor cleaver Brooks 300 bhp .....	25
Figura 9 Gráfica donde se visualiza el porcentaje de vapor flash que se forma cuando el condensado es descargado a una presión menor . ....	27
Figura 10 Tanque de purgas de caldera.....	30
Figura 11 Balance de masa y energía en caldera de vapor saturado. ....	41
Figura 12 Componentes de costos de generación de vapor .....	42
Figura 13 Procedimiento de ejecución del proyecto de tesis.....	47
Figura 14 Variables de estudio.....	48
Figura 15 Parámetros para combustión en hogar de caldera Brooks, 300 BHP. .	52
Figura 16 Parámetros de purga en caldera.....	54
Figura 17 Sistema proyectado de recuperación de masa y calor de vapor flash de purga de caldera Chimú Agropecuaria .....	55

Figura 18 Sistema de recuperación de vapor flash de purga de caldera.....	56
Figura 19 Tanque de purgas y recuperación de vapor flash marca spirax sarco.	57
Figura 20 Vista lateral y frontal del calentador tubular en corriente en cruz de agua para caldera por gases residuales. ....	58
Figura 21 Tubos de acero inoxidable austenítico .....	60
Figura 22 modelamiento del balance de energía en tanque agua a caldera, sin recuperación de calor.....	63
Figura 23 Modelamiento del balance de energía en tanque agua a caldera, con recuperación de calor de gases residuales. ....	64
Figura 24 Temperaturas en calentador de agua por gases residuales de caldera. ....	65
Figura 25 Disposición de tubos inox 304 L en calentador de agua a caldera por gases residuales. ....	69
Figura 26 Disposición de tuberías entrada y salida del gas residual para calentamiento del agua alimentación a Caldera Cleaver Brooks, Chimú Agropecuaria.....	71



## RESUMEN

La presente tesis tiene como finalidad de resolver la factibilidad técnica económica de calentar el agua de alimentación a caldera Cleaver Brooks de 300 BHP con vapor flash de purgas y gases residuales para reducir los costos de generación de vapor en Chimú Agropecuaria S.A".en el que se realiza el balance de masa y energía de la Planta térmica de generación de Chimú Agropecuaria. Se determina que el gas residual es evacuado a una temperatura importante, 230 °C, y que se purga una importante cantidad de líquido saturado, del orden de 232 kg/h, sin contar con ningún tipo de recuperación de masa y energía, para reducir costos de generación de vapor. Se determina el flujo de vapor flash a ser obtenido, resultando de 32.4 kg/h, a una presión de 1.10 bar, absolutos, el cual será utilizado para calentar, por mezcla, el agua a caldera, en el tanque respectivo. Con este valor se selecciona el equipo de recuperación de vapor flash. Se determina el calor útil que se puede aprovechar de los gases residuales, siendo de 143 kw, para precalentar el agua a caldera, en el tanque de alimentación. Se dimensiona el calentador de agua por gases residuales, dando la necesidad de 58 tubos de acero inoxidable, diámetro nominal de 2 pulgadas, cédula 10S, largo igual a 2.75 m. Se determina el ahorro de combustible por implementar los sistemas de recuperación de masa y calor de purgas y gases de chimenea; siendo del orden de 12.798 kg/h. esto da un análisis de impacto medio ambiental positivo, en el sentido que los gases resultantes luego de implementar serían menores que el flujo de gases residuales, actuales. En el análisis económico financiero, resulta que la inversión para el proyecto se recupera en 7.8 meses. Siendo el VAN mayor que cero y el TIR es mayor que la tasa de interés bancario, de 12.5 %.

Palabras clave: Calentamiento, Vapor flash de purgas, costos de generación de vapor, Flujo másico de vapor flash, Flujo másico de gases residuales de combustión.

## ABSTRACT

The purpose of this thesis is to solve the economic technical feasibility of heating the 300 BHP Cleaver Brooks boiler feed water with flash steam from purges and waste gases to reduce steam generation costs at Chimú Agropecuaria S.A, in which the mass and energy balance is made of the Chimú Agropecuaria thermal generation plant. It is determined that the waste gas is evacuated at an important temperature, 230 ° C, and that a significant amount of saturated liquid, of the order of 232 kg / h, is drained, without having any type of mass and energy recovery, to reduce steam generation costs.

The flash steam flow to be obtained is determined, resulting in 32.4 kg / h, at a pressure of 1.10 bar absolute, which will be used to heat, by mixing, the water to the boiler, in the respective tank. With this value, the flash steam recovery equipment is selected.

Determine the useful heat that can be taken advantage of the residual gases, being 143 kw, to preheat the water to the boiler, in the feed tank. The water heater is dimensioned by waste gases, giving the need for 58 stainless steel tubes, nominal diameter of 2 inches, schedule 10S, length equal to 2.75 m.

Fuel savings are determined by implementing the mass and heat recovery systems of purges and flue gases; being of the order of 12.798 kg / h. this gives a positive environmental impact analysis, in the sense that the resulting gases after implementation would be lower than the current waste gas flow.

In the economic-financial analysis, it turns out that the investment for the project is recovered in 7.8 months. The NPV is greater than zero and the IRR is higher than the bank interest rate of 12.5%.It is concluded that the project is totally technically and economically viable, recommending its application.

Keywords: Heating, Steam flash purging, steam generation costs, Flash steam mass flow, Mass flow of combustion waste gases.

## I. INTRODUCCIÓN

Hoy en día podemos determinar que en el sector mundial los recuperadores de calor conllevan a una eficiencia muy determinante y creciente, asimismo absorben una parte muy primordial de la energía calorífica, esto dilucida que los gases creados durante la combustión de un combustible sólido, líquido o gaseoso, mediante un proceso de fusión, calentamiento, tostado, secado, etc., de un elemento específico. La energía calorífica absorbida es cedida a otro fluido, el recuperador de calor también cumple otro papel muy importante como es el ahorro de combustible logrando disminuir las emisiones de gases invernadero que causen efectos azarosos al medio ambiente que nos rodea. (Kalfriša, 2009).

En los últimos años la economía del Perú registró el periodo más incesante de desarrollo en su historia, para lograr este aumento tanto la inversión como la oferta energética previnieron la extensión productiva que hicieron viable a que la economía se estabilice. Si hablamos de incremento y de oferta ya que son un valor crítico para el desarrollo del país. El sistema macroeconómico y el saneamiento financiero concedieron altas tasas de desarrollo y le cedieron al sector energético un marco de consistencia, modernidad y una clara institucionalidad que adjuntó inversionistas de todo el entorno del mundo a un mercado con voluminosa capacidad de crecimiento. Si hablamos del aprovechamiento del GN, la parte más importante de su fracción de producción se desarrolló a inicios del 2004. Este sistema energético logró en el 2015 una intervención en la matriz eléctrica con un valor del 46%. Con esto se generalizó los sistemas energéticos a 2 fuentes: hidroeléctricas y GN que conjuntamente alcanzaron una contribución del 97% en la matriz energética. (Quintanilla, 2016).

Chimú Agropecuaria S.A. es una empresa norteña que opera en el mercado local, regional y nacional desde hace 29 años, especializada en la avicultura y en la venta de carne de pollo y actualmente cuenta con una planta RENDERING que se encarga de rehusar todo el desperdicio del pollo como son las vísceras y las plumas del mismo, haciendo un circuito cerrado para su propio consumo.

El proceso empieza de una planta de beneficio CBA, la materia es almacenada en dinos de 950 kg aproximadamente luego es transportada en un montacarga a la planta de proceso RENDERING es vaciada en la tolva de recepción de materia prima luego es transportada por un sinfín al digestor (cocinador) es cocinada hasta una temperatura permisible de salida (105 grados centígrados), es vaciada en la tolva de descarga y transportada a la prensa, la cual se encarga de separar el aceite y el sólido, el aceite es bombeado a un tanque mientras el sólido es transportado al molino convirtiéndose en harina, es ensacada y almacenada por un lapso de 15 días luego ser transportada a planta molino para su respectivo uso.

### **Figura 1**

*Fotografía Planta Rendering.*



Fuente: Planta de proceso de vísceras y plumas Rendering, Chimú Agropecuaria .

En el área de planta fuerza actualmente el generador de vapor presenta una deficiencia en las purgas de fondo, al momento de efectuar las purgas el vapor flash y el condensado no son recuperados, ver figuras 1.2, 1.3 y 1.4. La caldera purga a la atmósfera un promedio de 4% del flujo de vapor que genera. Los gases de chimenea salen a 230 °C, (ver figura 1.5) portando una gran cantidad de calor, en estas condiciones causa un impacto negativo al medio ambiente.

Debido a que el generador de vapor (caldera ) no opera con alto rendimiento y encima no tiene sistemas de compensación de masa y calor, los costos de generación de vapor saturado son elevados, alcanzando valores de 175 a 195 soles/TM, debiendo situarse en unos 130 a 145 soles/TM.

Por lo tanto, debe realizarse un estudio para evaluar la viabilidad y asequibilidad de introducir un sistema de compensación de calor y masa en el generador de vapor (caldera) Cleaver Brooks, con el propósito de aminorar los costos de producción de vapor de proceso.

## **Figura 2**

*Fotografía condensado producto de las purgas de fondo evacuando a la atmósfera un promedio del 4% del flujo de vapor que genera.*



Fuente: Area de calderas Rendering Chimú Agropecuaria.

### Figura 3

*Fotografía del Impacto ambiental debido a las purgas de fondo por no contar con un sistema de recuperación.*



Fuente : Area de calderas planta Rendering Chimú Agropecuaria.

### Figura 4

*Fotografía de purgas de fondo (manuales) de la caldera.*



Fuente : Area de calderas planta Rendering Chimú Agropecuaria.

## Figura 5

Fotografía temperatura de los gases de combustión de la chimenea.

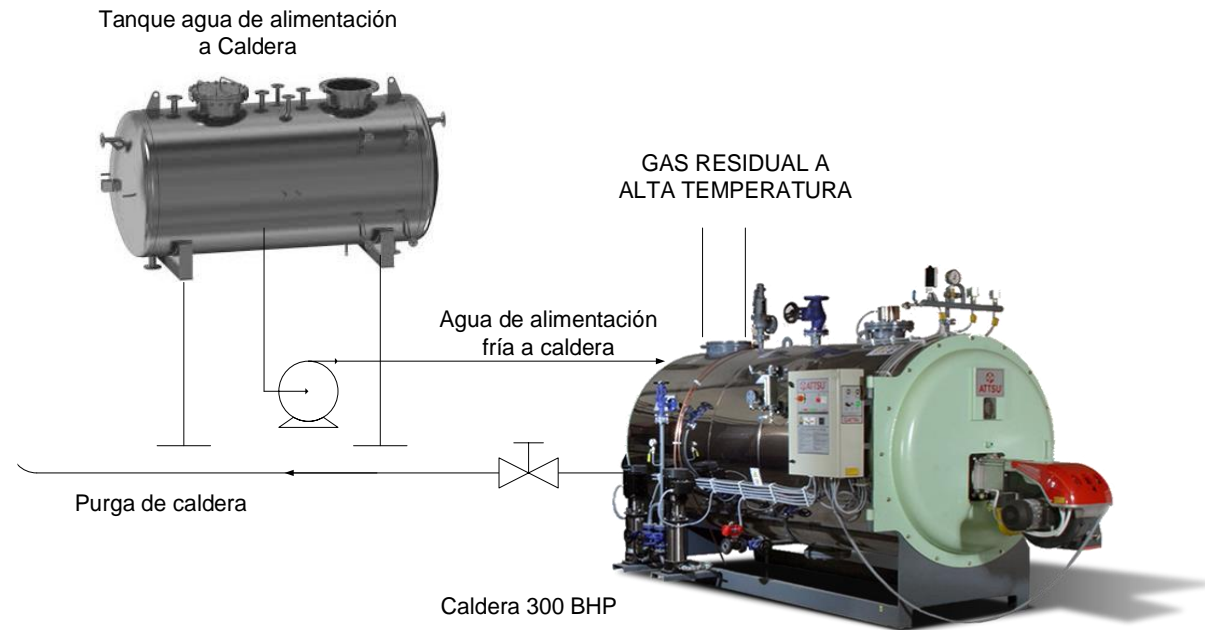


Fuente : Area de calderas planta Rendering Chimú Agropecuaria.

## Figura 6

### *Planta fuerza Chimú Agropecuaria.*

SISTEMA DE GENERACIÓN VAPOR EN PLANTA CHIMU AGROPECUARIA, EN CONDICIONES ACTUALES, MAYO 2018, SIN PRECALENTAMIENTO DE AGUA DE ALIMENTACIÓN CON VAPOR FLASH Y GASES RESIDUALES

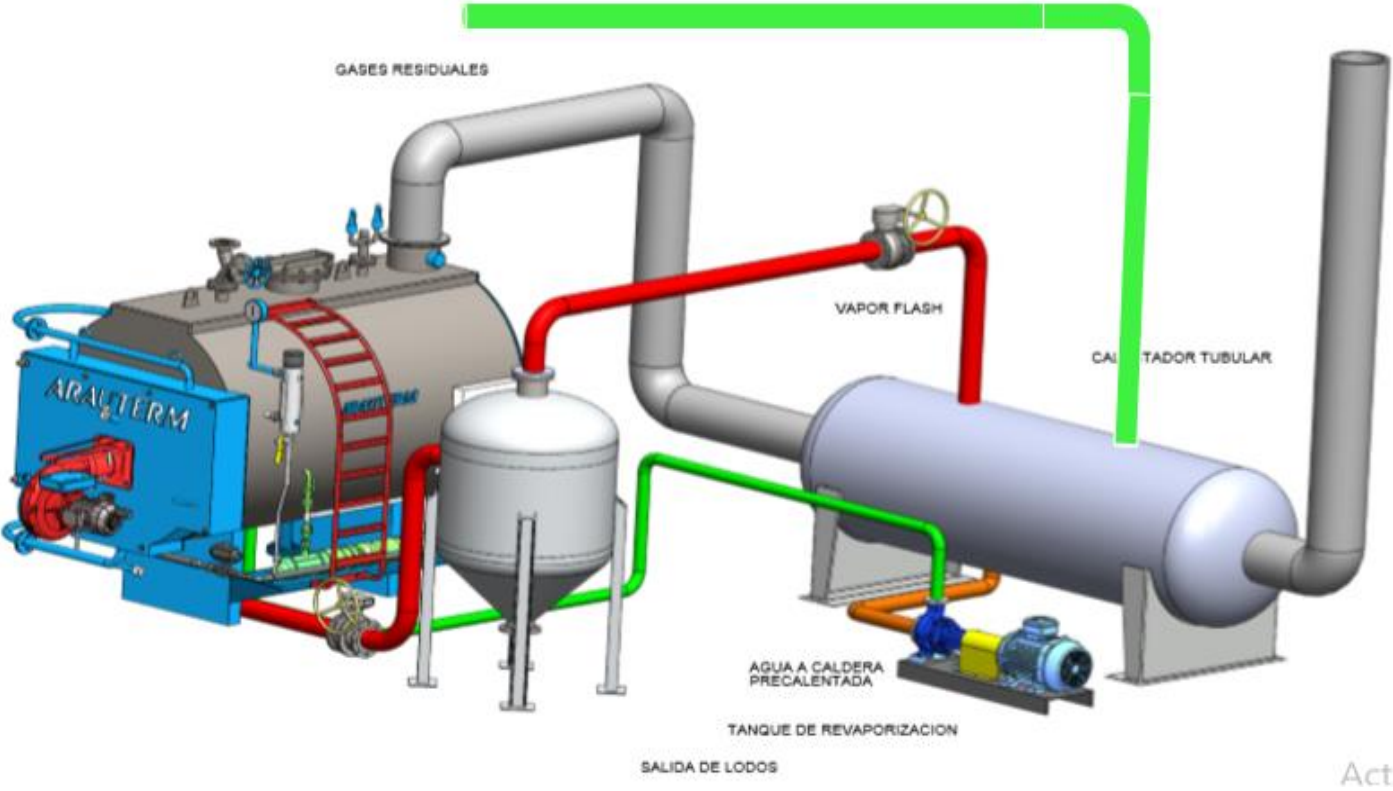


Fuente: Elaboración propia.



**Figura 7**

*Sistema proyectado de generación vapor, con recuperación de masa del vapor flash y calor de gases residuales, Chimú Agropecuaria.*



Fuente: Elaboración propia.

## 1.2. Trabajos previos

Sosa, (2013), en su análisis “Restauración de condensados originados en el punto de avenado de cabezales de vapor y venas de calentamiento en la zona de sétil de la refinería estatal esmeraldas”. El objetivo de aumentar la restauración de condensado en el ámbito especificado se cumplió con éxito, alcanzando una tasa de recuperación del 78%. En la actualidad, los tres equipos principales (Y-V7003, Y-V7004 e Y-P7010 A/B) utilizados para recibir y transferir condensados calientes en el área de Servicios Auxiliares no funcionan, por lo que los condensados calientes producidos no tienen a dónde ir. Cuando se restablezcan estos equipos, la tasa de restauración aumentará probablemente un 20%. Las pérdidas económicas estimadas por no recuperar las fuentes existentes y potenciales de condensado ascienden a 2.967.888,00 \$ anuales. Si se recuperan 5 m<sup>3</sup>/h de condensado, se reducirán los costes de tratamiento del agua de sustitución y el disipado de combustible, ya que el condensado contiene energía debido a su alto rango de temperatura. Esto podría suponer un ahorro estimado de 748.745,23 \$/año.

Villacrés, Andrade,(2016), En su tesis de grado titulada: “ Ahorro energético en el Sistema de Recuperación de Condensados de una Fábrica en Guayaquil aprovechando un Surge Tank”. En esta tesis el autor hace un comparativo entre un proceso de condensados presurizado contra un proceso de condensados convencional donde el resultado de un proces presurizado asimila que se podría ahorrar un 15% de energía,teniendo un tiempo de retorno de inversión de 45 días sin tomar el ahorro del agua ni químicos , a su vez esta tesis también se apoya en los ahorros energéticos de un Sistema de Recuperador de Condensados además cuenta con unas bombas de tranferencia que están presurizadas a una presion de 70PSI, esto hace que las bombas funcionen correctamente ,el fluido que succionan no es vapor sino agua a una temperatura de 160°C que es próxima a la temperatura de saturación del H<sub>2</sub>O a 70 PSI.

Ruiz, (2006), en su tesis de investigación titulada: 'Diseño y valoración económica del procedimiento automático de control de TDS del agua de los generadores de vapor pirotubulares del hospital general de accidentes del instituto guatemalteco de seguridad .En esta presente tesis el autor argumenta que en el área de producción de vapor se cuenta con un número de calderas que actualmente su sistema de purga o de evacuación de TDS se realiza manualmente provocando una gran pérdida energética de 2, 726, 440,412.40 KJ anuales y bajo rendimiento de la caldera así mismo se dice que a los costos elevados de los combustibles debemos de enfocarnos en que puntos se puede ahorrar energía, entonces argumentando esto se desea implementar un sistema automático donde esta implementación economizaría el 25% sobre la facturación de combustible. El manual de calibración del sistema TDS garantiza el funcionamiento en la calibración del controlador TDS. El PRI es de 5,34 meses, y el ahorro de combustible amortizará el proyecto en menos de un año. El gasto para la implantación del sistema automático de control TDS es de Q 89.000,00 y el ahorro de combustible que genera es de Q 200.862,00. Esto da una relación coste-beneficio de 2,25, lo que justifica la ejecución del proyecto, ya que es superior a uno.

García,Pilco, (2012),En su tesis: "Evaluación energética del proceso de condensación y regreso de vapor del hospital de especialidades "Eugenio Espejo".Manifiesta que haciendo una inspección del proceso se localizó que no se está haciendo correctamente el mantenimiento durante el proceso de trabajo, encontrando también permuta en los accesorios originando pérdidas económicas para la empresa además la caldera cuenta con un deficiente estado en lo que se refiere a su aislamiento térmico producto de esto el calor se traslada a su contorno por radiación y convección . También nos habla que para poder lograr y crear un plan de mejoramiento energético se tiene que contar con la suficiente información proporcionada por la empresa teniendo datos sobre la producción mensual de vapor en todo el año, consumos de combustibles respectivos, todo esto se podrá alcanzar con fuentes alternas de energía que originaría el ahorro de combustible. Como recomendación manifiesta que las purgas en las calderas son muy esencial ya que por intermedio de éstas elimina los TDS y en suspensión situados internamente en el agua de la caldera.

Una purga ineficiente dará lugar a la aparición de incrustaciones, lodos y la formación de puntos calientes que esto conllevará a daños permanentes en el generador de vapor.

Bargarán, (2014), en su tesis: "Diseño de un método automático de purgas de fondo y superficie para ahorrar la disponibilidad de energía térmica en un generador de vapor de 1000 BHP". En esta tesis, se aplicó un sistema automatizado de purga tanto a la purga superficial como a la de fondo, lo que conllevará una revisión completa de la conductividad de la caldera y un aumento del rendimiento térmico del 2%, con un ahorro de dinero anual de 50.873,22 \$ y que cuenta con una disponibilidad de energía térmica de 26.304 m<sup>3</sup>/h de GN. La sustitución del sistema manual por un sistema automatizado hará que la caldera pirotubular de 1000 BHP experimente una disminución del coste del combustible de 6.952,85 \$ anuales y del coste del agua de alimentación tratada de 4.885,21 \$ anuales. Una vez calculada la energía térmica de la purga superficial, se determinó que era muy practicable, ya que puede utilizarse para precalentar el agua de reposición que entra a una temperatura de 29,32°C al depósito de condensados, entregando así el agua que alimenta a la caldera con una temperatura final de 82,02°C, lo que garantiza un mayor rendimiento con la misma cantidad de vapor pero utilizando menos combustible, ahorrando 786.532,77 BTU/hora. La realización fue que el sistema automatizado de purga tiene una inversión de 42.008 \$, produce un ahorro mensual de 4.239 \$ y un periodo de amortización de 10 meses, con una tasa interna de rendimiento (TIR) mensual del 2,3% y un valor actual neto (VAN) de 2.629,39 \$, lo que demuestra que el proyecto es muy viable.

Custodio, Solís, (2017), En su proyecto "Estimación del procedimiento de restauración de purgas de fondo y de nivel de los generadores de vapor en la empresa pesquera Austral Group s.a.a. – Coishco". de la (UNS). En esta tesis de exploración la empresa Austral ubicada en el distrito de Coshco cuenta con 7 calderas pirotubulares en la cual se pretende evaluar su sistema recuperador de purgas tanto de nivel como de fondo y así adquirir balances eficientes donde se pueda evaluar el rendimiento de las calderas. El estudio reveló que las 7 calderas tenían un rendimiento del 85,00%, con un flujo de condensado de 9 617,33 Kg/h a 120 PSI y un caudal de vapor flash de 1 206,01 Kg/h a 7,5 PSI, lo que permitía implantar un sistema mixto de recuperación de calor. Este sistema supuso unos gastos de inversión y mantenimiento, además de un estudio económico rentable con una Tasa Interna de Retorno (TIR) del 52,5%, un periodo de amortización de 23 meses y una relación beneficio-coste de 2,68. Como resultado, el sistema mixto de recuperación de calor produjo un ahorro de 17632,40 Gal R-500/año, lo que aumentó la eficiencia de la planta, haciendo que el proyecto mereciera la pena.

Asencio, (2014), en su tesis :Evaluación técnica de las calderas de vapor y planteamiento de mejoras para el rendimiento térmico en la pesquera Hayduk S.A. Nos dice que el tratamiento del agua que alimenta a las cinco calderas, protege y prolonga la vida de los equipos, líneas de vapor y condensados, mantiene libre de incrustación a los tubos dentro de las calderas, se obtiene una operación más continua y eficiente, y por ende se obtiene un ahorro muy grande de combustible. Retomando adecuadamente todos los condensados al sistema de agua de alimentación se incrementa la temperatura del agua y se disminuye el consumo de combustible necesario para elevar la  $t^{\circ}$  del agua al momento de ebullición, haciendo eficiente a las calderas. Haciendo un análisis de purgas de calderas las cinco calderas operan con purgas automáticas de superficie a 10,000 ppm de STD, que se aprovechan para calentar el petróleo residual y son recuperados en un tanque para generar vapor flash y alimentar el desaireador, reemplazando parte del vapor de "alta presión" consumido por este equipo.

Las purgas de fondo de los cinco generadores de vapor se accionan manualmente y, por lo general, el operario las abre al mismo tiempo que las purgas de superficie. La frecuencia de purga o descarga viene determinada por la cantidad y aglomeración de los sólidos en el agua dulce. Además, el análisis de los gases de combustión en las calderas fue eficaz, ya que no sólo proporcionó un alto rendimiento, sino que las reacciones de combustión se completaron sin producir cantidades elevadas de CO en los gases de escape o la chimenea. La instalación de economizadores y/o calentadores de aire, que aprovechan los gases residuales de la chimenea, es beneficiosa para aumentar el rendimiento de las calderas y reducir los costes de funcionamiento.

Paredes, (2015), en su tesis titulada "Evaluación de una técnica de restauración de calor a partir del condensado de purgas de una caldera pirotubular de 1000 BHP en planta pesquera". En este estudio realizado a la planta Hyduck se desea dimensionar un sistema recuperador de calor en la cual recupere masa y calor de sus 7 calderas pirotubulares con potencias de 1000 y 1300 BHP y así poder conseguir beneficios energéticos y económicos para la planta. Para poder dimensionar el recuperador de calor se tiene que tener una serie de datos principales como por ejemplo el modo de operación de los generadores de vapor, hacer evaluaciones para determinar el porcentaje de flujo de condensado ya demás se predice el vapor flash producido, una vez adquirido los datos necesario se prosiguió a dimensionar el recuperador luego de la instalación observamos que el rendimiento asciende de 0.727 a 0.784 % por cada generador de vapor y una disminución en el combustible de 0.84% por cada caldera originando un ahorro anual de 224 924.37 Ns. Se llega a concluir que con la adición del sistema de recuperación se logra beneficios eficientes y que el PRI se recupera en menos de 3 meses.

### 1.3. Teoría relacionadas al tema.

#### 1.3.1. Calderas de Vapor.

Las calderas de vapor como su propio nombre lo describe son equipos térmicos diseñados para generar vapor ,la generación de vapor se produce por intermedio de una una combustión en el flu de la caldera donde la temperarura llega a los 1000 °C el calor de los gases residuales son conducidos por las tuberías de la caldera asi precipitando al agua que esta rodeada en el interior de la caldera hasta el punto de ebullición donde hay un cambio de fases de la fase líquida para convertirla en la fase gaseosa y esta llamada vapor que es llevada por una tubería de alta presión para fines de producción en las empresas , algunas plantas adicionan a sus calderas recuperadores de calor y masa donde recuperan parte de las purgas de nivel como las purgas de fondo reduciendo costos y aumentando la eficiencia de la misama, también se instalan economizadores para recuperar parte de los gases residuales de la chimenea evitando así el impacto negativo al medio ambiente.(WILCOX, 2012)

#### Figura 8

*Fotografía de Caldera de vapor cleaver Brooks 300 bhp*



Fuente: Area de generacion de vapor planta Rendering.

## **Calentamiento.**

Existe calentamiento cuando un elemento entra en intercambio con el otro elemento, ambos cuentan con distinta temperatura uno mayor que el otro, entonces la transferencia se da cuando el elemento que tiene mayor temperatura cede energía al elemento con menos temperatura hasta el punto que ambos elementos lleguen a tener igual temperatura al concluir este ciclo y logrando que ambos elementos cuenten con la misma energía y temperatura la transferencia se paraliza y se argumenta que los dos elementos se encuentran en equilibrio térmico. (Nuñez, 2016)

## **Agua de alimentación a generador de vapor .**

Para hablar del agua de alimentación a la caldera debemos saber primero que existen diversos tipos de agua mencionando algunos tipos tenemos agua dura, agua blanda, agua osmotizada, etc. el agua que se debe usar para la operatividad de la caldera debe ser un agua libre de sales como son las de calcio y magnesio previo a esto se recomienda realizar un tratamiento al agua pasándolo por un sistema de ablandamiento y hasta en otras ocasiones por un sistema de ósmosis inversa para eliminar estos agentes negativos que puedan causar daños a la caldera, el agua debe ingresar a la caldera con 0 ppm, para poder eliminar otros agentes se emplean químicos como son los secuestrantes de oxígeno y los dispersantes que ayudan a contribuir con la vida útil de la caldera.

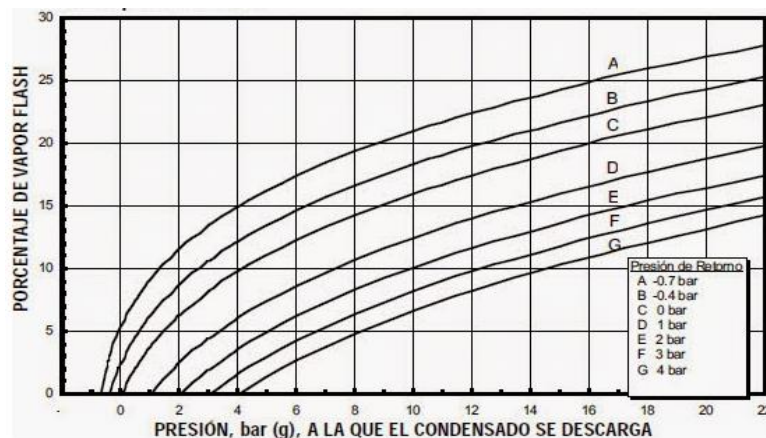
## **Vapor flash de purgas .**

Es aquel vapor que se produce cuando se purga una caldera donde se expulsa a una presión menor es donde entonces que porción de esos líquidos se vuelven a evaporar, y a esto se determina como Vapor Flash o Vapor Secundario. Este vapor flash es importante porque se puede recuperar para precalentar el agua que alimenta a la caldera o también para otros fines según la necesidad de la empresa, así se mejoraría la eficiencia de la planta conjuntamente también un ahorro económico importante y que además estaríamos reduciendo los efectos adversos al medio. (Alberto, 2014).



## Figura 9

Gráfica donde se visualiza la participación de vapor flash que se forma cuando el condensado es descargado a una presión menor.



Fuente: (Alberto, 2014)

## Purga de caldera

Es la evacuación de los TDS estos son sedimentados que se encuentran en la parte inferior de la caldera estas concentraciones tienen que ser eliminadas mediante las purgas para evitar así un nivel mayor de concentración a lo establecido que es de 3000ppm y que además de no ser extraídos conducirían a daños irreparables en la caldera acortando su vida útil y aminorando su rendimiento. (Alberto, 2014).

## Gases residuales.

Son gases residuales que son producto de la combustión de la caldera y que son conducidos por la chimenea y estos a la atmósfera. La composición de éstos gases depende mucho del tipo de combustible que se está usando ya sea GLP, GN. Petróleo residual, vagaso, carbón entre otros, estos gases contienen un porcentaje de CO, NO, SO<sub>2</sub> todos estos contaminantes debido a su composición son causantes de efectos secundarios en la atmósfera. (Arnulfo, 2012)

## Clasificación.

Los generadores de vapor de acuerdo a las necesidades de las industrias se agrupan en dos tipos: piro-tubulares y acuotubulares. Los generadores de vapor son equipos térmicos en la cual los gases de combustión son conducidos por la parte interna de los tubos y el agua, por la parte externa esto hace que por una transferencia de calor el agua alcance su punto de ebullición y cambie de estado convirtiéndose en vapor, estas calderas alcanzan presiones por debajo de los 294PSI. Las calderas acuotubulares también con equipos térmicos que su proceso de combustión el lo contrario a una piro-tubular es decir el agua en este caso circula por la parte interna de los tubos mientras que los gases de combustión para la parte externa, este tipo de calderas son diseñadas para altas presiones. (WILCOX, 2012)

## Rendimientos de la caldera.

En una caldera de vapor, la potencia térmica útil  $\dot{Q}_u$  es la energía por unidad de tiempo utilizada en cambiar el agua líquida de recepción en vapor:

$$Q_u[\text{kw}] = m_v * (h_v - h_{ag})$$

Siendo:

- $\dot{m}_v$ : Caudal másico de vapor; kg/s
- $h_v$ , entalpía de vapor a la salida del generador de vapor, kJ/kg.
- $h_{ag}$ , entalpía del agua líquida de alimentación, kJ/kg. (Molina L. A. y Molina, 2013).

### 1.3.2. Balance de masa y energía del Método de generación de vapor.

**Ecuación del balance de energía en caldera:**

$$Q_u[\text{kw}] = m_v * (h_v - h_{ag}) = m_{cble} * (PCI + R_{a-cble} * h_{ai}) * \eta_{Cald} \dots\dots\dots 1.1$$

- $Q_u$ : Potencia térmica útil del generador de vapor, kw.
- $R_{a-cble}$ : Relación aire combustible, kg aire/kg cble.
- $m_{cble}$ : caudal másico del combustible, kg/s.

- $m_v$  = caudal másico de vapor del generador de vapor :
- $h_v$  = entalpía del vapor de la caldera:
- $h_{ag}$ : Entalpía final del agua.
- $PCI_{cble}$ : Poder calorífico inferior del combustible, GLP
- $h_{aire}$ : Entalpía del aire para la combustión.
- $\eta_{cald}$  = Rendimiento del generador de vapor. (Rosario, 2016)

Cálculo de la relación aire combustible en el Hogar de la caldera: .....1.2

$$R_{a-cble} = \frac{PCI - h_{gc}}{h_{gc} - h_{ai}}$$

**Cudal de vapor nominal generado en caldera:**.....1.3

$$m_v = 15.66 \frac{\text{kg v}}{\text{BHP}} *$$

**Calor útil de caldera:**

$$Q_u [\text{kW}] = m_v * (h_v - h_{ag}) = \dots\dots\dots 1.4$$

Despejando de la ecuación de balance térmico en caldera:

$$Q_u [\text{kW}] = m_v * (h_v - h_{ag}) = m_{cble} * (PCI + R_{a-cble} * h_{ai}) * \eta_{Cald}$$

$$m_{cble} = \frac{Q_u [\text{kW}]}{(PCI + R_{a-cble} * h_{ai}) * \eta_{Cald}} \dots\dots\dots 1.5$$

**Cudal másico de gases residuales**.....1.6

$$m_{GR} = R_{GC-Cble} * m_{cble}$$

**1.3.3. Dimensionar y elegir el sistema recuperador de vapor flash en las purgas de fondo de generador de vapor Cleaver Brooks 300 BHP.**

**Cálculo de flujo de purga en caldera,  $m_{purga}$** .....1.7

$$m_{purga} = m_v * \frac{SDT}{STD_{m\acute{a}x} - STD} \dots\dots\dots 1.7. \text{ (Rosario, 2016)}$$

**Cálculo de vapor flash generado de purga de caldera.**

**Cálculo de la cantidad de vapor flash formado .**

Ejemplo :

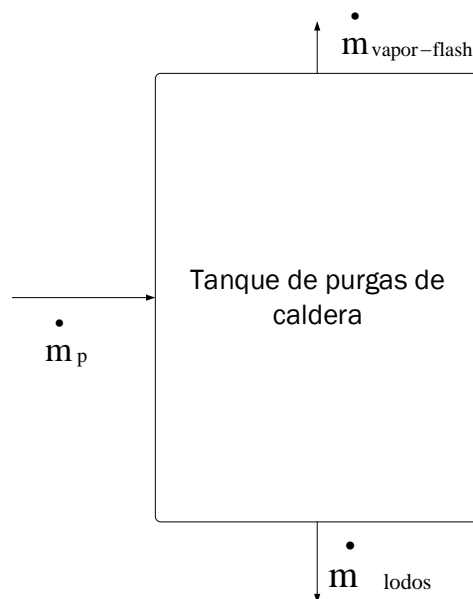
Considere un proceso donde se usa vapor a una presión de 6 bar. A esta presión, la entalpía de vapor sería de 659.33 Kcal / Kg. Después de perder su calor latente en el producto que se está calentando, se formará condensado a la misma presión con una entalpía de 160.53 Kcal / Kg.

Supongamos, después de la trampa, que este condensado se descarga a una presión de 1 bar. Según las tablas de vapor, el agua en forma líquida puede contener 99,76 Kcal / Kg de entalpía. Como se puede ver, hay 60,77 Kcal / Kg de exceso de energía.

Esta energía convertirá una parte del condensado líquido en vapor. (Forbes marshall, 2012)

**Figura 10**

*Tanque de purgas de caldera.*



*Fuente:Elaboración propia*

$$m_{v-flash} = \frac{h_{cond-AP} - h_{cond-BP}}{l_{vapor flash}} *$$

$m_{cond}$  ..... 1.8 (Rosario, 2016)

mv – flash: flujo vapor flash,  $\frac{kg}{s}$

hcond: Entalpía del condensado a alta presión =  $\frac{kJ}{kg}$

$h_{cond-BP}$ : Entalpía del condensado a baja presión =  $\frac{kJ}{kg}$

lv: Calor latente vaporización del vapor flash =

### 1.3.4. Dimensionar el precalentador tubular de agua por gases residuales de chimenea.

Potencia térmica útil.

$$Q_{u-IC} (kw) = m_{GC} \left(\frac{kg}{s}\right) * (h_{GC1} - h_{GC2}) \left(\frac{kJ}{kg}\right) * \eta_{IC} \dots \dots \dots 1.9$$

Temperatura promedio de los gases en el calentador: ..... 1.10

$$\overline{T}_{GC} = \frac{t_{pgases chimenea} - t_{pgases residuales de salida}}{2} = 200 \text{ } ^\circ C$$

Sección transversal de un tubo: ..... 1.11

$$S_t = \pi \frac{d_{int}^2}{4} =$$

Flujo másico del gas en tubo: ..... 1.12

$$m_{unit-tubo} = \rho_{GC} \left(\frac{kg}{m^3}\right) * S_t (m^2) * U_{GC} \left(\frac{m}{s}\right)$$

Número necesario de tubos: ..... 1.13

$$N_{r-tubos} = \frac{m_t}{m_{unit}}$$

**Calor necesario a ser transmitido por cada tubo:** ..... 1.14

$$Q_{unit-tubo} = \frac{Q_t (kw)}{Nr. tubos}$$

**Balance de energía en tanque de agua, sin recuperación de calor .**

Se determina la temperatura final del agua a generador de vapor , al salir del tanque.

$$Q_{cond} + Q_{agua-repos} = Q_{agua a caldera} (kw) \dots\dots\dots 1.15$$

$$t_{m-agua} = \frac{Q_{cond} + Q_{agua-repos}}{m \text{ salida de tanque} * 4.2} \dots\dots\dots 1.16$$

**Balance de energía con restauración de calor de humos residuales.**

Se realiza un balance para determinar una nueva temperatura del agua a generador de vapor y continuar con el dimensionamiento del precalentador tubular.

**Balance de energía en tanque de agua, con restauración de calor de gases residuales de chimenea:**

$$Q_{condes} + Q_{agua repos} + (Q_{gc1} - Q_{gc2}) * \eta_{IC} = Q_{agua a caldera} (kw) \dots\dots\dots 1.17$$

**Desarrollo de la T° media logarítmica en calentador, Tm.....1.18**

$$\Delta T_m (^{\circ}C) = \frac{T}{\frac{\ln(\Delta T_{m\acute{a}x} + \Delta T_{m\acute{i}n} + T)}{\Delta T_{m\acute{a}x} + \Delta T_{m\acute{i}n} - T}}$$

**Temperatura media cuadrática:.....1.19**

$$T = \sqrt{(T_{gc1} - T_{gc2})^2 + (T_{agua2} - T_{agua1})^2}$$

→

**5Fórmula para dimensionar el precalentador de agua por humos residuales:..1.20**

$$Q_u (w) = m_{agua} * (h_{agua2} - h_{agua1}) * 10^3 = K_G \left(\frac{W}{m^2}\right) * S_{IC} (m^2) * \Delta T_m (^{\circ}C)$$

**KG = Coeficiente global de transferencia de calor.....1.21**

$$K_G = \frac{1}{\frac{1}{h_{int}} + \frac{1}{h_{ext}} + \frac{\delta_{pared}}{k_{mat-tubo}}} \left(\frac{W}{m^2}\right)$$

$k_{mat-tubo}$ : coeficiente de conductividad térmica del material del tubo:  $w/m^{\circ}C$ .

$\delta_p$ : Espesor de pared del tubo, m.

$h_{int}$ : coeficiente de transferencia de calor gas – pared interna del tubo,  $w/(m^2^{\circ}C)$ .

$h_{ext}$ : coeficiente de transferencia de calor pared externa – agua,  $w/(m^2^{\circ}C)$

.

### **Desarrollo del coeficiente de transferencia de calor interno.**

Es el que se produce entre el gas y la pared interna del tubo.

Cálculo del número de Reynolds de la circulación de gas en tubería.....1.22

$$Re = \frac{U_{GC} * d_{int}}{\nu_{GC}}$$

Número de Nusselt del proceso:.....1.23

$$Nu_{int} = 0.023 * Re^{0.8} * Pr^{0.3}$$

Desarrollo del coeficiente de convección interna,  $h_{int}$ .....1.24

$$Nu_{int} = \frac{d_{int}(m) * h_{int} \left( \frac{w}{m^2 * ^{\circ}C} \right)}{k_{gc} \left( \frac{w}{m * ^{\circ}C} \right)}$$

$$h_{int} = \frac{Nu_{int} * k_{GC}}{d_{int}}$$

Cálculo de  $h_{ext}$ , para fluidos en reposo.

Se utilizará la siguiente expresión:.....1.25

$$Nu_{ext} = C * (Gr_2 * Pr_2)^m$$

En la cual:

Gr: Invariante de Grasshof.....1.26

$$Gr = \frac{g * d^3}{\nu^2} * \beta * (T_p - T_m)$$

Propiedades del agua:

Densidad:

Coefficiente de conductividad térmica:

Viscosidad cinemática:

Número de Prandtl:

Calor específico: kJ/(kg\*°C).

$$\beta = \frac{1}{\bar{T}} = \frac{1}{372.725} = 2.68 * 10^{-3}$$

$$Gr = \frac{g * d^3}{\nu^2} * \beta * (T_p - T_m) * Pr$$

Nusselt externo:.....1.27

$$Nu_{ext} = 0.135 * (Gr_{ext} * Pr_{ext})^{0.33}$$

Cálculo de la superficie de transferencia de calentador:.....1.28

$$S = \frac{Q_u(w)}{\Delta T_m(^{\circ}C) * K_G \left( \frac{w}{m^2 * ^{\circ}C} \right)}$$

Nr. de tubos necesarios:

Longitud del tubo, L :

Diámetro exterior del tubo, dext:

$S = N_{r-tubos} * S_{Lat-unit-tubo}$ .....1.29

Superficie transversal total ocupada por los tubos:.....1.30

$$S_{t-tubos} = N_r * S_{unit-Transv}$$

$$S_{unit-transv} = \pi * \frac{d_{int}^2}{4}$$



Superficie transversal útil del tanque:

### **Cálculo del diámetro ingreso y salida de los gases de combustión.**

#### **Diámetro interno al ingreso del precalentador:**

- Flujo de gases residuales:
- Densidad de los gases residuales:
- Velocidad de gases:

Sección transversal necesaria en el Ic.....1.31

$$S_{trans-entrada\ a\ IC} = \frac{m_{GR} \left(\frac{kg}{s}\right)}{U_{GC} \left(\frac{m}{s}\right) * \rho_{GC} \left(\frac{kg}{m^3}\right)} [m^2]$$

Diámetro interno para la tubería de gas, ingreso al precalentador.....1.32

$$d_{int1}(m) = \sqrt{\frac{4 S(m^2)}{\pi}}$$

#### **Aislamiento térmico de la tubería de gas, ingreso al precalentador**

El método que se empleará es la pérdida de calor unitaria admisible, que se mide en w/m (Rosario, 2016). Se utilizará lana mineral como material de aislamiento térmico. Hay que determinar la longitud total del tubo, el diámetro externo del tubo de gas residual, la temperatura media de la pared con aislamiento y la temperatura media de la pared sin aislamiento. Además, también debe calcularse la pérdida de calor máxima admisible en la tubería aislada, basándose en la temperatura media de la tubería aislada.

**Desarrollo del coeficiente de conductividad térmica de la lana mineral..... 1.33**

$$k_{Lana\ Mineral} = 0.05916 + 0.000186 * t_m$$

Correlación de los diámetros de la tubería de gases.....1.34

$$\frac{d_{ext-con\ aislante}}{d_{int-sin\ aislante}} = e^{\frac{2\pi * k_{Lana\ Mineral} * (T_{p-sin\ aisl} - T_{p-con\ aisl})}{q_p}}$$

Grosor del aislante térmico, lana mineral:.....1.35

$$\delta_{\text{Lana Mineral}} = \frac{d_{\text{ext-con aislante}} - d_{\text{int-sin aislante}}}{2}$$

**Rendimiento del aislamiento térmico**

Se calcularán:

Q1: Caudal térmico, ingreso a la tubería con el aislante térmico, kw

Qp: Caudal térmico extraviado en tubería con aislante térmico, kw

Q2: Caudal térmico, salida de la tubería, con aislante térmico, kw

Eficiencia de la tubería con aislante térmico:..... 1.36

$$\eta_{\text{tub-con aisl}} = \frac{Q_2}{Q_1}$$

Caudal térmico cedido en tubería con aislamiento térmico:.....1.37

$$Q_{p\text{-con aislam}} (\text{kw}) = q_p \left( \frac{\text{W}}{\text{m}} \right) * L_{\text{tubería}} (\text{m}) * 10^{-3}$$

Caudal térmico de ingreso a tubería de gas:.....1.38

$$Q_1 = m_{gc} \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) * h_{gc1} \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)$$

**Diámetro interno a la salida del precalentador:**

- Caudal de gases residuales:
- Densidad de los gases residuales: (Rosario, 2016)
- Velocidad de gases:

Area de la sección transversal necesaria:.....1.39

$$A_{\text{trans-salida de IC}} = \frac{m_{GR} \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)}{U_{GC} \left( \frac{\text{m}}{\text{s}} \right) * \rho_{GC2} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} [\text{m}^2]$$

Diámetro interno para la tubería de gas, ingreso al precalentador.....1.40

$$D_{\text{int}}(\text{m}) = \sqrt{\frac{4 S(\text{m}^2)}{\pi}}$$

**1.3.5. Determinación del flujo de Combustible ahorrado mediante el desarrollo del sistema Recuperador de masa y calor.**

**Consumo de combustible en caldera, final; luego de mejora:  $m_{\text{cble2}}$ .....1.41**

$$m_{\text{cble2}} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = \frac{m_{\text{vp}} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) * (h_{\text{v}} - h_{\text{agua2}}) \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)}{(PCI_{\text{cble}} + R_{\text{aire-cble2}} * h_{\text{aire}}) \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) * \eta_{\text{Cald}}}$$

- $m_{\text{vp}}$  = flujo másico de vapor producido, a plena carga.
- $h_{\text{v}}$  = entalpía del vapor producido:
- $h_{\text{agua2}}$ : Entalpía final del agua a generador de vapor, con precalentado de gases residuales y vapor flash.
- $PCI_{\text{cble}}$ : Poder calorífico inferior del combustible, GLP
- $h_{\text{aire}}$ : Entalpía del aire para la combustión.
- $\eta_{\text{cald}}$  = Rendimiento de la caldera.

**Relación aire – combustible, para combustión:.....1.42**

$$R_{\text{aire-cble2}} \left( \frac{\text{kg - aire}}{\text{kg - cble}} \right) = \frac{PCI_{\text{cble}} - h_{\text{gc}}}{h_{\text{gc}} - h_{\text{aire}}}$$

**Ahorro de combustible, final, luego de mejora.....1.43**

$$\Delta m_{\text{cble}} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = m_{\text{cble1}} - m_{\text{cble2}}$$

### 1.3.6. Evaluación económica: inversiones, costos de ejecución mantenimiento.

#### Análisis de financiamiento: Elaboración del flujo proyectado, estableciendo los indicadores VAN, TIR, PRI.

El beneficio económico lo representa la reducción del consumo de combustible, por aumento de la temperatura del agua de caldera, mediante la utilización del vapor flash de purgas y del calor sensible del gas residual.

- Caudal de combustible a ser ahorrado, por mejoras térmicas:
- Tiempo de operación:
- Precio de compra del IGV:
- Ahorro anual de combustible:.....1.44

$$\Delta m_{cble} \left[ \frac{kg - GLP}{año} \right] = (m_{cble1} - m_{cble2}) \left( \frac{kg}{h} \right) * T_{oper} \left( \frac{h}{año} \right)$$

- Mcble1: Caudal promedio de GLP, antes de las mejoras térmicas:
- Mcble2: Caudal promedio de GLP, después de las mejoras térmicas:
- Toper = Tiempo de operación anual:
- Beneficio económico Becon:.....1.45

$$B_{econ} \left[ \frac{soles}{año} \right] = \Delta m_{cble} \left[ \frac{kg GLP}{año} \right] * C_{unit-GLP} \left( \frac{soles}{kg - GLP} \right)$$

### 1.3.7. Análisis del impacto del medio ambiente por aplicar un método de restauración de calor y masa en el sistema de generación de vapor.

La evaluación del impacto medio ambiental implica identificar las emisiones de gases contaminantes, incluido el CO<sub>2</sub>, que se emiten al aire en los procesos de combustión antes y después de la mejora térmica del proceso, con la consiguiente disminución del uso de combustible. (Rosario, 2016)

**Datos iniciales:**

- Combustible quemado: Gas Licuado de petróleo, GLP
- Composición másica: 60 % propano (C3H8) y 40 % butano (C4H10)
- Poder calorífico inferior del GLP:
- tgc, en el flu:
- hgr (calientes):
- tai: para la combustión:
- hai para la combustión:

Para establecer las proporciones de gases contaminantes liberados a la atmósfera, se realizará un cálculo de combustión de GLP. Se empleará el método Base 100, ya que el combustible es una mezcla. La relación aire-cble para el propano ya se ha establecido en 35,48 kg de aire x kg de combustible.

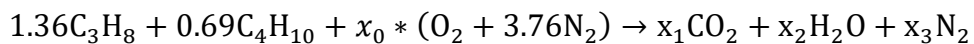
**Tabla 1**

*Masa y número de moles de componentes del GLP, en base 100.*

<b>Componente</b>	<b>Masa, kg</b>	<b>Masa Molar, kg/kmol</b>	<b>Nr. Moles</b>
<b>C3H8</b>	60	44	1.36
<b>C4H10</b>	40	58	0.69

Fuente : Elaboración propia.45.

Combustión perfecta del GLP, coeficiente de excedente de aire =1.....1.46



Formulando:

Kmol en carbono:  $x_1 = 1.36 * 3 + 0.69 * 4$

kmol en hidrógeno:  $1.36 * 8 + 0.69 * 10 = x_2 * 2 \rightarrow x_2$

kmol en Oxígeno:  $x_0 * 2 = x_1 * 2 + x_2 * 1 \rightarrow x_0$

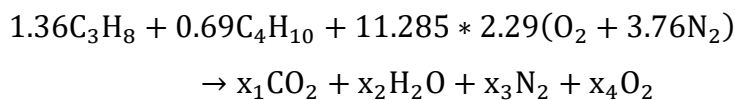
kmol en nitrógeno:  $11.285 * 3.76 * 2 = x_3 * 2 \rightarrow x_3$

**Evaluación en combustión completa del GLP .....1.47**

$$\text{Como } R_{a-cble} = \frac{m_{\text{aire-real}}}{m_{\text{cble}}}$$

Se establece el coeficiente de excedente de aire,  $\lambda$ ; la combustión completa del GLP  
De la ecuación: (Rosario, 2016)

Determinamos , que el coeficiente de excedente de aire combustión completa es  
 $\lambda = 2.29$



Se tiene, finalmente, los flujos de gases de combustión, anterior y posterior de las mejoras térmicas, con recuperación de masa y calor. (Rosario, 2016)

Utilizando la ecuación: Según ecuación .....1.48

$$m_{\text{gases}} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = R_{G-cble} \left( \frac{\text{kg} - \text{gases}}{\text{kg} - \text{cble}} \right) * m_{\text{cble}} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$$

**La figura 3 representa una caldera de vapor que indica los ingresos y salidas de energía y materia . El balance de masa es:**

$$\text{Circuito de gases : } \dot{m}_a + \dot{m}_c =$$

$$\text{Circuito de agua : } \dot{m}_{ag} = \dot{m}_v$$

donde

$\dot{m}_a$  , Caudal másico del aire de la combustión.

$\dot{m}_c$  , Caudal másico del combustible.

$\dot{m}_g$  , Caudal másico de los gases de combustión.

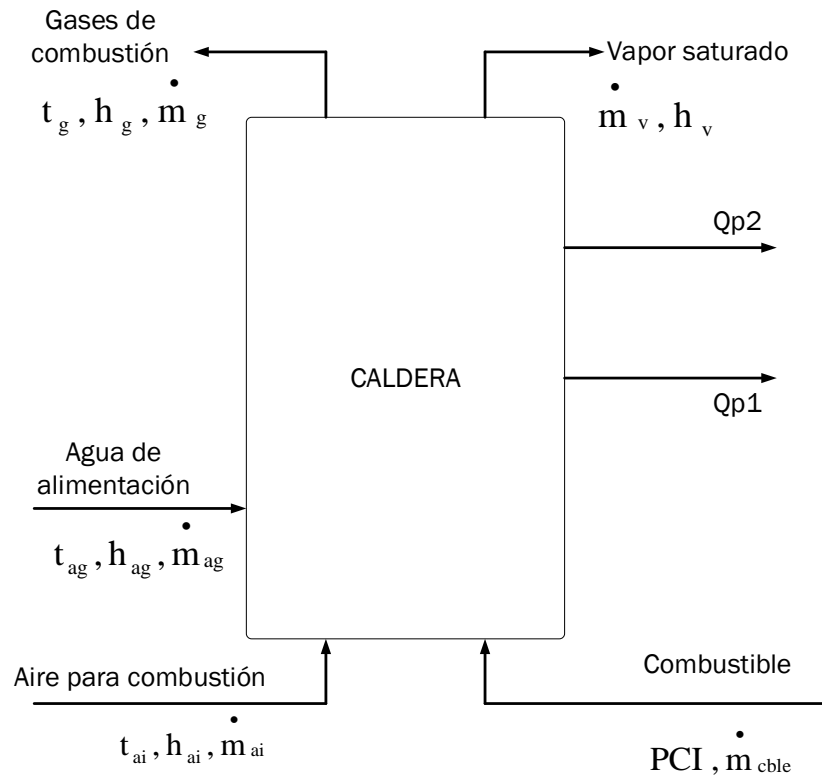
$\dot{m}_{ag}$  , Caudal másico del agua líquida de alimentación .

$\dot{m}_v$  , Caudal másico del vapor.

Si se generan pérdidas de agua y purgas para disminuir el volumen de sales en la caldera de vapor, se agregan estos términos al balance de masa y energía. (Molina L. A. y Molina, 2013)

**Figura 11**

*Balance de energía y masa en caldera de vapor saturado.*



Fuente : Elaboracion propia

donde :

$h_{ai}$ : entalpía del aire al ingreso.

$h_{ag}$ : entalpía del agua de ingreso al generador de vapor .

$h_g$ , entalpía de los gases de combustión en la salida.

$h_v$ , entalpía del vapor en la salida.

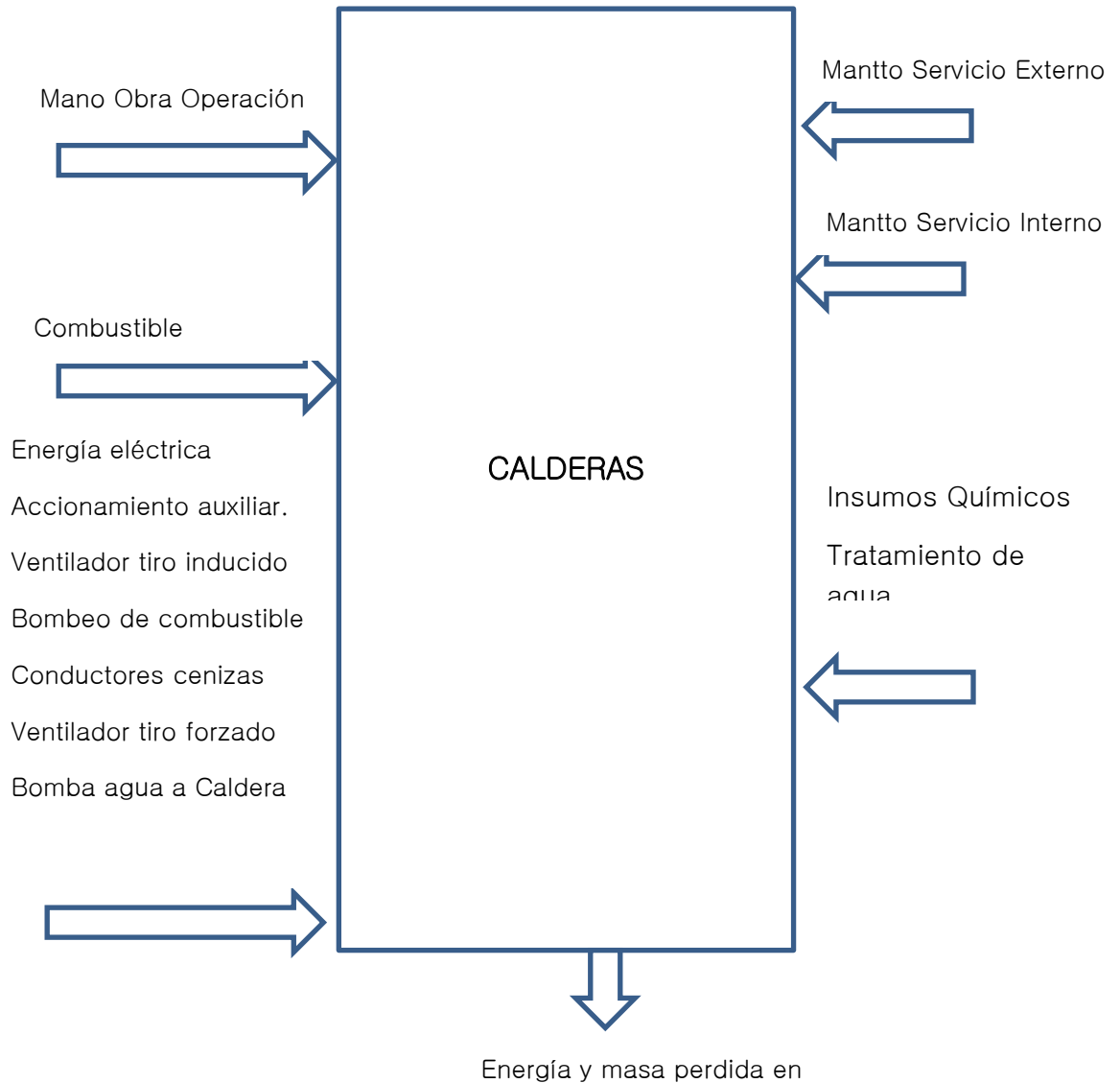
$\dot{P}_2$  : Potencia térmica pérdida por convección y radiación a través de las paredes.

$\dot{P}_3$  : Pérdida de potencia térmica que tiene en cuenta combustiones incompletas y la producción de cenizas resultante de la combustión de líquidos y sólidos.

### 1.3.8. Componentes del costo de producción de vapor.

**Figura 12**

*Componentes de costos de producción de vapor*



Fuente: Elaboración Propia.

### **Componentes del costo de generación de vapor en caldera, soles/TM**

Dato: Vapor generado en un determinado periodo de tiempo, TM/período

- Costos de proceso, soles/período
- Costo de combustible:
- Costo de energía eléctrica, soles/período:
- Energía eléctrica consumida para accionamiento de ventilador de aire
- Ee para accionamiento de bombas agua a caldera



- Potencia accionamiento de bomba de combustible
  - Sub total potencia accionamiento equipos auxiliares: 1085 kw
  - Gasto en insumos químicos tratamiento de agua a calderas
  - Costo de purga calderas:
  - Mano de obra operación y servicio de caldera
  - Materiales para mantenimiento de calderas:
  - Mano de obra mantenimiento externo:
  - Fugas de vapor en sistema calderas
  - Costos energías utilizadas en calderas, para generar vapor
  - Potencias empleadas:
  - En combustible:
  - En accionamiento equipos:
  - En purgas:
  - Fugas vapor:
- Costo final de generación de vapor, soles/período.....1.49**

$$C_{\text{TGV}} = \sum_{i=1}^n C_i \left( \frac{\text{Soles}}{\text{Período}} \right)$$

En la cual:

CTGV = Costo final de generación de vapor, Soles/período

Ci = Componente de costo de producción de vapor, soles/período

**Costo unitario de generación de vapor, soles/TM.....1.50**

$$C_{\text{unit-GV}} = \frac{C_{\text{TGV}} \left( \frac{\text{Soles}}{\text{Período}} \right)}{\text{MVG} \left( \frac{\text{TM} - \text{vapor}}{\text{Período}} \right)} \left[ \frac{\text{Soles}}{\text{TM}} \right]$$

MVG: Vapor generado en un período de tiempo, TM/período (Rosario, 2016)

#### **1.4. Formulación del Problema.**

¿En qué medida el calentamiento del agua de alimentación a caldera Cleaver Brooks 300 BHP con vapor flash de purgas y gases residuales contribuirá a la reducción de los costos de generación de vapor en Chimú Agropecuaria s.a.?

#### **1.5. Justificación del estudio.**

##### **Técnica:**

Se busca contribuir a la mejora del funcionamiento y la productividad del método de generación de vapor de Chimú Agropecuaria.

##### **Económica:**

Al hacer que el sistema de producción de vapor sea más eficiente, se puede reducir el uso de combustible debido a que el vapor flash se utilizará de forma más eficaz, así como una parte del calor de los gases de escape, disminuyendo el exceso de calor en la caldera y la cantidad de productos químicos necesarios para el tratamiento del agua del generador de vapor .

##### **Laboral:**

Se supone que la instalación de un sistema de restauración de masa y calor fomentará una mejor colaboración entre el personal de mantenimiento y el de explotación. Esto, a su vez, permitirá aplicar planes de mantenimiento más eficaces para los equipos térmicos, basados en la eficiencia y la capacidad térmica. Además, habrá programas educativos adecuados para familiarizar al personal con las nuevas técnicas y tecnologías.

##### **Tecnológica:**

Factible de adquirir, la puesta en funcionamiento y aprovechar equipos de tecnología moderna de aprovechamiento de calor y masa en generación de calor y tratamiento de agua a calderas, permitiendo obtener más fiabilidad y automatizar, dado el caso de procesos intermedios.

## **1.6.Hipotesis.**

El calentamiento del agua de alimentación a generador de vapor Cleaver Brooks 300 BHP con vapor flash de purgas y gases residuales ayudará a aminorar los costos de producción de vapor en Chimú Agropecuaria S.A.

## **1.7.Objetivos**

### **1.7.1Objetivo General.**

“Definir la factibilidad técnica económica de calentar el agua de alimentación a caldera Cleaver Brooks de 300 BHP con vapor flash de purgas y gases residuales para desminuir los costos de producción de vapor en Chimú Agropecuaria S.A”.

### **1.7.2.Objetivos Específicos.**

- Efectuar un balance de energía y masa del Sistema de generación de vapor.
- Dimensionar y seleccionar el sistema recuperador de vapor flash en las purgas de fondo de caldera Cleaver Brooks 300 BHP.
- Dimensionar un precalentador tubular de agua por gases residuales.
- Determinar el exceso de Combustible ahorrado mediante la implementación del sistema Recuperador de masa y calor.
- Efectuar un estudio económico: inversiones, costos de operación y mantenimiento, beneficios económicos.
- Efectuar el estudio financiero: calcular el flujo de caja proyectado, estableciendo los indicadores VAN, TIR, PRI.
- Efectuar un estudio de impacto al medio ambiente por ejecutar un sistema de restauración de masa y calor en el sistema de generación de vapor.

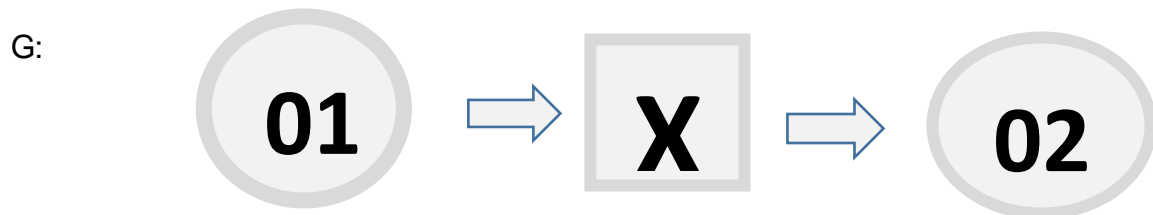
## II.Método

### 2.1. Diseño de Investigación .

Este estudio trata de responder el porqué del objeto que se investiga mediante recolección de información de fuentes . Se dice cómo es y cómo se manifiestan los fenómenos térmicos en Planta Chimú Agropecuaria.

Es explicativo porque se tiene que argumentar los costos para ver si es viable o no es viable Se busca especificar las propiedades importantes del sistema térmico de Chimú Agropecuaria, con la mayor precisión posible.

Se tiene la posibilidad de predicciones, aunque sean estimadas es el plan para atacar el problema, contiene los métodos que deben usarse y las estrategias más efectivas.



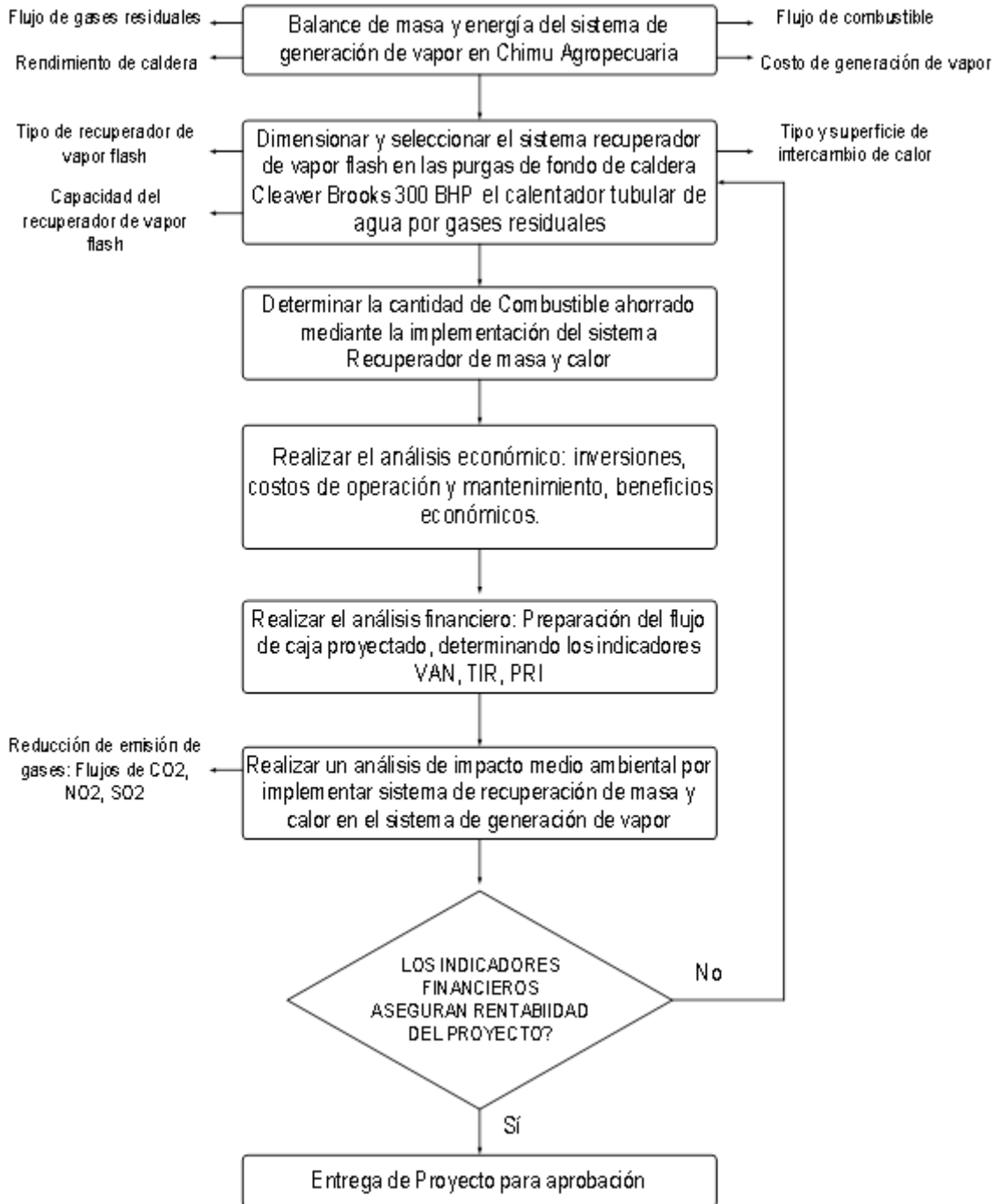
01: Costo de producción de vapor .

X: Dimensionamiento de tanque recuperador de masa y calor .

02: Costos de producción de vapor.

**Figura 13**

*Procedimiento de ejecución del proyecto de tesis.*



Fuente: Elaboración propia.

## 2.2. Variables, operacionalización.

### 2.2.1. Variable independiente

- Flujo másico de vapor flash, kg/h
- Flujo másico de gases residuales de combustión, kg/h

### 2.2.2. Variable dependiente

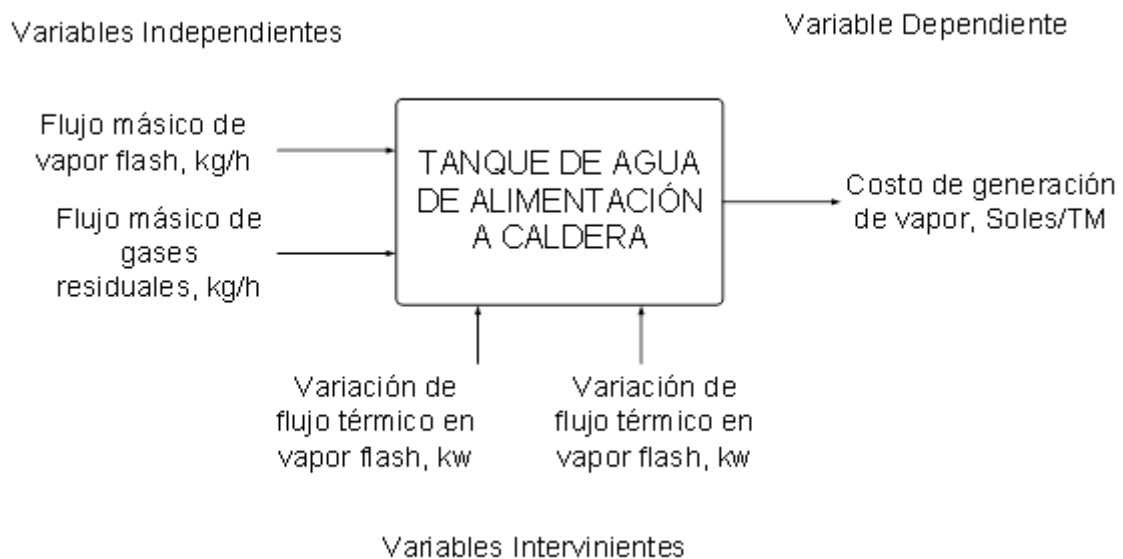
Costo de producción de vapor, soles/h, soles/TM

### 2.2.3. Variable interviniente

- Variación de flujo térmico de vapor, kw
- Variación de flujo térmico de gases, kw

**Figura 14**

*Variables de estudio.*



<b>Variable</b>	<b>conceptual</b>	<b>operacional</b>	<b>Indicadores</b>	<b>Escala de medición</b>
Variable Independient e 1: Flujo másico de vapor flash	El flujo másico de vapor creado a partir del condensado caliente cuando se reduce la presión	Es el producto del flujo de condensado caliente por la relación entre la entalpía del condensado frío y el calor latente del condensado caliente	Flujo elevado Flujo pequeño Flujo despreciable	0...2000 kg/h
Variable independient e 2: Flujo másico de gases residuales	Es el flujo de gases de combustión que abandonan la caldera a través de la chimenea, a temperatura tan baja que ya no pueden generar vapor	Es el producto del flujo másico de combustible multiplicado por la relación gases de combustión - combustible	Flujo grande de gases residuales Flujos calientes de gases residuales (mayor a 200 °C)	0...50000 kg/h
Variable dependiente: Costo de generación de vapor	Valor monetario que se utiliza para generar vapor, y expresa la participación de diferentes componentes como combustible, mano de obra, insumos	Es la sumatoria de los costos de combustible, de agua, de insumos químicos, de mano de obra, de agua, utilizado en caldera	Costo elevado Costo óptimo Costo bajo	0...1000 soles/h
Variable interviniente 1: Variación en flujo térmico de vapor flash	Es el caudal de energía térmica del vapor flash que pasa por la sección transversal de una tubería o conducto en la unidad de tiempo	Es el producto del flujo másico de vapor flash, multiplicado por su entalpía	Flujo térmico elevado Flujo térmico pequeño	0...20 kw

Variable interviniente 2: Variación en flujo térmico de gases residuales de combustión	Es el caudal de energía térmica de los gases residuales de combustión que pasa por la sección transversal de una tubería o conducto en la unidad de tiempo	Es el producto del flujo másico de gas residual multiplicado por su calor específico y por su temperatura	Flujo térmico elevado  Flujo térmico pequeño	0...75 kw
---	---	--	--	-----------

### 2.3. Población, muestra y muestreo

#### 2.3.1. Población:

Plantas de calderas de vapor saturado de Fábricas de beneficio de aves de Trujillo.

#### 2.3.2. Muestra:

Plantas de calderas de vapor saturado de Fábricas de beneficio de aves de Chimú Agropecuaria.

#### 2.3.3 Muestreo:

No probabilístico.

#### 2.3.4 Criterios de selección

Es de naturaleza técnica económica, por el impacto en la producción

### 2.4. Técnicas e instrumentos de recopilación de datos.

#### Mediciones.

En las instalaciones térmicas pueden emplearse termómetros, manómetros y caudalímetros para conocer los datos reales de las variables del sistema de generación de vapor que determine la producción de vapor flash y gases de combustión.



### **Análisis registro de datos.**

Se está utilizando una hoja de registro de datos e incidencias relacionadas con un sistema de producción de vapor en la planta de Cimú Agropecuaria para calcular los periodos de mantenimiento eléctrico, averías y sustituciones de equipos, y calcular su vida útil para posibles sustituciones.

### **2.5. Métodos de análisis de datos.**

Se efectuarán evaluaciones descriptivas y analíticas del sistema de generación de vapor, lo que implicará establecer las ecuaciones que controlan las variables y parámetros de la muestra examinada. Se utilizará la estadística descriptiva para medir los resultados. A continuación, se comprobará la hipótesis de la investigación mediante estadística inferencial.

### **2.6. Aspectos éticos.**

El autor de este estudio asumirá la responsabilidad de toda la recogida de datos, su proceso y la realización completa del proyecto de tesis.

### III.RESULTADOS

#### 3.1. Balance de energía y masa del Sistema de producción de vapor

##### 3.1.1 Balance de masa y energía en caldera Cleaver Brooks.

Según anexos(I N°1,12...15)

- Datos nominales:
- Capacidad: 300 BHP.
- Presión del vapor, pv: 9 bar.
- Calidad del vapor: 100 %, saturado seco.
- Combustible: GLP. PCI = 46750 kJ/kg.
- Rendimiento de caldera,  $\eta_{cald}$ : 85.5 %.
- Temperatura del aire para combustión, tai: 25 °C.
- Entalpía del aire para combustión, hai: 29.5 kJ/kg.  
Entalpía del vapor generado, hv: 2773.3 kJ/kg.
- Temperatura agua de recepción a caldera, tag: 72 °C.
- Entalpía del agua de recepción a caldera, hag: 301.32 kJ/kg.
- Temperatura del gas caliente, en hogar, tgc: 1000 °C.
- Entalpía del gas caliente, en hogar, hgc: 1310 kJ/kg.

##### 3.1.1.2. Ecuación del balance de energía en caldera:

$$Q_u [kw] = m_v (h_v - h_{ag}) = m_{cble} (PCI + R_{a-cble} * h_{ai}) \eta_{Cald}. \text{ Según ecuación (1.1)}$$

Qu: Potencia térmica útil del generador de vapor, kw.

Ra-cble: Relación aire combustible, kg aire/kg cble

mcble: caudal másico del combustible, kg/s

#### Figura 15

*Parámetros para combustión en hogar de caldera Brooks, 300 BHP.*



Fuente: Elaboración propia.

Determinar la relación aire combustible en el Hogar de la caldera: según ecuación (N°1.2)

$$R_{a-cble} = \frac{PCI - h_{gc}}{h_{gc} - h_{ai}}$$

$$R_{a-cble} = \frac{46750 - 1310}{1310 - 29.5} = 35.48 \frac{\text{kg aire}}{\text{kg cble}}$$

**3.1.1.3. Flujo de vapor nominal generado en caldera:** según ecuación (N°1.3)

$$m_v = 15.66 \frac{\text{kg v}}{\text{BHP}} * 300 \text{ BHP} = 4698 \frac{\text{kgv}}{\text{h}} = 1.305 \frac{\text{kgv}}{\text{s}}$$

**3.1.1.4. Calor útil de caldera:** Según ecuación (N°1.4)

$$Q_u [\text{kw}] = m_v * (h_v - h_{ag}) = 1.305 \frac{\text{kgv}}{\text{s}} * (2773.3 - 301.32) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 3214.18 \text{ Kw.}$$

Despejando de la ecuación de balance térmico en caldera:

$$Q_u [\text{kw}] = m_v * (h_v - h_{ag}) = m_{cble} * (PCI + R_{a-cble} * h_{ai}) * \eta_{Cald}$$

$$m_{cble} = \frac{Q_u [\text{kw}]}{(PCI + R_{a-cble} * h_{ai}) * \eta_{Cald}}$$

Reemplazando, se obtiene el flujo actual máximo de combustible, sin recuperación de calor de gases residuales ni de vapor flash: según ecuación (N°1.5)

$$m_{cble} = \frac{3214.18 \text{ kw}}{\left(46750 + 35.48 \frac{\text{kg aire}}{\text{kg cble}} * 29.5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) * 0.85} = 0.078 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

**3.1.1.5. Cudal másico de humos residuales.** Según ecuación (N°1.6)

$$m_{GR} = R_{GC-Cble} * m_{cble}$$

$$m_{GR} = 36.48 \frac{\text{kg - gc}}{\text{kg - cble}} * 0.078 \frac{\text{kgcble}}{\text{s}} = 2.845 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Temperatura promedio de gases de chimenea: 230 °C...

Calor específico promedio de gases residuales: 1.04 kJ/(kg\*°C)

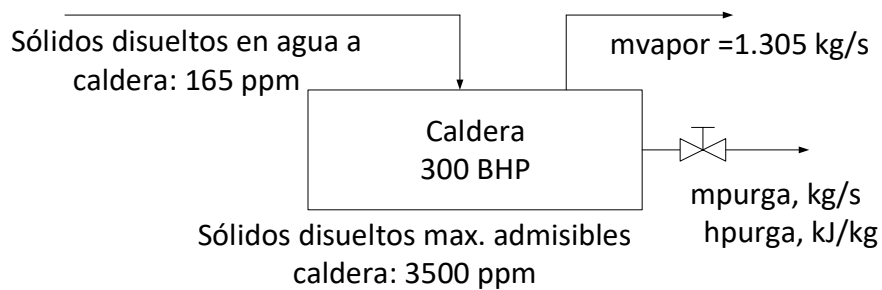
Entalpía de humos residuales: 239.2 kJ/kg

### 3.2. Dimensionar y elegir el sistema recuperador de vapor flash en las purgas de fondo del generador de vapor Cleaver Brooks 300 BHP.

#### 3.2.1. Cálculo de flujo de purga en caldera, mpurga. Según ecuación (N°1.7)

**Figura 16**

*Parámetros de purga en caldera.*



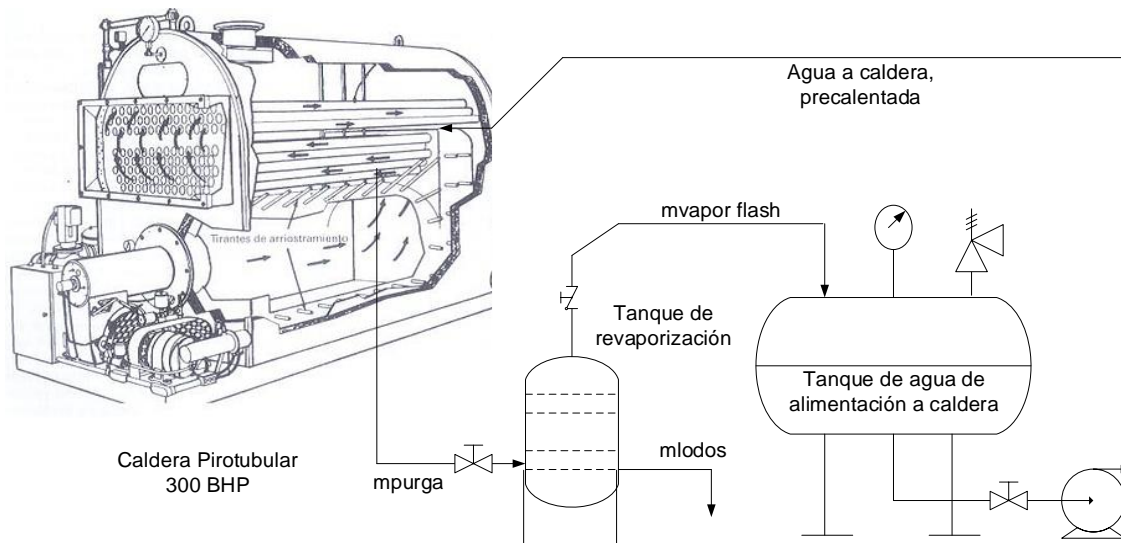
Fuente: Elaboración propia

$$m_{purga} = m_v * \frac{STD}{STD_{m\acute{a}x} - STD}$$

$$m_{purga} = 1.305 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \frac{165 \text{ ppm}}{3500 - 165} = 0.0645 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 232 \text{ kg/h}$$

**Figura 17**

*Sistema proyectado al recuperar la masa y calor de vapor flash de purga de caldera Chimú Agropecuaria*



Fuente: Elaboración propia.

**3.2.2. Cálculo de vapor flash generado de purga de caldera. Según ecuación (N°1.8)**

$$m_{v-flash} = \frac{h_{cond-AP} - h_{cond-BP}}{l_{vapor flash}} * m_{cond}$$

$m_{v-flash}$ : flujo vapor flash,  $\frac{kg}{s}$

$h_{cond-AP}$ : Entalpía del condensado a alta presión =  $h'_9 = 742.56 \frac{kJ}{kg}$

$h_{cond-BP}$ : Entalpía del condensado a baja presión =  $h'_{1.1} = 428.84 \frac{kJ}{kg}$

$l_v$ : Calor latente vaporización del vapor flash =  $l_{1.1 bar} = 2250.331 \frac{kJ}{kg}$

Presión de descarga: 0.1 bar

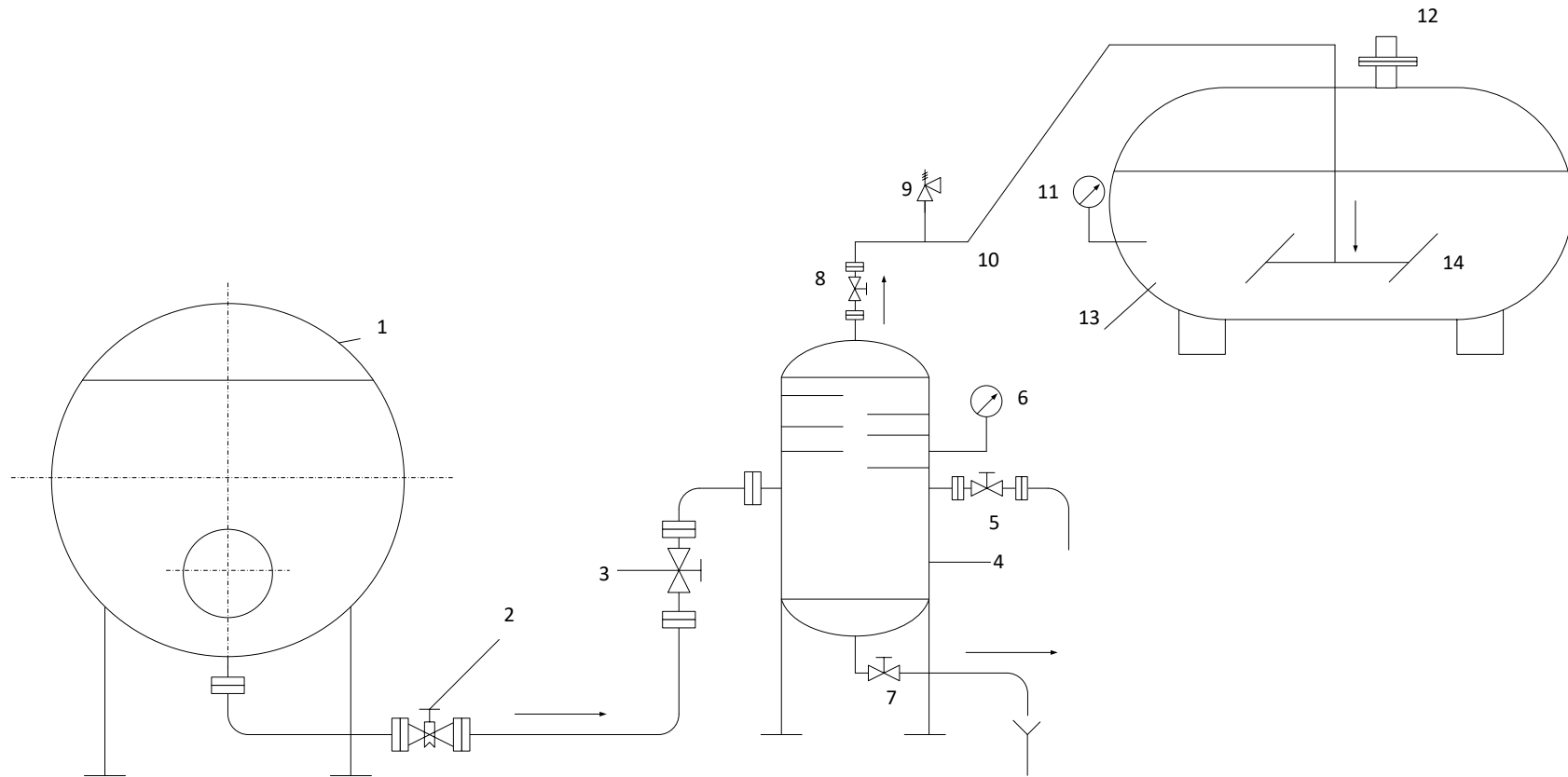
$$\rightarrow m_{v-flash} = \frac{(742.56 - 428.84) \frac{kJ}{kg}}{2250.331 \frac{kJ}{kg}} * 0.0645 \frac{kg}{s} = 9 * 10^{-3} \frac{kg}{s} = 32.4 \frac{kg}{h}$$

Se observa que se puede obtener un flujo de vapor flash, a 1.1 bar, en el orden de 32.4 kg /h.

### 3.2.3. Selección del sistema de recuperación de vapor flash

**Figura 18**

*Sistema de recuperación de vapor flash de purga de caldera.*



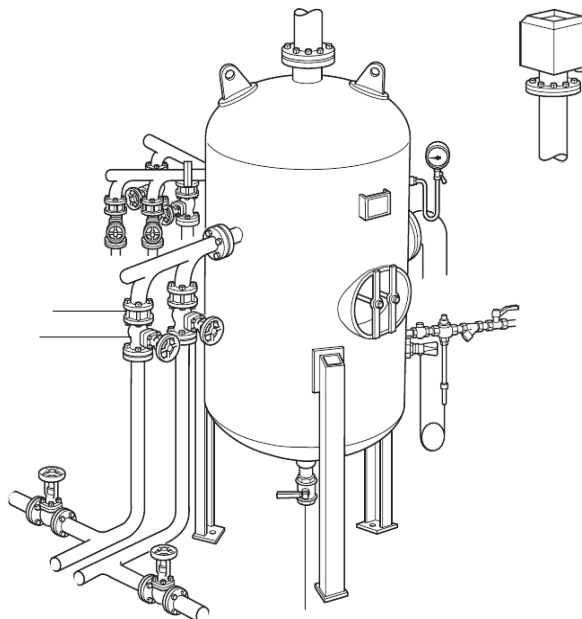
Fuente (sarco, spirax, 2018).

Leyenda:

1. Caldera pirotubular Cleaver Brooks, 300 BHP.
2. Válvula de purga de fondo, manual.
3. Válvula de, para aislar el tanque de purga para su mantenimiento.
4. Tanque de purga.
5. Válvula de drenaje.
6. Manómetro 0...6 bar, presión del vapor flash en tanque.
7. Válvula de drenaje para purga por mantenimiento del tanque.
8. Válvula salida del vapor flash.
9. Válvula de seguridad, en baja presión del vapor flash.  $P_d = 0.2$  bar, manométricos.
10. Línea de vapor flash, a tanque de agua alimentación a calderas.
11. Termómetro 0...160 °C, temperatura agua a caldera.
12. Línea evacuación de vahos y gases incondensables.
13. Tanque agua de recepción a generador de vapor.
14. Calentador de agua por inyección directa de vapor flash.

### Figura 19

*Tanque de purgas y recuperación de vapor flash marca spirax sarco.*

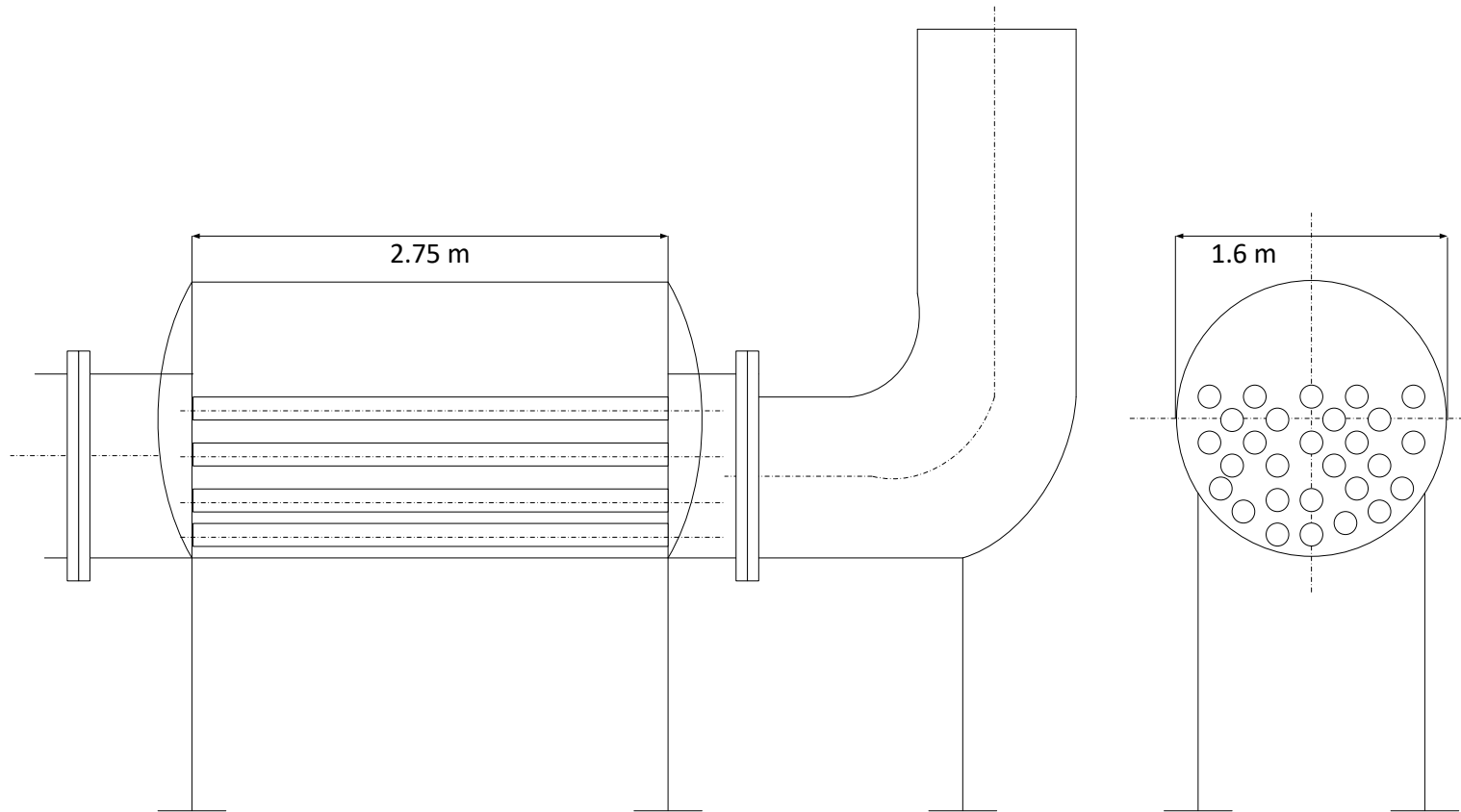


Fuente: (spirax, sarco, 2018)

### 3.3. Dimensionamiento del precalentador tubular de agua por gases residuales.

**Figura 20**

*Vista lateral y frontal del calentador tubular en corriente en cruz de agua para generador de vapor por gases residuales.*



Fuente: Elaboración propia.



Flujo másico de gases residuales.

**Tabla 2**

*Propiedades físicas de los gases de combustión.*

t [°C]	ρ [Kg/m <sup>3</sup> ]	Cp. [KJ/Kg* C]	h (kJ/kg )	k*10 <sup>2</sup> [W/m* C]	a*10 <sup>2</sup> [m <sup>2</sup> /h ]	μ*10 <sup>6</sup> [N*s/m <sup>2</sup> ]	v *10 <sup>6</sup> [m <sup>2</sup> /s ]	Pr
0	1.30	1.045	0.00	2.28	6.08	15.78	12.2	0.72
78	1.03	1.063	83.27	2.94	10.00	19.38	19.4	0.70
100	0.95	1.068	106.7	3.13	11.10	20.39	21.5	0.69
170	0.81	1.104	187.7	3.75	15.65	23.27	29.4	0.68
200	0.75	1.097	219.3	4.01	17.60	24.50	32.8	0.67
230	0.71	1.040	239.2	4.26	19.87	25.62	36.7	0.66
300	0.62	1.122	336.6	4.84	25.16	28.23	45.8	0.65

*Fuente : (Donal, 1997)*

$$m_{GR} = 2.845 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Gases entrada al calentador

- Temperatura promedio de gases de chimenea: 230 °C
- Entalpía de gases residuales, entrada al precalentador: 239.2kJ/kg.

Gases salida del calentador:

Temperatura promedio de gases residuales, salida del precalentador: 170 °C

Entalpía de gases residuales, salida del calentador: 187.79

Rendimiento del calentador, con aislamiento térmico: 98%.

Potencia térmica útil. Según ecuación (N°1.9)

$$Q_{u-IC}(\text{kw}) = m_{Gc} \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) * (h_{Gc1} - h_{Gc2}) \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) * \eta_{IC}$$

$$\rightarrow Q_{u-IC}(\text{kw}) = 2.845 \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) * (239.2 - 187.79) \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) * 0.98 = 143.34\text{kw}$$

Temperatura promedio de los gases en el calentador: Según ecuación (N°1.10)

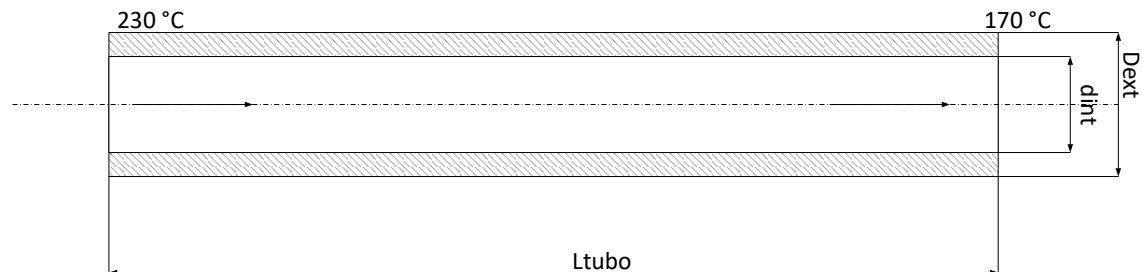
$$\overline{T}_{GC} = \frac{230 + 170}{2} = 200 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Se tiene los valores termofísicos de los gases residuales, a 200°C: Según Tabla N°3.1

- Densidad: 0.75 kg/m<sup>3</sup>.
- Conductividad térmica: 0.0401 w/ (m\*°C).
- Viscosidad cinemática: 32.8 x 10<sup>-6</sup> m<sup>2</sup>/s.
- Número de Prandtl: 0.67.

**Figura 21**

*Tubos de acero inoxidable austenítico*



Fuente: Elaboración propia.

**Tabla 3**

*Propiedades mecánicas*

NORMA TÉCNICA		F	R	A	NORMA APROXIMADA
DEL TUBO	ACERO	Kg/mm <sup>2</sup>	Kg/mm <sup>2</sup>	%	
ASTM	304	21	52	35	JIS G 3459
A=312	304 L	17	49	35	

Fuente: (AC.Aceros comerciales, s.f).

**Tabla 4**

*Dimensionamiento estándar y pesos nominales.*

DIAMETR O NOMINAL	DIAMETR O EXTERIOR	SCHEDULE							
		5S		10S		40S		80S	
ESPEORES DE APRED Y PESO									
Pulg	(mm)	mm	Kg/ m	mm	Kg/ m	mm	Kg/m	mm	Kg/m
<b>1/8</b>	10.3	--	--	1.2	0.28	1.7	0.37	2.4	0.47
				5		3		2	
<b>1/4</b>	13.7	--	--	1.6	0.49	2.2	0.63	3.0	0.80
				6		4		3	
<b>3/8</b>	17.2	--	--	1.6	0.63	2.3	0.85	3.2	1.10
				6		2		0	
<b>1/2</b>	21.3	1.6	0.81	2.1	1.00	2.7	1.27	3.7	1.62
		6		1		7		4	
<b>3/4</b>	26.7	1.6	1.02	2.1	1.28	2.8	1.68	3.9	2.20
		6		1		7		2	
<b>1</b>	33.4	1.6	1.30	2.7	2.09	3.3	2.50	4.6	3.24
		6		7		8		0	
<b>1 1/4</b>	42.2	1.6	1.66	2.7	2.69	3.5	3.39	4.8	4.47
		6		7		6		6	
<b>1 1/2</b>	48.3	1.6	1.91	2.7	3.11	3.6	4.06	5.0	5.41
		6		7		9		8	
<b>2</b>	60.3	1.6	2.40	2.7	3.93	3.9	5.45	5.5	7.49
		6		7		2		4	
<b>2 1/2</b>	73.0	2.1	3.69	3.0	5.26	5.1	8.64	7.0	11.4
		1		5		6		0	0
<b>3</b>	88.9	2.1	4.52	3.0	6.46	5.4	11.3	7.6	15.3
		1		5		9	0	2	0
<b>3 1/2</b>	101.6	2.1	5.18	3.0	7.41	5.7	13.6	8.0	18.6
		1		5		4	0	8	0
<b>4</b>	114.3	2.1	5.84	3.0	8.37	6.0	16.1	8.5	22.3
		1		5		2	0	6	0

Fuente: (AC.Aceros comerciales, s.f)

Según Tabla 4:

Para tubos de acero inoxidable, inox 304 L, cédula 5 S, dn = 2 pulgadas

Diámetro interior: 56.98 mm = 0.05698 m

Diámetro exterior: 60.3 mm = 0.0603 m

Velocidad promedio en interior de los tubos:

Se asume de rangos recomendados: 25 m/s

Sección transversal de un tubo: Según ecuación (N°1.11)

$$S_t = \pi \frac{d_{int}^2}{4} = \pi * \frac{0.05698^2}{4} = 2.55 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

Flujo másico del gas en tubo: Según ecuación (°1.12)

$$m_{unit-tubo} = \rho_{GC} \left( \frac{kg}{m^3} \right) * S_t (m^2) * U_{GC} \left( \frac{m}{s} \right)$$

$$m_{unit-tubo} = 0.75 \left( \frac{kg}{m^3} \right) * 2.55 * 10^{-3} (m^2) * 25 \left( \frac{m}{s} \right) = 0.0478 \frac{kg}{s}$$

Número necesario de tubos: Según ecuación (°1.13)

$$N_{r-tubos} = \frac{m_t}{m_{unit}}$$

$$N_{r-tubos} = \frac{2.845 \text{ kg/s}}{0.0478 \frac{\text{kg/s}}{\text{tubo}}} = 59.52 \text{ tubos} = 60 \text{ tubos}$$

Entonces, se necesitarán 60 tubos de acero inox 304, dn = 2", cédula 5S para el calentador de agua por gases.

**Calor necesario a ser transmitido por cada tubo:** Según ecuación (°1.14)

$$Q_{unit-tubo} = \frac{Q_t (kw)}{Nr. \text{ tubos}}$$

$$Q_{unit-tubo} = \frac{143.34 \text{ kw}}{60 \text{ tubos}} = 2.38 \text{ kw}$$

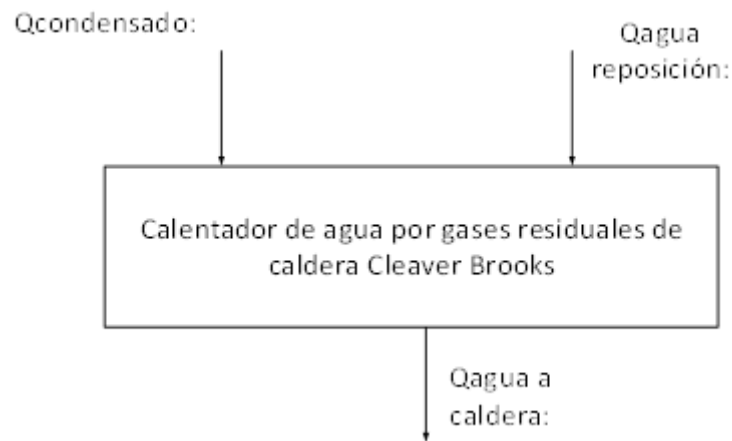
**Cálculo de energía en tanque de agua, sin restauración de calor**

Se determina la temperatura final del agua a caldera, al salir del tanque.

Según ecuación (°1.15)

## Figura 22

Modelamiento del cálculo de energía en tanque agua a generador de vapor, sin recuperación de calor.



Fuente: Elaboración propia

$$Q_{cond} + Q_{agua-repos} = Q_{agua\ a\ caldera} \text{ (kw)}$$

### Condensado:

- Flujo másico: 1.085 kg/s
- Temperatura: 100 °C, entalpía del condensado: 420 kJ/kg
- $Q_{cond} = 455.7 \text{ kw}$

### Agua de reposición – Make up:

- Flujo másico: 0.22 kg/s
- Temperatura: 20 °C, entalpía: 83.74 kJ/kg
- $Q_{agua\ repos} = 18.423 \text{ kw}$

### Agua de alimentación a caldera:

- Flujo másico, salida del tanque: 1.305 kg/s
- Temperatura: 80 °C, entalpía: 334.96 kJ/kg
- $Q_{agua\ a\ caldera} = 437.128 \text{ kw}$ .

En estas condiciones, la temperatura del agua a caldera es de 80 °C.

la  $T_m$  del agua a la entrada a tanque,  $t_{m-agua}$ : Según ecuación (°1.16)

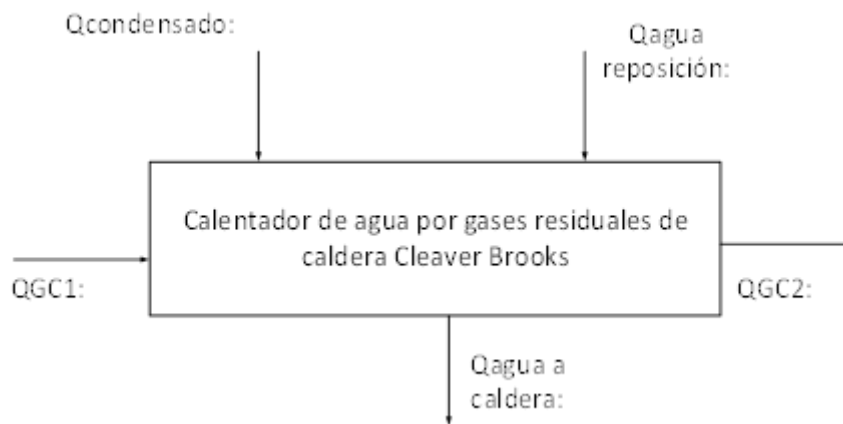
$$t_{m-agua} = \frac{455.7 + 18.423}{1.305 * 4.2} = 86.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

### Balance de energía con restauración de calor de gases residuales

Se realiza el balance para determinar la nueva temperatura del agua a caldera y continuar con el dimensionamiento del calentador:

**Figura 23**

Modelamiento del balance de energía en tanque agua a generador de vapor, con restauración de calor de gases residuales.



Fuente: Elaboración propia.

### Balance de energía en tanque de agua, con recuperación de calor de gases residuales de chimenea: Según ecuación (°1.17)

$$Q_{condes} + Q_{agua\ repos} + (Q_{gc1} - Q_{gc2}) * \eta_{IC} = Q_{agua\ a\ caldera} (kw)$$

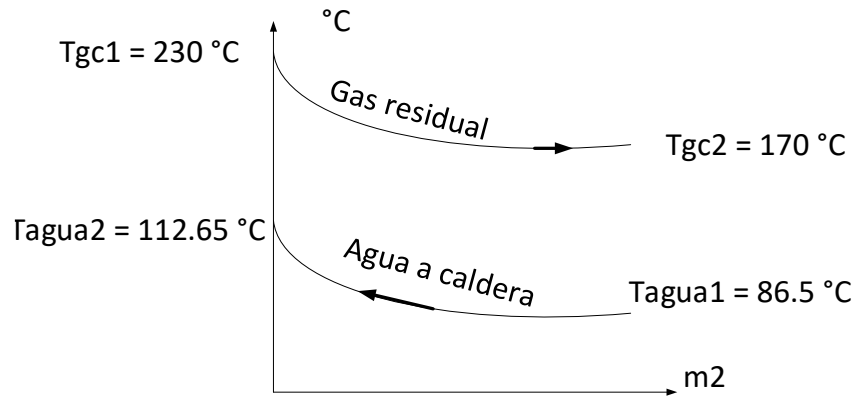
$$455.7 + 18.423 + 143.34 = 1.305 \frac{kg}{s} * 4.2 \frac{kJ}{kg * ^\circ C} * t_{agua-cald} (^\circ C)$$

Despejando y procesando, resulta el agua con una temperatura a generador de vapor de restauración de calor de gases residuales de chimenea:

$$t_{agua-cald} (^\circ C) = \frac{617.463kw}{1.305 \frac{kg}{s} * 4.2 \frac{kJ}{kg * ^\circ C}} = 112.65 \text{ } ^\circ\text{C}$$

**Figura 24**

*Temperaturas en precalentador de agua por gases residuales de caldera.*



*Fuente: Elaboración propia*

**Resolvemos la Tm logarítmica en calentador.** Según ecuación (N°1.18)

$$\Delta T_m (^{\circ}C) = \frac{T}{\ln \frac{\Delta T_{m\acute{a}x} + \Delta T_{m\acute{i}n} + T}{\Delta T_{m\acute{a}x} + \Delta T_{m\acute{i}n} - T}}$$

Variación máxima de temperatura:  $230 - 112.65 = 117.35 \text{ }^{\circ}C$ .

Variación mínima de temperatura:  $170 - 86.5 = 83.5 \text{ }^{\circ}C$ .

Temperatura media cuadrática:.....Según ecuación (N°1.19)

$$T = \sqrt{(T_{gc1} - T_{gc2})^2 + (T_{agua2} - T_{agua1})^2}$$

$$\rightarrow T = \sqrt{(230 - 170)^2 + (112.65 - 86.5)^2} = 65.45 \text{ }^{\circ}C$$

$$\rightarrow \Delta T_m (^{\circ}C) = \frac{65.45}{\ln \frac{137.35 + 83.5 + 65.45}{137.35 + 83.5 - 65.45}} = \frac{65.45}{\ln 1.842} = 107.145$$

Según ecuación (N°1.18)

Ecuación de dimensionamiento del precalentador de agua por gases residuales:

Según ecuación (N°1.20)

$$Q_u (W) = m_{agua} * (h_{agua2} - h_{agua1}) * 10^3 = K_G \left( \frac{W}{m^2} \right) * S_{IC} (m^2) * \Delta T_m (^{\circ}C)$$

En el cual:

$K_G$  = Coeficiente global de transferencia de calor. Según ecuación (N°1.21)

$$K_G = \frac{1}{\frac{1}{h_{int}} + \frac{1}{h_{ext}} + \frac{\delta_{pared}}{k_{mat-tubo}}} \left( \frac{W}{m^2} \right)$$

$k_{mat-tubo}$ : coeficiente de conductividad térmica del material de la tubería: 65 W/m<sup>2</sup>°C.

$\delta_p$ : Grosor de pared de la tubería, m.

$h_{int}$ : coeficiente de transferencia de calor gas – pared interna del tubo, W/(m<sup>2</sup>°C).

$h_{ext}$ : coeficiente de transferencia de calor pared externa – agua, W/(m<sup>2</sup>°C)

### **Cálculo del coeficiente de transferencia de calor interno**

Es el que se produce entre el gas y la pared interna del tubo

Evaluación del número de Reynolds del flujo de gas en la tubería. Según ecuación (N°1.22)

$$Re = \frac{U_{GC} * d_{int}}{\nu_{GC}}$$

$$Re = \frac{25 \frac{m}{s} * 0.05698 m}{32.8 * 10^{-6} m^2/s} = 43429.87$$

Número de Nusselt del proceso: Según ecuación (N°1.23)

$$Nu_{int} = 0.023 * Re^{0.8} * Pr^{0.3}$$

$$Nu_{int} = 0.023 * 43429.87^{0.8} * 0.67^{0.3} = 104.66$$

Evaluación del coeficiente de convección interna,  $h_{int}$ . Según ecuación (N°1.24)

$$Nu_{int} = \frac{d_{int}(m) * h_{int} \left( \frac{W}{m^2 * ^\circ C} \right)}{k_{gc} \left( \frac{W}{m * ^\circ C} \right)}$$

$$h_{int} = \frac{Nu_{int} * k_{GC}}{d_{int}}$$



$$\rightarrow h_{int} = \frac{104.66 * 0.0401}{0.05698} = 75.308 \frac{W}{m^2 * ^\circ C}$$

Cálculo de  $h_{ext}$ , para fluidos en reposo.

Se utilizará la siguiente expresión: Según ecuación (N°1.25)

$$Nu_{ext} = C * (Gr_2 * Pr_2)^m$$

En la cual:

Gr: Invariante de Grashhof. Según ecuación (N°1.26)

$$Gr = \frac{g * d^3}{\nu^2} * \beta * (T_p - T_m)$$

Temperatura media del agua:

$$T_m = \frac{112.65 + 86.5}{2} = 99.575$$

Propiedades del agua a 99.577 °C = 372.725 K

Densidad: 958.652 kg/m<sup>3</sup>

Coefficiente de conductividad térmica: 0.678

Viscosidad cinemática: 0.295\*10<sup>-6</sup> m<sup>2</sup>/s

Número de Prandtl: 1.757

Calor específico: 4.215 kJ/(kg\*°C)

$$\beta = \frac{1}{\bar{T}} = \frac{1}{372.725} = 2.68 * 10^{-3}$$

$$\begin{aligned} Gr &= \frac{g * d^3}{\nu^2} * \beta * (T_p - T_m) * Pr \\ &= \frac{9.81 * 0.0603^3}{(0.295 * 10^{-6})^2} * 2.68 * 10^{-3} * (200 - 99.575) * 1.757 \\ &= 1.168 * 10^{10} \end{aligned}$$

Resultan los coeficientes: C = 0.135 y m = 0.33

Nusselt externo: Según ecuación (N°1.27)

$$Nu_{ext} = 0.135 * (Gr_{ext} * Pr_{ext})^{0.33} = 0.135 * (1.168 * 10^{10})^{0.33} = 283.52$$

$$h_{ext} = \frac{Nu_{ext} * k_{ext}}{d_{int2}} = \frac{283.52 * 0.678}{0.05698} = 3373 \frac{W}{m^2 * ^\circ C}$$

Coeficiente global de transferencia de calor, KG: Según ecuación (N°1.21)

$$K_G = \frac{1}{\frac{1}{75.308} + \frac{1}{3373} + \frac{2.77 * 10^{-3}}{65}} = 73.44 \left( \frac{W}{m^2} \right)$$

Cálculo de la superficie de transferencia de calentador: Según ecuación (N°1.28)

$$S = \frac{Q_u (W)}{\Delta T_m (°C) * K_G \left( \frac{W}{m^2 * °C} \right)}$$

$$\rightarrow S = \frac{143340 W}{65.45 °C * 73.44 \left( \frac{W}{m^2 * °C} \right)} = 29.82 m^2$$

Nr. de tubos necesarios:

Longitud del tubo, L = 2.75 m

Diámetro exterior del tubo, dext = 0.0603 m.

Según ecuación (N°1.29)

$$S = N_{r-tubos} * S_{Lat-unit-tubo}$$

$$29.82 = N_{r-tubos} * \pi * 0.0603 m * 2.75 m$$

$$\rightarrow N_{r-tubos} = 57.24 \text{ tubos}$$

Superficie transversal total ocupada por los tubos: Según ecuación (N°1.30)

$$S_{t-tubos} = N_r * S_{unit-Transv}$$

$$S_{unit-transv} = \pi * \frac{d_{int}^2}{4} = \pi * \frac{0.05698^2}{4} = 2.55 * 10^{-3} m^2$$

$$S_{t-tubos} = 58 \text{ tubos} * 2.55 * 10^{-3} \frac{m^2}{\text{tubo}} = 0.14 m^2$$

Superficie transversal útil del tanque:  $2 * 0.35 = 0.7 m^2$

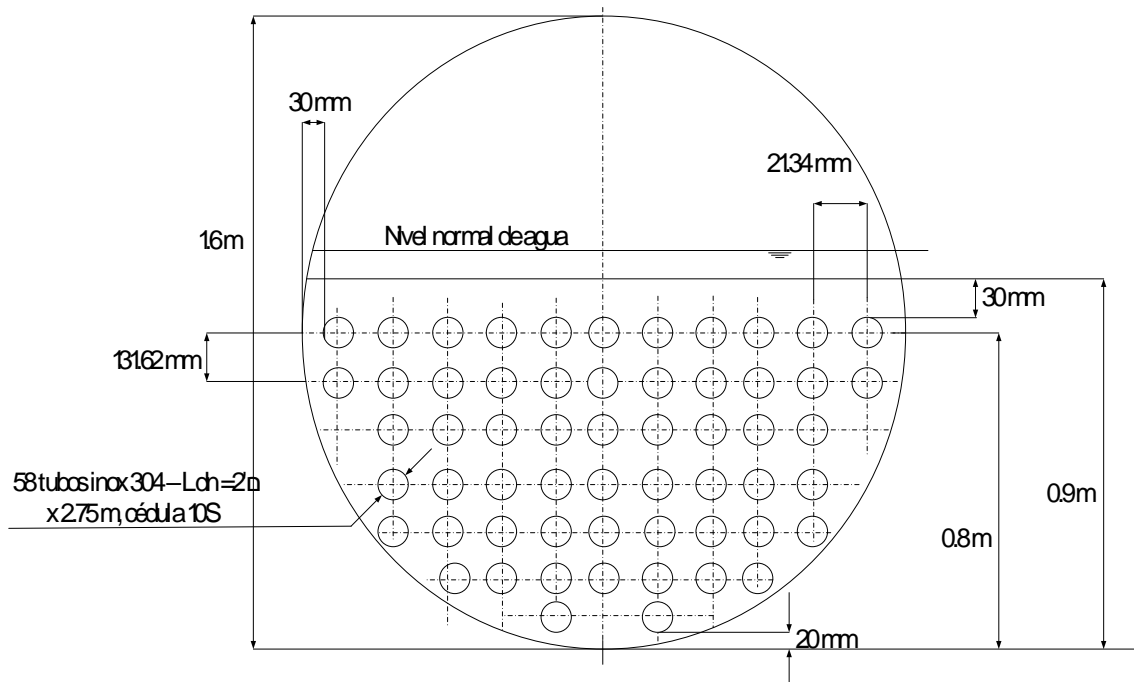
Es decir, los tubos ocuparán el 20 % de la superficie transversal útil transversal en el tanque.

Entonces, el calentador tendrá las siguientes características:

- $L = 2.75 \text{ m}$ .
- 58 tubos.
- Material del tubo: acero inox.
- $dn = 2''$ , cédula 10S.
- Exterior del tubo: 2.77 mm.
- Potencia útil: 143.34 kw.
- Tipo: haz de tubos, un solo paso, en corriente en cruz.

**Figura 25**

*Disposición de tubos inox 304 L del precalentador de agua a genreador de vapor por gases residuales.*



Fuente. Elaboración propia

## Calcular diámetro de ingreso y salida de los gases de combustión

### Diámetro interno a la entrada del precalentador:

- Caudal de los GR: 2.845
- Densidad de los GR: 0.71 kg/m<sup>3</sup>
- Velocidad de gases: 25 m/s.

Sección transversal necesaria:

Según ecuación (N°1.31)

$$S_{trans-entrada a IC} = \frac{m_{GR} \left( \frac{kg}{s} \right)}{U_{GC} \left( \frac{m}{s} \right) * \rho_{GC} \left( \frac{kg}{m^3} \right)} [m^2]$$
$$S_{trans-entrada a IC} = \frac{2.845 \left( \frac{kg}{s} \right)}{25 \left( \frac{m}{s} \right) * 0.71 \left( \frac{kg}{m^3} \right)} = 0.16 [m^2]$$

Diámetro interno del tubo de gas, ingreso al precalentador. Según ecuación (N°1.32)

$$d_{int1}(m) = \sqrt{\frac{4 S(m^2)}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 * 0.16(m^2)}{\pi}} = 0.45 \text{ m} = 17.77 \text{ Pulgadas}$$

Se dice que  $d_{int} = 18''$ , cédula 40, acero ASTM A 53.

**Tabla 5**

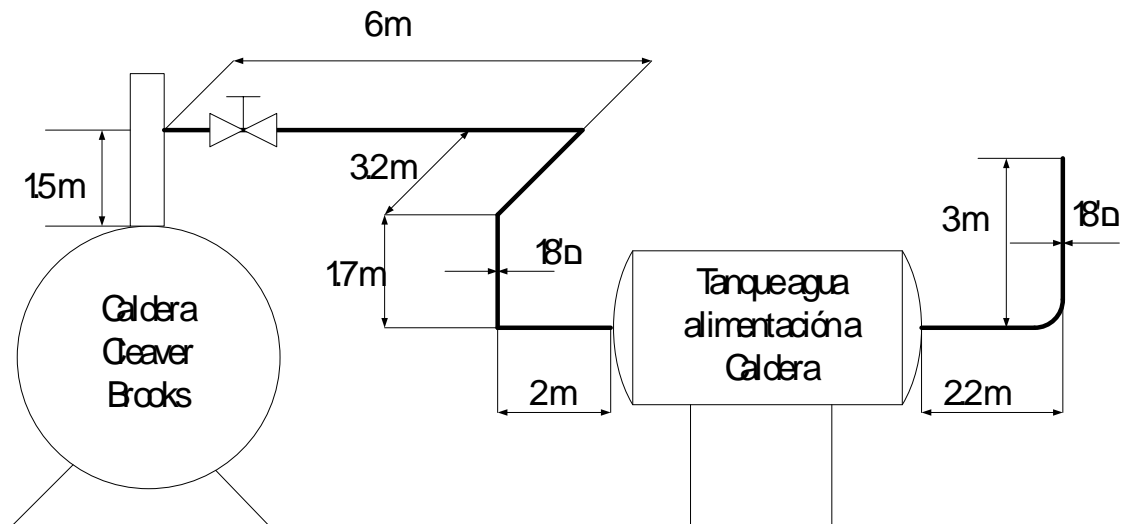
*Tuberías de acero sin costura ASTM A-53 grado B/ASTMa-106/api 5l dimensiones y pesos según ANSI/ASME B6.10. Según Anexo N°9*

$\Phi$ Nominal	$\Phi$ Exterior	Numero. de Cédula	Grosor de pared	Dinterno	Peso Nominal	Presión de Prueba		
Pulg.	Pulg.	mm.	n°	m.m.	mm	Kg/m	lb/pulg.2	Kg/cm2
16	16.00	406	40	12.70	381.00	123.30	1310	92.0
18	18.00	457.0	40	14.27	428.46	155.80	1210	92.0
20	20.00	508.0	40	15.09	477.82	183.42	1250	88.0

Fuente: (Fermet, sf)

**Figura 26**

*Disposición de tuberías entrada y salida del gas residual para calentamiento del agua alimentación a Caldera Cleaver Brooks, Chimú Agropecuaria.*



Fuente : Elaboración propia .

### **Aislamiento térmico de tubería de gas, ingreso al precalentador**

Método a utilizar: pérdida unitaria admisible de calor, en w/m

- Se utilizará como aislante térmico lana mineral
- Longitud total de la tubería: 12.6 m
- Diámetro externo de tubería para gas residual: 0.457 m
- Tm de la pared con aislante térmico: 40 °C

- Tm de la pared desnuda: 230 °C
- Pérdida de calor admisible en tubería aislada: se adopta qp = 275 w/m

### Calculamos el coeficiente de conductividad térmica de la lana mineral

Temperatura media del aislante:

$$\bar{T} = \frac{230 + 40}{2} = 135 \text{ °C}$$

Según ecuación (N°1.33)

$$k_{\text{Lana Mineral}} = 0.05916 + 0.000186 * t_m$$

$$k_{\text{Lana Mineral}} = 0.05916 + 0.000186 * 135 = 0.08427 \frac{\text{W}}{\text{m} * \text{°C}}$$

Relación entre diámetros del tubo de gases. Según ecuación (N°1.34)

$$\frac{d_{\text{ext-con aislante}}}{d_{\text{int-sin aislante}}} = e^{\frac{2\pi * k_{\text{Lana Mineral}} * (T_{p\text{-sin aisl}} - T_{p\text{-con aisl}})}{q_p}} = e^{\frac{2\pi * 0.08427 * (230 - 40)}{275}} = e^{0.366} = 1.442$$

$$\rightarrow d_{\text{ext-con aislante}} = 0.457 * 1.442 = 0.66 \text{ m}$$

Espesor del aislante térmico, lana mineral: Según ecuación (N°1.35)

$$\delta_{\text{Lana Mineral}} = \frac{d_{\text{ext-con aislante}} - d_{\text{int-sin aislante}}}{2} = \frac{0.66 - 0.457}{2} = 0.1015 \text{ m} = 3.99'' = 4''$$

### Rendimiento del aislamiento térmico

Se calcularán:

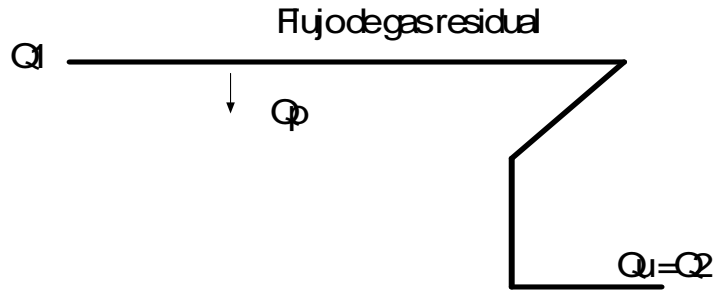
Q1: Cudal térmico, ingreso al tubo con aislante , kw

Qp: Cudal térmico cedido en tubo con aislante , kw

Q2: Cudal térmico, salida de tubería, con aislante , kw

Eficiencia del tubo con aislante : Según ecuación (N°1.36)

$$\eta_{\text{tub-con aisl}} = \frac{Q_2}{Q_1}$$



Caudal térm cedido en el tubo con aislamiento : Según ecuación (N°1.37)

$$Q_{p\text{-con aislam}}(\text{kw}) = q_p \left( \frac{\text{W}}{\text{m}} \right) * L_{\text{tubería}}(\text{m}) * 10^{-3}$$

$$Q_{p\text{-con aislam}}(\text{kw}) = 275 \left( \frac{\text{W}}{\text{m}} \right) * 12.6(\text{m}) * 10^{-3} = 3.465$$

Caudal térm ingreso a tubo de gas: Según ecuación (N°1.38)

$$Q_1 = m_{gc} \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) * h_{gc1} \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)$$

$$Q_1 = 2.845 \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) * 254.56 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) = 724.22 \text{ kw}$$

Caudal térm útil de gas:  $Q_2 = 724.22 - 3.465 = 720.755 \text{ kw}$ .

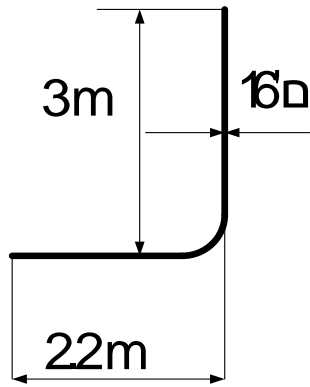
Según ecuación (N°1.36)

$$\rightarrow \eta_{\text{tub-con aisl}} = \frac{720.755}{724.22} * 100 = 99.52 \%$$

Se observa que se tiene una eficiencia de 99.52 % en aislamiento térm, muy acertable.

**Diámetro interno a la salida del precalentador:**

- Caudal de GR: 2.845 kg/s
- Densidad de los GR: 0.11 kg/m<sup>3</sup> (a 170 °C)
- Velocidad de GR: 25 m/s.



Sección transversal necesaria: Según ecuación (N°1.39)

$$S_{\text{trans-salida de IC}} = \frac{m_{GR} \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)}{U_{GC} \left( \frac{\text{m}}{\text{s}} \right) * \rho_{GC2} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} [\text{m}^2]$$

$$S_{\text{trans-salida de IC}} = \frac{2.845 \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)}{25 \left( \frac{\text{m}}{\text{s}} \right) * 0.81 \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} = 0.1405 [\text{m}^2]$$

Diámetro interno del tubo de gas, ingreso al precalentador. Según ecuación (N°1.40)

$$d_{\text{int1}} (\text{m}) = \sqrt{\frac{4 S (\text{m}^2)}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 * 0.1405 (\text{m}^2)}{\pi}} = 0.423 \text{ m} = 16.65''$$

Se obtiene  $d_{\text{int}} = 16''$ , cédula 40, acero ASTM A 53.



**Tabla 6**

*Tuberías de acero sin costura ASTM A-53 grado B/ASTMa-106/api 5l dimensiones y pesos según ANSI/ASME B6.10. Anexo N°9*

$\Phi$ Nominal	$\Phi$ Exterior		Número. de Cédula	Grosor de pared	D <sub>int</sub>	Peso Nominal	Presión de Prueba	
Pulg.	Pulg.	mm.	n°	m.m.	mm	Kg/m	lb/pulg.2	Kg/cm2
16	16.00	406	40	12.70	381.00	123.30	1310	92.0
18	18.00	457.0	40	14.27	428.46	155.80	1210	92.0
20	20.00	508.0	40	15.09	477.82	183.42	1250	88.0

Fuente: (Fermet, sf)

### 3.4. Determinación del flujo de Combustible que se ahorra mediante la implementación del sistema Recuperación de masa y calor

#### 3.4.1. Consumo de combustible en caldera, final; luego de mejora: mcble2.

Según ecuación (N°1.41)

$$m_{cble2} \left( \frac{kg}{h} \right) = \frac{m_{vp} \left( \frac{kg}{h} \right) * (h_v - h_{agua2}) \left( \frac{kJ}{kg} \right)}{(PCI_{cble} + R_{aire-cble2} * h_{aire}) \left( \frac{kJ}{kg} \right) * \eta_{Cald}}$$

- $m_{vp}$  = flujo másico de vapor producido, 4,698kg/h, a plena carga.
- $h_v$  = entalpía del vapor producido, a 9 bar absolutos = 2773.03 kJ/kg.
- $h_{agua2}$ : Entalpía final del agua a generador de vapor y calentamiento con GR y vapor flash, a 112.65 °C,  $h_{agua1}$  = 472.635 kJ/kg.
- $PCI_{cble}$ : Poder calorífico inferior del combustible, GLP = 46,750 kJ/kg.
- $h_{aire}$ : Entalpía del aire para la combustión, a 20 °C = 23.6 kJ/kg.
- $\eta_{cald}$  = Eficiencia del generador de vapor = 85 %.

**Relación aire – combustible, para combustión:** Según ecuación (N°1.42)

$$R_{aire-cble2} \left( \frac{kg - aire}{kg - cble} \right) = \frac{PCI_{cble} - h_{gc}}{h_{gc} - h_{aire}}$$

hgc = Entalpía de los gases calientes en el hogar, a 1000 °C = 1310 kJ/kg

$$\rightarrow R_{\text{aire-cble}} = \frac{46750 - 1310}{1310 - 23.6} = 35.32 \frac{\text{kg} - \text{aire}}{\text{kg} - \text{cble}}$$

Reemplazando: Según ecuación (N°1.41)

$$m_{\text{cble2}} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = \frac{4698 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) * (2773.03 - 472.635) \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)}{(46750 + 35.32 * 23.6) \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) * 0.85} = 267.202 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

**3.4.2. Ahorro de combustible, final, luego de mejora.** Según ecuación (N°1.43)

$$\Delta m_{\text{cble}} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = m_{\text{cble1}} - m_{\text{cble2}}$$
$$\rightarrow \Delta m_{\text{cble}} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = 280.8 - 267.202 = 13.59 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se analiza que, por precalentar el agua de recepción al generador de vapor desde 72 °C hasta 112.65 °C, se logra obtener una desminución del consumo de GLP en caldera de: 13.59 kg/h.

**3.5. Estudio económico: inversiones, costos de operación, mantenimiento, y beneficios económicos.**

**3.5.1. Inversiones en activos industriales, materiales, MO e insumos.**

**Tabla 7**

*Inversiones de implementación para los sistemas de recuperación (Anexo N°10)*

<b>Inversiones para Implementar Sistema recuperación de vapor flash y fabricación de precalentador tubular de agua por gases residuales en Chimú Agropecuaria</b>					
Item	Denominación	Cantidad	U.M	Precio Unitario Soles/UM	Precio total Soles
<b>Sistema recuperación vapor flash</b>					
1	Tanque de recuperación de vapor flash, capacidad 350 kg/h condensado, pn = 10 bar, incluye sus válvulas	1	Pieza	12000	12000
2	Mano de obra instalación y puesta en servicio sistema vapor flash	1	Glb	2600	2600
3	Tubo acero inox 3", cédula 5s, ASTM A 304, L = 6 m	4	Pieza	675	2700
4	Codos rectos 90°, inox, cedula 5s, radio largo, soldables	3	Piezas	65	195
5	Mano de obra soldar tubería	1	Glb	650	650
6	Manómetro rango: 0... 10 bar, conexión NPT = 1/4"	1	Pieza	275	275
7	Termómetro bimetálico, Longitud de bulbo = 200 mm, rango: 0...200 °C	2	Piezas	315	630
8	Soportes de acero al carbono: ángulos ASTM A 53, 2 x 2 X 6m 1/8"	3	Piezas	125	375
9	Válvula de compuerta dn = 3", pn = 16 bar, bridada	2	Pieza	750	1500
10	Empaquetadura en plancha de asbesto y aramida, T = 200 °C, 1/8" x 4'x8'	2	Piezas	965	1930
11	Obras civiles montaje tanque vapor flash	1	GLB	3500	3500
12	Tubo acero inox 1", cédula 5s, ASTM A 304, L = 6 m, purga de lodos	2	Piezas	322	644
13	Tubo acero al carbono ASTM A 53, dn = 1.5", L = 6 m	1	Pieza	265	265
14	Fardos de Lana Mineral, espesor de 2 Pulgadas, Ancho = 1.2, Largo: 15 m	2	Piezas	480	960
15	Plancha de Fe galvanizado, 0.5 mm x 4' x 8'	3	Piezas	72	216
16	Ferretería	1	Glb	150	150
17	Mano de obra para aislamiento térmico	1	Glb	1440	1440
<b>Calentador de agua por gases residuales</b>				<b>Sub total</b>	<b>30030</b>
				<b>1</b>	
1	Tubo acero inox 304 L, cédula 10s, x 6 m	29	Piezas	615	17835
2	Plancha acero inox 304 L 1/4" x 4' x 8'	2	Piezas	1725	3450
3	Válvula de compuerta dn = 16", pn = 18 bar, bridada	1	Pieza	48000	48000
4	Suministro y fabricación de bridas acero al carbono ASTM, Pn = 16 bar, dn = 18"	2	Piezas	640	1280
5	Empaquetadura en plancha de asbesto y aramida, T = 200 °C, 1/8" x 4'x8'	2	Piezas	965	1930
6	Mano de obra preparación de tubos y montaje en tanque	1	Glb	3840	3840
7	Electrodos soldadura acero inox AW, 1/8"	5	kg	625	3125
8	Ferretería	1	GLB	500	500
9	Fardos de Lana Mineral, espesor de 2 Pulgadas, Ancho = 1.2, Largo: 15 m.	3	Piezas	480	1440

10	Plancha de Fe galvanizado, 0.5 mm x 4' x 8'	4	Piezas	72	288
11	Ferretería para aislamiento térmico	1	Glb	400	400
12	Mano de obra para aislamiento térmico	1	Glb	2688	2688
13	Tubo acero al carbono ASTM A 53, dn = 18", L = 6 m, sin costura	2.5	Piezas	1300	3250
14	Tubo acero al carbono ASTM A 53, dn = 16", L = 6 m, sin costura	1	Pieza	980	980
15	Codos rectos 90°, acero ASTM A 53, cedula 5s, radio largo, soldables, dn = 18	1	Pieza	750	750
16	Mano de obra preparación e instalación tuberías entrada y salida de gases	1	Glb	2304	2304
17	Ferretería e insumos para soldar supercito	1	Glb	700	700
				<b>Sub total</b>	<b>92760</b>
				<b>2</b>	
				<b>Total Inversión</b>	<b>122,790</b>

Fuente: Elaboración propia

### 3.5.2. Plan de financiamiento.

**Tabla 8**

Inversión y financiamiento bancario

#### **Inversión y financiamiento bancario**

<b>Descripción</b>	<b>Monto (S/.)</b>
activos industriales	<b>122,790</b>
Otros	0
<b>TOTAL DE COSTOS ESTIMADOS</b>	<b>122,790</b>
<b>TOTAL DE INVERSION DEL PROYECTO</b>	<b>122,790</b>
<b>FINANCIAMIENTO</b>	
<b>Descripción</b>	<b>Monto (S/.)</b>
Aporte propio, % Inversión total	10% <b>12,279</b>
Financiamiento	<b>110,511</b>
Total inversión	<b>122,790</b>
<b>Condiciones del Financiamiento</b>	
<b>Descripción</b>	<b>Monto (S/.)</b>
Préstamo	110,511
Tasa efectiva anual	12.5%
Tasa efectiva mensual	1.04%
Plazo, meses	<b>12</b>
cuota mensual, Soles/mes	9,845

Fuente: Elaboración propia

### 3.5.3. Plan de pagos mensuales del préstamo bancario.

Tabla 9

*Plan de pagos mensuales del préstamo bancario*

Mes	Préstamo	Interés	Amortización	Cuota	Saldo
1	110,511.00	1,151.16	8,693	9,845	101,817.52
2	101,817.52	1,060.60	8,784	9,845	93,033.48
3	93,033.48	969.10	8,876	9,845	84,157.95
4	84,157.95	876.65	8,968	9,845	75,189.95
5	75,189.95	783.23	9,061	9,845	66,128.55
6	66,128.55	688.84	9,156	9,845	56,972.75
7	56,972.75	593.47	9,251	9,845	47,721.58
8	47,721.58	497.10	9,348	9,845	38,374.04
9	38,374.04	399.73	9,445	9,845	28,929.14
10	28,929.14	301.35	9,543	9,845	19,385.85
11	19,385.85	201.94	9,643	9,845	9,743.15
12	9,743.15	101.49	9,743	9,845	-

Fuente: Elaboración propia .

### 3.5. Estudio financiero: Acondicionamiento del flujo de caja planificado, resolviendo los indicadores VAN, TIR, PRI.

#### 3.6.1. Calculamos el rendimiento económico.

El beneficio económico lo representa la reducción del consumo de combustible, por aumento de la temperatura de agua del generador de vapor , mediante la utilización del vapor flash de purgas y del calor sensible del gas residual.

Caudal de combustible al ser ahorrado, por mejoras térmicas: 17.80 kg GLP/h

Periodo de operación: 8,200 h/año

Costo de compra del IGV: 2.74 soles/kg, sin I.G.V.

Ahorro al año de combustible: Según ecuación (N°1.44)

$$\Delta m_{cble} \left[ \frac{kg - GLP}{año} \right] = (m_{cble1} - m_{cble2}) \left( \frac{kg}{h} \right) * T_{oper} \left( \frac{h}{año} \right)$$

Dónde:

Mcble1: Cudal promedio de GLP, anterior de las mejoras térmicas: 280 kg/h

Mcble2: Caudal promedio de GLP, posterior de las mejoras térmicas: 267.202 kg/h

Tope = Periodo de operatividad al año : 8,200 h/año

$$\Delta m_{cble} \left[ \frac{kg \text{ GLP}}{\text{año}} \right] = (280 - 267.202) \left( \frac{kg}{h} \right) * 8200 \frac{h}{\text{año}} = 104943.5 \frac{kg - GLP}{\text{año}}$$

Beneficio económico Becon: Según ecuación (N°1.45)

$$B_{econ} \left[ \frac{\text{soles}}{\text{año}} \right] = \Delta m_{cble} \left[ \frac{kg \text{ GLP}}{\text{año}} \right] * C_{unit-GLP} \left( \frac{\text{soles}}{kg - GLP} \right)$$

$$B_{econ} \left[ \frac{\text{soles}}{\text{año}} \right] = 104,943.5 \left[ \frac{kg \text{ GLP}}{\text{año}} \right] * 2.74 \left( \frac{\text{soles}}{kg - GLP} \right) = 287545.19 \text{ soles/año}$$



### 3.6.3. Indicadores financieros.

**Tabla 11**

*Indicadores financieros*

<b>COK</b>	12.50%	
<b>VAN</b>	<b>583228</b>	
<b>TIR</b>	89%	
<b>Número de años</b>	<b>10</b>	<b>Años</b>
<b>PRI (Años)</b>	<b>7.83</b>	<b>Meses</b>

<b>PRI: Periodo de Retorno de la Inversión</b>
$\text{PRI (Años)} = \frac{\text{Préstamo}}{(\text{beneficio})/12}$

.Fuente :Elaboración propia .



### 3.7 Análisis de impacto del medio ambiente al ejecutar un sistema de restauración de masa y calor en el sistema de generar de vapor

El análisis del impacto antrópico consta en determinar los flujos de gases contaminantes, con dióxido de carbono, que se disipan a la atmósfera en los procesos de combustión anterior y posterior de la mejora térmica del proceso, en el que hay una reducción del consumo de combustible.

#### Referencias iniciales:

- Combustible quemado: Gas Licuado de petróleo, GLP.
- Composición másica: 60 % propano (C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>) y 40 % butano (C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>).
- PCI del GLP: 46750 kJ/kg.
- TGC, en hogar: 1000 °C.
- HGC: 1310 kJ/kg.
- Taire: 25 °C, Tai.
- H<sub>aire</sub> para combustión, hai: 29.5 kJ/kg.

Se hará cálculos de combustión del GLP, para determinar las correlaciones de los gases contaminantes – combustibles y luego se determinarán los flujos de gases contaminantes que se evacúan a la atmósfera

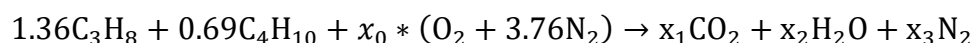
Procedimiento de combustión: en Base 100, por ser mezcla de combustible

Se entiende la relación aire – combustible, para el propano: 35.48 kg aire/kg cble

Componente	Masa, kg	Masa Molar, kg/kmol	Nr. Moles
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	60	44	1.36
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	40	58	0.69

Según tabla N°1.1.

Combustión perfecta del GLP, coeficiente de exceso de aire =1 Según ecuación (N°1.46)



Resolviendo:

$$\text{Kmol C: } x_1 = 1.36 * 3 + 0.69 * 4 = 6.84$$

$$\text{kmol en H: } 1.36 * 8 + 0.69 * 10 = x_2 * 2 \rightarrow x_2 = 8.89$$

$$\text{kmol en O: } x_0 * 2 = x_1 * 2 + x_2 * 1 \rightarrow x_0 = 11.285$$

$$\text{kmol en N: } 11.285 * 3.76 * 2 = x_3 * 2 \rightarrow x_3 = 42.4316$$

**Análisis en combustión completa del GLP.** Según ecuación (N°1.47)

$$\text{Como } R_{a\text{-cble}} = \frac{m_{\text{aire-real}}}{m_{\text{cble}}} = 35.48 \rightarrow m_{\text{aire}} = 3548 \text{ kg}$$

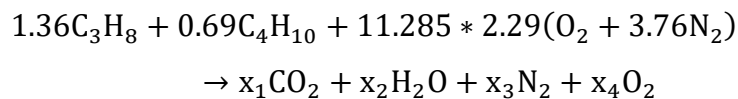
Se establece que el coeficiente de exceso de aire,  $\lambda$ ; combustión completa del GLP  
De la ecuación de nada real en combustión completa:

$$m_{\text{real}} = 3548 \text{ kg} = x_0 * \lambda * (O_2 + 3.76 * N_2)$$

$$\text{Reemplazando: } m_{\text{real}} = 3548 \text{ kg} = 11.285 \text{ kmol} * \lambda * (32 + 3.76 * 28) \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

Entonces, el coeficiente de excedente de aire combustión completa es  $\lambda = 2.29$

Combustión completa del GLP, con coeficiente de excedente de aire = 2.29



Balanceando:

$$x_1 = 6.84, \quad x_2 = 8.89$$

Oxígeno atómico:  $11.285 * 2.29 * 2 = 6.84 * 2 + 8.89 * 1 + x_4 * 2$

Procesando:  $x_4 = 3.926$  kmol de O libre

Hallando los kmol de N:

$$11.285 * 2.29 * 3.76 * 2 = x_3 * 2$$

Elaborando:  $x_3 = 97.168$  kmol

Ratios del desarrollo, en combustión completa:

CO<sub>2</sub> – combustible:

$$R_{CO_2\text{-cble}} = \frac{m_{CO_2}}{m_{cble}} = \frac{6.84 * 44}{100} = 3 \frac{\text{kg CO}_2}{\text{kg cble}}$$

Vapor de agua – combustible:

$$R_{H_2O\text{-cble}} = \frac{m_{H_2O}}{m_{cble}} = \frac{8.89 * 18}{100} = 1.60 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg cble}}$$

Nitrógeno – combustible:

$$R_{N_2\text{-cble}} = \frac{m_{N_2}}{m_{cble}} = \frac{97.168 * 28}{100} = 27.207 \frac{\text{kg N}_2}{\text{kg cble}}$$

O libre- combustible:

$$R_{O_2-cble} = \frac{m_{O_2}}{m_{cble}} = \frac{3.926 * 32}{100} = 1.256 \frac{\text{kg N}_2}{\text{kg cble}}$$

Se tiene, finalmente, los flujos de gases de combustión, anteriores y posteriores de las mejoras térmicas, con restauración de masa y calor.

Utilizando la ecuación: Según ecuación (N°1.48)

$$m_{\text{gases}} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = R_{G-cble} \left( \frac{\text{kg. gases}}{\text{kg. cble}} \right) * m_{cble} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$$

Se realiza a continuación una tabla con el resultado de los gases de combustión, anteriores y posteriores de la mejoría térmica:

**Tabla 12**

Resultado de los gases de combustión anteriores y posteriores de las mejoras térmicas.

FLUJO DE GLP		RELACIÓN GASES - CBLE				FLUJO MÁSCOS DE GASES				
Antes de mejora	Después de mejora	UM	Valor	UM	Denominación	UM	Antes de mejora	Después de mejora	Reducción	
280	267.202	kg/h	R <sub>CO2-cble</sub>	3	kg gases/kg cble	Flujo de CO2	kg/h	840	801.61	38.39
280	267.202	kg/h	R <sub>H2O-cble</sub>	1.6	kg gases/kg cble	Flujo de H2O	kg/h	448	427.52	20.48
280	267.202	kg/h	R <sub>N2-cble</sub>	27.202	kg gases/kg cble	Flujo de N2	kg/h	761	7268.43	348.13
280	267.202	kg/h	R <sub>O2-cble</sub>	1.256	kg gases/kg cble	Flujo de O2 libre	kg/h	351.68	335.61	16.07

Fuente: Elaboración propia

Se observa que existe una desminución porcentual de emisión de gases contaminantes por mejoras térmicas de:

$$\Delta m_{CO_2} = \frac{38.39}{840} * 100 = 4.57 \% \text{ en } CO_2$$
$$\Delta m_{H_2O} = \frac{20.48}{448} * 100 = 4.571 \% \text{ en } H_2O \text{ (como vapor de agua)}$$
$$\Delta m_{N_2} = \frac{348.13}{7616.56} * 100 = 4.57 \% \text{ en } N_2$$
$$\Delta m_{O_2} = \frac{16.07}{351.68} * 100 = 4.57 \% \text{ en } N_2$$

La desminución porcentual de gases de combustión que emanan a la atmósfera es del orden de 4.57 % debido a las mejoras térmicas.

#### **IV.DISCUSIÓN**

En el análisis de Sosa, (2013), “Restitución de condensados generados en el sistema de drenaje de cabezales de vapor y venas de calentamiento en el área de sétil de la refinería estatal de esmeraldas”. Se logró el objetivo de aumentar la recuperación de condensado en la zona elegida, alcanzando una tasa de recuperación del 78%. Las pérdidas económicas asociadas al descuido de las fuentes actuales y potenciales de recuperación se estiman en 2.967.888,00 \$ anuales. Esta tesis demuestra que es posible recuperar el 13,95% de la masa de purga de la caldera y que, al no utilizar métodos de reciclaje para el sistema térmico de Chimú Agropecuaria, se desperdician 28.77545 soles al año.

En el estudio de Villacres, Andrade,(2016) , en su tesis de grado titulada: “ Ahorro energético en el Sistema Restaurador de Condensados de una Planta Industrial en Guayaquil utilizando un Surge Tank”. Argumenta que haciendo un comparativo entre un proceso de condensados presurizado contra un proceso de condensados convencional donde el resultado de un proceso presurizado asimila que se podría ahorrar un 15% de energía. Teniendo un tiempo de regreso de inversión de 45 días.

En la tesis actual se demuestra que por implementar el sistema de restauración de vapor flash y gases residuales, es posible reducir el costo de generación de vapor en el orden de 4.57 % del valor actual, con tiempo de retorno de 7.81 meses.

En el estudio Ruiz, (2006), "Diseño y valoración económica del procedimiento automático de control de sólidos disueltos totales del agua de las calderas del hospital general de accidentes del instituto guatemalteco de seguridad social". En esta presente tesis el autor argumenta que en el área de producción de vapor se cuenta con un número de calderas que actualmente su sistema de purga o de evacuación de TDS se realiza manualmente provocando una gran pérdida energética de 2, 726, 440,412.40 KJ anuales y con un PRI de 5.34 meses, con estos puntos el resultado de la razón /beneficio costo es de 2.25, en esta condición la ejecución del proyecto se justifica, debido a que es mayor a uno.. En la presente tesis se demuestra que, por pérdidas térmicas en purgas de caldera, se pierden 32.4 kg/h, como líquido saturado, teniendo una entalpía de 731.954 kJ/kg, correspondiendo una pérdida anual de 194'465,538 kJ/año y que por implementar el sistema de restauración de vapor flash y GR, es posible reducir el costo de generación de vapor en el orden de 4.57 % del valor actual, con tiempo de retorno de 7.81 meses, y también obteniendo por la implementación del sistema recuperación de vapor flash GR una relación beneficio costo de 2.60, concluyendo que se justifica la inversión por que la relación B/C es mayor que uno.

En el estudio de García, Pilco, (2012), en su tesis "Auditoría energética del sistema de condensación y regreso de vapor del hospital de especialidades "Eugenio Espejo", Manifiesta una recomendación que las purgas en las calderas es muy esencial ya que por intermedio de éstas elimina los TDS y en suspensión situados internamente en el agua de la caldera . Una purga ineficiente adjunta la aparición de incrustaciones, lodos y la formación de puntos calientes que esto conllevará a daños permennate en el generador de vapor. En la actual tesis se demuestra que las purgas de calderas son necesarias para mantener la capacidad y calidad de generación de vapor en caldera.

En el estudio de Bargaran, (2014), "Diseño de un sistema de purga automática de fondo y superficie para ahorrar la disponibilidad de energía térmica en un generador de vapor pirotubular de 1000 BHP", En esta tesis el autor pretende implementar un sistema automático de purgas donde aumenta de el 2% la eficiencia térmica, un ahorro económico de 50,873.22 dólares /año, una disponibilidad de energía térmica 928,794.24 BTU/hr. Decretando un ahorro mensual de 4,239 Dólares y un PRI de 10 meses y también con una tasa interna de retorno del 2.3% mensual y un valor neto actual de 2,629.39 dólares, el cual nos demuestra que es muy viable el proyecto. En la presente tesis por llevar a cabo un sistema de recuperación de masa y calor del vapor flash de purgas y del calor de los gases residuales, se tiene un ahorro económico de 139,455 soles/año y aprovechando el calor latente del vapor flash de purgas de caldera, se obtiene un ahorro de energía de 16928 btu/h, correspondiendo a la recuperación de 32.4 kg/h de condensado/además por implementar el sistema de recuperación de vapor flash y de calor de los GR, se deberá invertir 110,511 soles, siendo el período de recuperación de 7.83 meses, con un VAN igual a 583,228 soles, un TIR de 89 %, demostrándose la viabilidad del proyecto.

## V.CONCLUSIONES

- Se realizó el balance de masa y energía del sistema de generación de vapor de la Planta térmica de la empresa Chimú Agropecuaria , con los siguientes resultados: PCI del combustible: 46750 kJ/kg, Ra-cble = 35.48 kg aire/kg cble, P vapor = 9 bar, BHP de caldera: 300, rendimiento de caldera: 85.5% y también teniendo como flujos másicos los siguientes :De combustible: 280 kg/h, de aire: 9934.4 kg/h, de agua a caldera: 4698 kg/h,de vapor producido: 4698 kg/h,de purga: 232 kg/h,de gases de combustión: 10214.4 kg/h,de vapor flash obtenido: 32.4 kg/h y también los siguientes flujos térmicos :En el combustible: 3636.11 kw,en el agua a caldera: 393.22 kw,en el vapor producido: 3619.15 kw,en la purga de caldera: 20.25 kw,en los gases calientes de combustión: 3716.91 kw,en los gases residuales de chimenea: 678.69 kw.
- Se dimensionó el sistema recuperador de vapor flash, siendo sus características: Capacidad: 350 kg/h de condensado, Presión máxima de condensado: 16 bar, Presión del vapor flash: hasta 0.5 bar, Con purga de lodos, Accionamiento manual, Material del tanque de purgas: acero ASTM A 53 o similar.
- Se dimensionó el calentador tubular de agua a caldera por gases residuales de caldera, con los siguientes resultados: Potencia térmica: 143.34 kw Se observa que se puede obtener un flujo de vapor flash, 1.1 bar, en el orden de 32.4 kg /h, Nro. de pasos de intercambio de calor: Uno, Tipo de calentador: en corriente en cruz, Nro. de tubos: 58, Diámetro nominal del tubo; 2 pulgadas, Número de cédula del tubo: 10s, Material del tubo: 10S, Longitud del tubo: 2.75 m.
- Se determinó el ahorro de combustible por implementar el sistema de calor, siendo la diferencia del consumo sin recuperación de calor y del consumo con implementación de recuperación de calor, es decir, con reducción de la carga térmica a la caldera. La reducción del consumo de combustible es de  $280.8 - 267.202 = 12.598$  kg de combustible/h.

- Se realizó un análisis económico que arroja lo siguiente: Inversión, total necesaria: 122,790 soles, inversión propia: 10% de inversión total: 12,279 soles, préstamo bancario: 110,511 soles, plazo de pago 12 meses, beneficio bruto: 169,455 soles/año, costo de mantenimiento: 30,000 soles/año.
  
- Se hizo el análisis financiero, con los siguientes resultados: Préstamo bancario: 110,511 soles, tasa de interés: 12.5 % anual, Valor actual neto, VAN: 583228 soles > 0 Tasa interna de retorno, TIR: 89 % > 12.5 %, período de retorno de la inversión, PRI: 7.83 meses. Se concluye que es muy beneficiosa la inversión en las mejoras térmicas.
  
- Se hizo la evaluación del impacto medioambiental por la ejecución del sistema de restauración de calor para calentar el agua de alimentación a caldera, en base a análisis de combustión, determinando las ratios gases-combustibles, concluyendo que el impacto medio ambiental es positivo, pues los gases residuales se reducen al reducirse el consumo de combustible, manteniendo constante la relación aire combustible, para mantener constante la temperatura del gas en el hogar, de 1000 °C. Los resultados se muestran en la siguiente hoja de cálculo:



FLUJO DE GLP			RELACIÓN GASES - CBLE				FLUJO MÁSICOS DE GASES		
Antes de mejora	Después de mejora	UM		Valor	UM	Denominación	UM	Antes de mejora	Después de mejora
280	267.202	kg/h	$R_{CO_2-cble}$	3	kg gases/kg cble	Flujo de CO2	kg/h	840	801.61
280	267.202	kg/h	$R_{H_2O-cble}$	1.6	kg gases/kg cble	Flujo de H2O	kg/h	448	427.52
280	267.202	kg/h	$R_{N_2-cble}$	27.202	kg gases/kg cble	Flujo de N2	kg/h	7616.56	7268.43
280	267.202	kg/h	$R_{O_2-cble}$	1.256	kg gases/kg cble	Flujo de O2 libre	kg/h	351.68	335.61

FIG. Elaboracion propia.

## VI.RECOMENDACIONES

- Se recomienda implementar el sistema de restauración de vapor flash, en primer lugar, por ser relativamente simple; adquiriendo los componentes de calidad y seguros.
- Se recomienda implementar el sistema de calentamiento de agua a generador de vapor por GR, coordinando de tal modo que no exista mucha demora, por las características del mismo.
- Se recomienda capacitar al personal de operación en el manejo de los nuevos sistemas térmicos, contratando una empresa especializada.
- Se recomienda realizar las mediciones de la dureza del agua y de la calidad de la misma, aumentando la frecuencia de toma de datos y mediciones, a una vez por día, que permita tomar mejores decisiones y evaluaciones en cuanto a capacidad y eficiencia del sistema.
- Se recomienda considerar la posibilidad de aplicar automatización de procesos, en PID, con sistema en retroalimentación, para los dos sistemas de restauración de calor: vapor flash y de gases chimenea. De igual modo, se recomienda analizar la instalación de instrumentos de medida de las variables térmicas que puedan permitir su evaluación en tiempo real, asimismo; de seguridad, en cuanto a presión y temperatura.
- Se recomienda preparar un plan de mantenimiento preventivo para los dos sistemas nuevos, de recuperación de masa y calor de fuentes residuales, con frecuencia racional, herramientas y capacitación del personal.

## VII.REFERENCIAS

- Abarca, P. (s.f). AHS, Agua de alimentacion de calderas. Obtenido de <http://www.achs.cl/portal/trabajadores/Capacitacion/CentrodeFichas/Documents/agua-de-alimentacion-de-calderas.pdf>
- AC.Aceros comerciales. (s.f). Tubos de acero inoxidable austenitico. tablas . Obtenido de <http://www.aceroscomerciales.com.pe/files/catalogo/TubosAcero/TUBOS%20DE%20ACERO%20INOXIDABLE.pdf>
- Alberto, M. (2014). Vapor flash de purgas . Obtenido de <http://cagnazucar.blogspot.pe/2014/06/vapor-flash.html>
- ALONSO, L. M. (2016). Calderas de Vapor en la Industria . Bilbao: EC.CADEM-EVE.
- Arnulfo. (2012). Conversión de calderas para operar con GN. Obtenido de [http://www.thermal.cl/docs/articulos\\_tecnicos/articulo\\_\\_\\_conversion\\_gas\\_natural.pdf](http://www.thermal.cl/docs/articulos_tecnicos/articulo___conversion_gas_natural.pdf)
- Asencio, N. (2014). Evaluación técnica de los generadores de vapor y planteamiento de mejoras para la eficiencia térmica en la pesquera Hayduk S.A. Universidad nacional José Faustino Sánchez Carrión. Facultad de Ingeniería Química y Metalúrgica. Obtenido de <http://repositorio.unjfsc.edu.pe/handle/UNJFSC/923>
- Bargaran, L. (22 de Setiembre de 2014). "Diseño de un sistema de purga automática de fondo y superficie para ahorro y disponibilidad de energía térmica en una caldera pirotubular de 1000 BHP".Universidad Nacional del Callao. Obtenido de [http://repositorio.unac.edu.pe/bitstream/handle/UNAC/337/LuisAlfonso\\_Tesis\\_tituloprofesional\\_2014.pdf?sequence=3&isAllowed=y](http://repositorio.unac.edu.pe/bitstream/handle/UNAC/337/LuisAlfonso_Tesis_tituloprofesional_2014.pdf?sequence=3&isAllowed=y)
- carlos, c. r. (2017). [file:///C:/Users/JLDM/Desktop/proyecto%20de%20investigacion/TESIS%20%202017%20\(1\).pdf](file:///C:/Users/JLDM/Desktop/proyecto%20de%20investigacion/TESIS%20%202017%20(1).pdf).
- Coronel, J. &. (Setiembre de 2016). Dpto. de Ingeniería Energética Universidad de Sevilla.Colección de Tablas,Gráficas y Ecuaciones de transferencia de calor . Obtenido de [http://www.esi2.us.es/~jfc/Descargas/TC/Coleccion\\_tablas\\_graficas\\_TC.pdf](http://www.esi2.us.es/~jfc/Descargas/TC/Coleccion_tablas_graficas_TC.pdf)
- Custodio, J. &. (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".Universidad Nacional de Santa (UNS). Obtenido de [file:///C:/Users/JLDM/Desktop/proyecto%20de%20investigacion/TESIS%20%202017%20\(1\).pdf](file:///C:/Users/JLDM/Desktop/proyecto%20de%20investigacion/TESIS%20%202017%20(1).pdf)

- Donal, Q. (1997). Procesos de Transferencia de Calor . México.: Continental S.A de CV México.
- Eurostat.IE. (27 de Diciembre de 2013). Poderes caloríficos de las principales fuentes energéticas. Obtenido de [www.idae.es/.../documentos\\_PCI\\_Combustibles\\_Carburantes\\_final\\_valores\\_Update\\_2...](http://www.idae.es/.../documentos_PCI_Combustibles_Carburantes_final_valores_Update_2...)
- Ferret. (sf). Tubos de acero sin costura ASTM A-53 grado B/ASTMA-106/api 5l dimensiones y pesos según ANSI/ASME B6.10. Obtenido de <http://www.ferretsac.com/wp-content/uploads/2016/08/TUBOS-SCH-DE-ACERO-SIN-COSTURA.pdf>
- Forbes marshall. (2012). vapor flash. Obtenido de [https://www.forbesmarshall.com/fm\\_micro/news\\_room.aspx?Id=seg&nid=183](https://www.forbesmarshall.com/fm_micro/news_room.aspx?Id=seg&nid=183)
- García, J. &. (Abril de 2012). “Auditoría energética del sistema de condensación y retorno de vapor del hospital de especialidades “Eugenio Espejo”. Escuela politécnica nacional - Facultad de ingeniería mecánica. Quito, Ecuador. Obtenido de <http://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/4598/1/CD-4194.pdf>
- kalfrisa. (27 de Marzo de 2009). Recuperación de calor: la mejor forma de reducir consumos y emisiones de gases invernadero. Obtenido de <http://www.interempresas.net/Quimica/Articulos/30110-Recuperacion-de-calor-la-mejor-forma-de-reducir-consumos-y-emisiones-de-gases-invernadero.html>
- Molina L. A. y Molina, G. (2013). Manual de Eficiencia Energética Térmica en la Industria. Bilbao: CADEM.
- Núñez, D. (06 de Enero de 2016). Temperatura y las Leyes de la Termodinámica. Obtenido de <http://blog.hunabsys.com/temperatura-y-las-leyes-de-la-termodinamica/>
- Paredes, G. (2015). “Dimensionamiento de un sistema de recuperación de calor a partir del condensado de purgas de caldera pirotubular de 1000 BHP en planta pesquera”. Universidad Cesar Vallejo. Obtenido de [http://repositorio.ucv.edu.pe/bitstream/handle/UCV/5806/paredes\\_gg.pdf?sequence=1&isAllowed=y](http://repositorio.ucv.edu.pe/bitstream/handle/UCV/5806/paredes_gg.pdf?sequence=1&isAllowed=y)
- PEREZ, J. (2017). <https://definicion.de/costo-de-produccion/>.
- Quintanilla, E. (08 de Octubre de 2016). Crecimiento económico y expansión energética en Perú. Obtenido de <https://www.esan.edu.pe/conexion/actualidad/2016/10/08/crecimiento-economico-y-expansion-energetica-en-peru/>

- quintanilla, e. (2016).  
<https://www.esan.edu.pe/conexion/actualidad/2016/10/08/crecimiento-economico-y-expansion-energetica-en-peru/>.
- Renedo, C. (2017). Propiedades del agua saturada( liquido -vapor ): Tabla de presiones temperaturas . Obtenido de <http://personales.unican.es/renedoc/Trasparencias%20WEB/Trasp%20Termo%20y%20MF/00%20GRADOS/Tablas%20Termo.pdf>
- Rosario, R. (2016). Termodinamica para Ingenieria Industrial. Perú: Universidad Privada del Norte ( UPN) posicion 6.
- Ruiz, B. (marzo de 2006). 'Diseño y evaluación económica del sistema automático de control de sólidos disueltos totales del agua de las calderas del hospital general de accidentes del instituto guatemalteco de seguridad social"Universidad de San Carlos de Guatemala. . Obtenido de [http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/08/08\\_0389\\_Ml.pdf](http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/08/08_0389_Ml.pdf)
- sarco, spirax. (2018). Purga de fondo manual - Una sola caldera. Obtenido de <http://www.spiraxsarco.com/global/mx/Capabilities/Pages/Examples-of-Typical-Solutions/boiler-house/bottom-blowdown/manual-blowdown-single-boiler.aspx>
- Sosa, j. (2013). "RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS GENERADOS EN EL SISTEMA DE DRENAJE DE CABEZALES DE VAPOR Y VENAS DE CALENTAMIENTOEN EL AREA DE SETIL(SERVICIOS AUXILIARES)DE LA REFINERIA ESTATAL DE ESMERALDAS". Obtenido de <file:///C:/Users/JLDM/Downloads/1117.pdf>
- spirax, sarco. (2018). Tanques de Purga BDV60. Obtenido de <http://www.spiraxsarco.com/global/es/Products/Documents/TI/P405-33.pdf>
- Vasqu ez, L. (2014). <http://repositorio.unac.edu.pe/handle/UNAC/337>.
- Villacres, Y. (2016). "Ahorro energético en el Sistema de Recuperador de Condensados de una Planta Industrial en Guayaquil utilizando un Surge Tank", Facultad de Ingeniería Mecánica y Ciencias de Producción. Obtenido de <https://www.dspace.espol.edu.ec/bitstream/123456789/121/1/203.pdf>
- WILCOX, B. A. (2012). vapor , generacion y su uso . 4ta edicion .



## **ANEXOS.**

**Anexo N°1: Análisis registro de datos a tener en cuenta para el desarrollo del proyecto**

<b>Análisis registro de datos</b>		
<b>ITEM</b>		
1	Capacidad de la caldera	300 BHP
2	Presión de vapor , pv	9 bar
3	Capacidad del vapor	100%, saturado seco
4	Combustible GLP.PCI	46750 KJ/Kg
5	Rendimiento de caldera, $\eta_{cald.}$	85.50%
6	Temperatura del aire para combustión, tai	25 °C
7	Entalpía del aire para combustión, hai	29.5 KJ/Kg
8	Entalpía del vapor generado, hv	2773.3 KJ/Kg
9	Temperatura del agua de alimentación a caldera, tag	72° C
10	Entalpia del agua de alimentación a caldera, hag	301.32 KJ/Kg
11	Temperatura del gas caliente en hogar, tgc	1000 °C
12	Entalpía del gas caliente, en hogar, hgc	1310 KJ/Kg
13	Temperatura promedio de gases de chimenea	230 °C
14	Entalpia de gases residuales	239.2 KJ/Kg

Fuente: Elaboración propia



## Anexo N°2: Validación del instrumento

ITEM	CRITERIOS A EVALUAR										Observaciones
	Claridad en la redacción		Coherencia Interna		Inducción a la respuesta		Lenguaje adecuado		Mide lo que pretende		
	SI	NO	SI	NO	SI	NO	SI	NO	SI	NO	
1	X		X		X		X		X		
2	X		X		X		X		X		
3	X		X		X		X		X		
4	X		X		X		X		X		
5	X		X		X		X		X		
6	X		X		X		X		X		
7	X		X		X		X		X		
8	X		X		X		X		X		
ASPECTOS GENERALES										SI	NO
El instrumento contiene instrucciones claras y precisas para responder el cuestionario.										X	
Los items están distribuidas en forma lógica y secuencial.										X	
El número de items es suficiente para recoger la información										X	
VALIDEZ											
Aplicable:						No Aplicable:					
APLICABLE ATENDIENDO A LAS OBSERVACIONES											
Validado por: <i>Ing. Edwin Valderama Campos</i>						C.I.:					
Firma <i>[Firma]</i>						Teléfono: <i>903 390 122</i>					
e-mail: <i>ervalderama@ucvvirtual.edu.pe</i>						Fecha <i>17/06/2018</i>					

**Anexo N°3: mediciones de formato de control diario de caldera Cleaver Brooks 300 BHP**

<b>Técnicas de instrumento mediciones</b>			
<b>ITEM</b>			<b>Unidad</b>
1	Presión de trabajo de la caldera	125	PSI
2	Temperatura de saturación a 9 Bar	175.4	°C
3	Presión del GLP válvula post regulador caldero	16	psi
4	Presión de atomización	32	mbar
5	Consumo de GLP por horas de trabajo	450	gal/h
6	N° de purgas de nivel al día	4	veces
7	N° de purgas de fondo al día	8	veces
8	Análisis de agua de alimentación a la caldera	0	ppm

Fuente: Elaboración propia.

## Anexo N°4: Meddiones reales en manómetros de planta

Presión de trabajo de la caldera

presión de vapor alimentación a planta



Temperatura del agua de alimentación a caldera

temperatura gases de chimenea



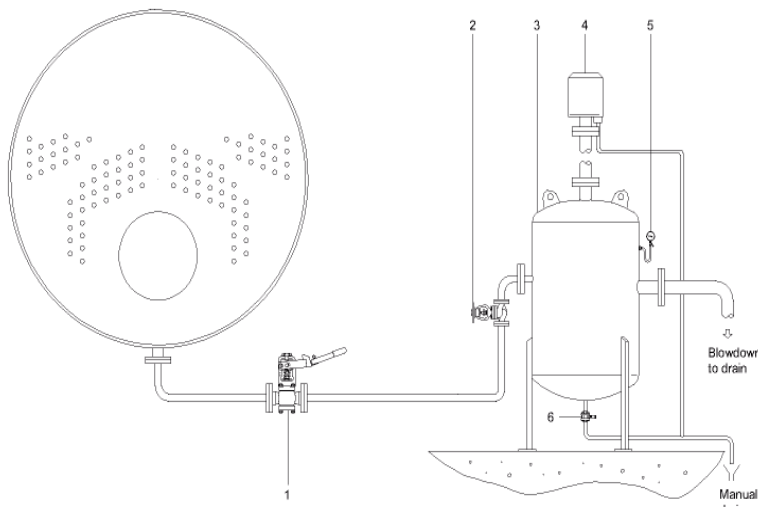
Fuente: fotografías del área de generación de vapor caldera Cleaver Brooks

**Anexo N°5: Validación del instrumento**

ITEM	CRITERIOS A EVALUAR										Observaciones
	Claridad en la redacción		Coherencia Interna		Inducción a la respuesta		Lenguaje adecuado		Mide lo que pretende		
	SI	NO	SI	NO	SI	NO	SI	NO	SI	NO	
1	X		X		X		X		X		
2	X		X		X		X		X		
3	X		X		X		X		X		
4	X		X		X		X		X		
5	X		X		X		X		X		
6	X		X		X		X		X		
7	X		X		X		X		X		
8	X		X		X		X		X		
9	X		X		X		X		X		
10	X		X		X		X		X		
11	X		X		X		X		X		
12	X		X		X		X		X		
13	X		X		X		X		X		
14	X		X		X		X		X		
ASPECTOS GENERALES										SI	NO
El instrumento contiene instrucciones claras y precisas para responder el cuestionario.										X	
Los items están distribuidas en forma lógica y secuencial.										X	
El número de items es suficiente para recoger la información										X	
VALIDEZ											
Aplicable:						No Aplicable:					
APLICABLE ATENDIENDO A LAS OBSERVACIONES											
Validado por: <i>Frg. Edurn Valderama Coupez</i>						C.I.:					
Firma <i>Edurn Valderama</i>						Teléfono: <i>963 390 122</i>					
e-mail: <i>etvalderama@ucv.ritod.edu.pe</i>						Fecha <i>17/06/2018</i>					



## Anexo N°7: Purga de fondo manual - Una sola caldera



Fuente: (sarco, spirax, 2018)

## Anexo N°8: Tubos de acero inoxidable austenítico. Tablas.

### PROPIEDADES MECANICAS

NORMA TECNICA		F	R	A	NORMA APROXIMADA
DEL TUBO	DEL ACERO	Kg/mm <sup>2</sup>	Kg/mm <sup>2</sup>	%	
ASTM A-312	304	21	52	35	JIS G 3459
	304 L	17	49	35	

### DIMENSIONAMIENTO ESTÁNDAR Y PESOS NOMINALES

DIAMETRO NOMINAL	DIAMETRO EXTERIOR	SCHEDULE							
		5S		10S		40S		80S	
		ESPEORES DE APRED Y PESO							
Pulg	(mm)	mm	kg/m	mm	kg/m	mm	kg/m	mm	kg/m
1/8	10.3	-	-	1.25	0.28	1.73	0.37	2.42	0.47
1/4	13.7	-	-	1.66	0.49	2.24	0.63	3.03	0.80
3/8	17.2	-	-	1.66	0.63	2.32	0.85	3.20	1.10
1/2	21.3	1.66	0.81	2.11	1.00	2.77	1.27	3.74	1.62
3/4	26.7	1.66	1.02	2.11	1.28	2.87	1.68	3.92	2.20
1	33.4	1.66	1.30	2.77	2.09	3.38	2.50	4.6	3.24
1 1/4	42.2	1.66	1.66	2.77	2.69	3.56	3.39	4.86	4.47
1 1/2	48.3	1.66	1.91	2.77	3.11	3.69	4.06	5.08	5.41
2	60.3	1.66	2.40	2.77	3.93	3.92	5.45	5.54	7.49
2 1/2	73.0	2.11	3.69	3.05	5.26	5.16	8.64	7.0	11.40
3	88.9	2.11	4.52	3.05	6.46	5.49	11.30	7.62	15.30
3 1/2	101.6	2.11	5.18	3.05	7.41	5.74	13.60	8.08	18.60
4	114.3	2.11	5.84	3.05	8.37	6.02	16.10	8.56	22.30

Fuente: (AC.Aceros comerciales, s.f)

**Anexo N°9 Tubos de acero sin costura ASTM A-53 grado B/ASTMa-106/api 5l dimensiones y pesos según ANSI/ASME B6.10.**

**Dimensiones y Peso Unitario**

DIÁMETRO NOMINAL	DIÁMETRO EXTERIOR		SCHEDULE	ESPESOR DE PARED	PESO NOMINAL	PRESION DE PRUEBA	
	pulg.	mm				n°	mm
3 1/2	4.000	101.6	40	5.74	13.57	2370	166.0
			80	8.08	18.63	2800	196.0
4	4.500	114.3	40	6.02	16.07	2210	155.0
			80	8.56	22.32	2800	196.0
			160	13.49	33.54	2800	196.0
5	5.563	141.3	40	6.55	21.77	1950	137.0
			80	9.53	30.94	2800	196.0
6	6.625	168.3	40	7.11	28.26	1780	125.0
			80	10.97	42.56	2740	192.0
8	8.625	219.1	40	8.18	42.55	1570	110.0
			80	12.70	64.64	2430	170.0
10	10.750	273.0	40	9.27	60.29	1430	100.0
			80	15.09	95.97	2320	162.0
			STD	9.27	60.31	1430	100.0
12	12.750	323.8	40	10.31	79.70	1340	94.0
			80	17.48	132.04	2270	159.0
			STD	9.53	73.88	1240	87.0
14	14.000	355.6	40	11.13	94.55	1310	92.0
			80	19.05	158.10	2250	158.0
			STD	9.53	81.33	1120	79.0
16	16.00	406.4	40	12.70	123.30	1310	92.0
			80	21.44	203.53	2220	156.0
			STD	9.53	93.27	980	69.0
18	18.00	457.0	40	14.27	155.80	1210	92.0
			80	23.83	254.55	2190	154.0
			STD	9.53	105.16	880	62.0
20	20.00	508.0	40	15.09	183.42	1250	88.0
			80	26.19	311.17	2170	152.0
			STD	9.53	117.15	790	55.0
24	24.00	609.6	40	17.48	255.38	1200	84.0
			80	30.94	442.17	2190	154.0
			STD	9.53	141.07	660	46.0
26	26.00	660.4	STD	9.53	153.00	610	42.7
			XS	12.70	203.02	810	56.7
28	28.00	711.2	STD	9.53	164.95	560	39.2
			XS	12.70	218.94	750	52.5
30	30.00	762.0	STD	9.53	176.90	530	37.1
			XS	12.70	234.86	700	49.0
32	32.00	812.8	STD	9.53	188.43	493	34.7
			XS	12.70	250.30	650	45.7

Fuente: (Fermet, sf)

**Anexo N°10: Inversiones en activos industriales, materiales, MO e insumos.**

<b>Inversiones para Implementar Sistema recuperación de vapor flash y fabricación de calentador tubular de agua por gases residuales en Chimú Agropecuaria</b>					
Ítem	Denominación	Cantidad	U.M	Precio Unitario	Precio total
				Soles/UM	Soles
<b>Sistema recuperación vapor flash</b>					
1	Tanque de recuperación de vapor flash, capacidad 350 kg/h condensado, pn = 10 bar, incluye sus válvulas				
2	Mano de obra instalación y puesta en servicio sistema vapor flash				
3	Tubo acero inox 3", cédula 5s, ASTM A 304, L = 6 m				
4	Codos rectos 90°, inox, cedula 5s, radio largo, soldables				
5	Mano de obra soldar tubería				
6	Manómetro rango: 0...10 bar, conexión NPT = 1/4"				
7	Termómetro bimetálico, Longitud de bulbo = 200 mm, rango: 0...200 °C				
8	Soportes de acero al carbono: ángulos ASTM A 53, 2 x 2 X 6m 1/8"				
9	Válvula de compuerta dn = 3", pn = 16 bar, bridada				
10	Empaquetadura en plancha de asbesto y aramida, T = 200 °C, 1/8" x 4'x8'				
11	Obras civiles montaje tanque vapor flash				
12	Tubo acero inox 1", cédula 5s, ASTM A 304, L = 6 m, purga de lodos				
13	Tubo acero al carbono ASTM A 53, dn = 1.5", L = 6 m				
14	Fardos de Lana Mineral, espesor de 2 Pulgadas, Ancho = 1.2, Largo: 15 m				
15	Plancha de Fe galvanizado, 0.5 mm x 4' x 8'				
16	Ferretería				
17	Mano de obra para aislamiento térmico				
<b>Calentador de agua por gases residuales</b>					
1	Tubo acero inox 304 L, cédula 10s, x 6 m				
2	Plancha acero inox 304 L 1/4" x 4' x 8'				
3	Válvula de compuerta dn = 16", pn = 18 bar, bridada				
4	Suministro y fabricación de bridas acero al carbono ASTM, Pn = 16 bar, dn = 18"				
5	Empaquetadura en plancha de asbesto y aramida, T = 200 °C, 1/8" x 4'x8'				
6	Mano de obra preparación de tubos y montaje en tanque				
7	Electrodos soldadura acero inox AW, 1/8"				



8	Ferretería				
9	Fardos de Lana Mineral, espesor de 2 Pulgadas, Ancho = 1.2, Largo: 15 m				
10	Plancha de Fe galvanizado, 0.5 mm x 4' x 8'				
11	Ferretería para aislamiento térmico				
12	Mano de obra para aislamiento térmico				
13	Tubo acero al carbono ASTM A 53, dn = 18", L = 6 m, sin costura				
14	Tubo acero al carbono ASTM A 53, dn = 16", L = 6 m, sin costura				
15	Codos rectos 90°, acero ASTM A 53, cedula 5s, radio largo, soldables, dn = 18				
16	Mano de obra preparación e instalación tuberías entrada y salida de gases				
17	Ferretería e insumos para soldar supercito				

Fuente: Elaboración propia.

### Anexo N°11: matriz de consistencia de proyecto de tesis

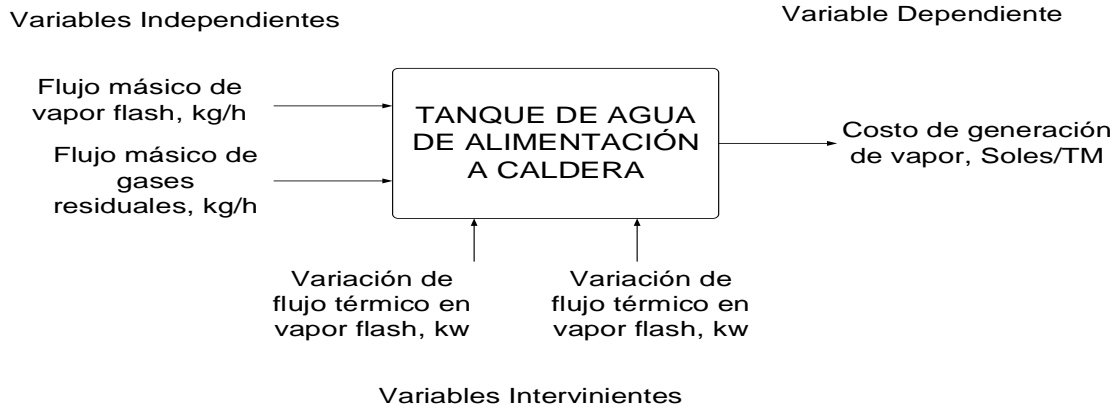
<b>TITULO DEL TRABAJO DE INVESTIGACIÓN</b>	“Calentamiento del agua de alimentación a caldera Cleaver Brooks 300 bhp con vapor flash de purgas y gases residuales para reducir costos de producción de vapor en Chimú Agropecuaria s.a.”
<b>PROBLEMA</b>	¿En qué medida el calentamiento del agua de alimentación a caldera Cleaver Brooks 300 BHP con vapor flash de purgas y gases residuales contribuirá a reducir los costos de producción de vapor en Chimú Agropecuaria s.a.?
<b>HIPÓTESIS</b>	El calentamiento del agua de alimentación a caldera Cleaver Brooks 300 BHP con vapor flash de purgas y gases residuales contribuirá a reducir costos de producción de vapor en Chimú Agropecuaria S.A.
<b>OBGETIVO GENERAL</b>	Determinar la factibilidad técnica económica de calentar el agua de alimentación a caldera Cleaver Brooks de 300 BHP con vapor flash de purgas y gases residuales para reducir los costos de generación de vapor en Chimú Agropecuaria S.A
<b>OBGETIVOS ESPECIFICOS</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Realizar un balance de energía y masa del Sistema de generación de vapor</li> <li>• Dimensionar y seleccionar el sistema recuperador de vapor flash en las purgas de fondo de caldera Cleaver Brooks 300 BHP</li> <li>• Dimensionar el calentador tubular de agua por gases residuales</li> <li>• Determinar la cantidad de Combustible ahorrado mediante la implementación del sistema Recuperador de masa y calor</li> <li>• Realizar el análisis económico: inversiones, costos de operación y mantenimiento, beneficios económicos.</li> <li>• Realizar el análisis financiero: Preparación del flujo de caja proyectado, determinando los indicadores VAN, TIR, PRI.</li> </ul>

	<ul style="list-style-type: none"> <li>Realizar un análisis de impacto medio ambiental por implementar sistema de recuperación de masa y calor en el sistema de generación de vapor</li> </ul>
<b>DISEÑO DE ESTUDIO</b>	<p><b>Estudio explicativo</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>Este estudio trata de responder el porqué del objeto que se investiga mediante recolección de información de fuentes . Se dice cómo es y cómo se manifiestan los fenómenos térmicos en Planta Chimú Agropecuaria.</li> <li>Es explicativo porque se tiene que argumentar los costos para ver si es viable o no es viable .</li> <li>Se busca especificar las propiedades importantes del sistema térmico de Chimú Agropecuaria, con la mayor precisión posible.</li> <li>Se tiene la posibilidad de predicciones, aunque sean estimadas.</li> </ul>
<b>POBLACION Y MUESTRA</b>	<p><b>Población:</b> Plantas de calderas de vapor saturado de Fábricas de beneficio de aves de Trujillo.</p> <p><b>Muestra:</b> Plantas de calderas de vapor saturado de Fábricas de beneficio de aves de Chimú Agropecuaria.</p> <p><b>Muestreo:</b> No probabilístico</p> <p><b>Criterios de selección</b> Es de naturaleza técnica económica, por el impacto en la producción</p>
<b>VARIABLES</b>	<b>Variable independiente</b>

	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Flujo másico de vapor flash, kg/h</li> <li>• Flujo másico de gases residuales de combustión, kg/h</li> </ul> <p><b>Variable dependiente</b></p> <p>Costo de producción de vapor, soles/h, soles/TM</p> <p><b>Variable interviniente</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Variación de flujo térmico de vapor, kw</li> <li>• Variación de flujo térmico de gases, kw</li> </ul>
--	---

Fuente : Elaboración propia

Continuación Anexo N°11



Fuente : Elaboración propia .

Continuación Anexo N°11:

Variable	Definición conceptual	Definición operacional	Indicadores	Escala de medición
Variable Independiente 1:	Es el flujo másico de vapor que se forma a partir del condensado caliente cuando existe una	Es el producto del flujo de condensado caliente por la relación entre la	Flujo elevado Flujo pequeño	Intervalo de valores 0...2000 kg/h

Flujo másico de vapor flash	reducción en la presión.	entalpía del condensado frío y el calor latente del condensado caliente	Flujo despreciable	
Variable independiente 2: Flujo másico de gases residuales	Es el flujo de gases de combustión que abandonan la caldera a través de la chimenea, a temperatura tan baja que ya no pueden generar vapor	Es el producto del flujo másico de combustible multiplicado por la relación gases de combustión - combustible	Flujo grande de gases residuales Flujos calientes de gases residuales (mayor a 200 °C)	Intervalo de valores 0...50000 kg/h
Variable dependiente: Costo de generación de vapor	Valor monetario que se utiliza para generar vapor, y expresa la participación de diferentes componentes como combustible, mano de obra, insumos	Es la sumatoria de los costos de combustible, de agua, de insumos químicos, de mano de obra, de agua, utilizado en caldera	Costo elevado Costo óptimo Costo bajo	Intervalo de valores 0...1000 soles/h
Variable interviniente 1: Variación en flujo térmico de vapor flash	Es el caudal de energía térmica del vapor flash que pasa por la sección transversal de una tubería o conducto en la unidad de tiempo	Es el producto del flujo másico de vapor flash, multiplicado por su entalpía	Flujo térmico elevado Flujo térmico pequeño	Intervalo de valores 0...20 kw
Variable interviniente 2: Variación en flujo térmico de gases residuales de combustión	Es el caudal de energía térmica de los gases residuales de combustión que pasa por la sección transversal de una tubería o conducto en la unidad de tiempo	Es el producto del flujo másico de gas residual multiplicado por su calor específico y por su temperatura	Flujo térmico elevado Flujo térmico pequeño	Intervalo de valores 0...75 kw

--	--	--	--	--

Fuente : Elaboración propia .

**Anexo N°12: Propiedades del agua saturada (liquido- vapor ) :Tabla de presiones**

Presión	Temp,	Volumen específico		Energía interna		Entalpía			Entropía	
		m <sup>3</sup> / kg		kJ / kg		kJ / kg			kJ / kg K	
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Vapor	Líquido	Vapor
bar	°C	sat,	sat,	sat,	sat,	sat,	vaporiz,	sat,	sat,	sat,
		$v_f \times 10^3$	$v_g$	$u_f$	$u_g$	$h_f$	$h_{fg}$	$h_g$	$s_f$	$s_g$
0,04	28,96	1,0040	34,800	121,45	2415,2	121,46	2432,9	2554,4	0,4226	8,4746
0,06	36,16	1,0064	23,739	151,53	2425,0	151,53	2415,9	2567,4	0,5210	8,3304
0,08	41,51	1,0084	18,103	173,87	2432,2	173,88	2403,1	2577,0	0,5926	8,2287
0,10	45,81	1,0102	14,674	191,82	2437,9	191,83	2392,8	2584,7	0,6493	8,1502
0,20	60,06	1,0172	7,649	251,38	2456,7	251,40	2358,3	2609,7	0,8320	7,9085
0,30	69,10	1,0223	5,229	289,20	2468,4	289,23	2336,1	2625,3	0,9439	7,7686
0,40	75,87	1,0265	3,993	317,53	2477,0	317,58	2319,2	2636,8	1,0259	7,6700
0,50	81,33	1,0300	3,240	340,44	2483,9	340,49	2305,4	2645,9	1,0910	7,5939
0,60	85,94	1,0331	2,732	359,79	2489,6	359,86	2293,6	2653,5	1,1453	7,5320
0,70	89,95	1,0360	2,365	376,63	2494,5	376,70	2283,3	2660,0	1,1919	7,4797
0,80	93,50	1,0380	2,087	391,58	2498,8	391,66	2274,1	2665,8	1,2329	7,4346
0,90	96,71	1,0410	1,869	405,06	2502,6	405,15	2265,7	2670,9	1,2695	7,3949
1,00	99,63	1,0432	1,694	417,36	2506,1	417,46	2258,0	2675,5	1,3026	7,3594
1,50	111,4	1,0528	1,159	466,94	2519,7	467,11	2226,5	2693,6	1,4336	7,2233
2,00	120,2	1,0605	0,8857	504,49	2529,5	504,70	2201,9	2706,7	1,5301	7,1271
2,50	127,4	1,0672	0,7187	535,10	2537,2	535,37	2181,5	2716,9	1,6072	7,0527
3,00	133,6	1,0732	0,6058	561,15	2543,6	561,47	2163,8	2725,3	1,6718	6,9919
3,50	138,9	1,0786	0,5243	583,95	2546,9	584,33	2148,1	2732,4	1,7275	6,9405
4,00	143,6	1,0836	0,4625	604,31	2553,6	604,74	2133,8	2738,6	1,7766	6,8959
4,50	147,9	1,0882	0,4140	622,25	2557,6	623,25	2120,7	2743,9	1,8207	6,8565
5,00	151,9	1,0926	0,3749	639,68	2561,2	640,23	2108,5	2748,7	1,8607	6,8212
6,00	158,9	1,1006	0,3157	669,90	2567,4	670,56	2086,3	2756,8	1,9312	6,7600
7,00	165,0	1,1080	0,2729	696,44	2572,5	697,22	2066,3	2763,5	1,9922	6,7080
8,00	170,4	1,1148	0,2404	720,22	2576,8	721,11	2048,0	2769,1	2,0462	6,6628
9,00	175,4	1,1212	0,2150	741,83	2580,5	742,83	2031,1	2773,9	2,0946	6,6226
10,0	179,9	1,1273	0,1944	761,68	2583,6	762,81	2015,3	2778,1	2,1387	6,5863
15,0	198,3	1,1539	0,1318	843,16	2594,5	844,84	1947,3	2792,2	2,3150	6,4448

Fuente: (Renedo, 2017)

**Anexo N°13:Propiedades del agua saturada (liquido- vapor ) :Tabla de temperaturas**

Temp. °C	Presión bar	Volumen específico m <sup>3</sup> / kg		Energía interna kJ / kg		Entalpía kJ / kg			Entropía kJ / kg K	
		Liquido sat,	Vapor sat,	Liquido sat,	Vapor sat,	Liquido sat,	Vapor vaporiz,	Vapor sat,	Liquido sat,	Vapor sat,
		$v_f \times 10^{-3}$	$v_g$	$u_f$	$u_g$	$h_f$	$h_{fg}$	$h_g$	$s_f$	$s_g$
.01	0,00611	1,0002	206,136	0,00	2375,3	0,01	2501,3	2501,4	0,0000	9,1562
4	0,00813	1,0001	157,232	16,77	2380,9	16,78	2491,9	2508,7	0,0610	9,0514
5	0,00872	1,0001	147,120	20,97	2382,3	20,98	2489,6	2510,6	0,0761	9,0257
6	0,00935	1,0001	137,734	25,19	2383,6	25,20	2487,2	2512,4	0,0912	9,0003
8	0,01072	1,0002	120,917	33,59	2386,4	33,60	2482,5	2516,1	0,1212	8,9501
10	0,01228	1,0004	106,379	42,00	2389,2	42,01	2477,7	2519,8	0,1510	8,9008
11	0,01312	1,0004	99,857	46,20	2390,5	46,20	2475,4	2521,6	0,1658	8,8765
12	0,01402	1,0005	93,784	50,41	2391,9	50,41	2473,0	2523,4	0,1806	8,8524
13	0,01497	1,0007	88,124	54,60	2393,3	54,60	2470,7	2525,3	0,1953	8,8285
14	0,01598	1,0008	82,848	58,79	2394,7	58,80	2468,3	2527,1	0,2099	8,8048
15	0,01705	1,0009	77,926	62,99	2396,1	62,99	2465,9	2528,9	0,2245	8,7814
16	0,01818	1,0011	73,333	67,18	2397,4	67,19	2463,6	2530,8	0,2390	8,7582
17	0,01938	1,0012	69,044	71,38	2398,8	71,38	2461,2	2532,6	0,2535	8,7351
18	0,02064	1,0014	65,038	75,57	2400,2	75,58	2458,8	2534,4	0,2679	8,7123
19	0,02198	1,0016	61,293	79,76	2401,6	79,77	2456,5	2536,2	0,2823	8,6897
20	0,02339	1,0018	57,791	83,95	2402,9	83,96	2454,1	2538,1	0,2966	8,6672
21	0,02487	1,0020	54,514	88,14	2404,3	88,14	2451,8	2539,9	0,3109	8,6450
22	0,02645	1,0022	51,447	92,32	2405,7	92,33	2449,4	2541,7	0,3251	8,6229
23	0,02810	1,0024	48,574	96,51	2407,0	96,52	2447,0	2543,5	0,3393	8,6011
24	0,02985	1,0027	45,883	100,70	2408,4	100,70	2444,7	2545,4	0,3534	8,5794
25	0,03169	1,0029	43,360	104,88	2409,8	104,89	2442,3	2547,2	0,3674	8,5580
26	0,03363	1,0032	40,994	109,06	2411,1	109,07	2439,9	2549,0	0,3814	8,5367
27	0,03567	1,0035	38,774	113,25	2412,5	113,25	2437,6	2550,8	0,3954	8,5156
28	0,03782	1,0037	36,690	117,42	2413,9	117,43	2435,2	2552,6	0,4093	8,4946
29	0,04008	1,0040	34,733	121,60	2415,2	121,61	2432,8	2554,5	0,4231	8,4739
30	0,04246	1,0043	32,894	125,78	2416,6	125,79	2430,5	2556,3	0,4369	8,4533
31	0,04496	1,0046	31,165	129,96	2418,0	129,97	2428,1	2558,1	0,4507	8,4329
32	0,04759	1,0050	29,540	134,14	2419,3	134,15	2425,7	2559,9	0,4644	8,4127
33	0,05034	1,0053	28,011	138,32	2420,7	138,33	2423,4	2561,7	0,4781	8,3927
34	0,05324	1,0056	26,571	142,50	2422,0	142,50	2421,0	2563,5	0,4917	8,3728
35	0,05628	1,0060	25,216	146,67	2423,4	146,68	2418,6	2565,3	0,5053	8,3531
36	0,05947	1,0063	23,940	150,85	2424,7	150,86	2416,2	2567,1	0,5188	8,3336
38	0,06632	1,0071	21,602	159,20	2427,4	159,21	2411,5	2570,7	0,5458	8,2950
40	0,07384	1,0078	19,523	167,56	2430,1	167,57	2406,7	2574,3	0,5725	8,2570
45	0,09593	1,0099	15,258	188,44	2436,8	188,45	2394,8	2583,2	0,6387	8,1648
50	0,1235	1,0121	12,032	209,32	2443,5	209,33	2382,7	2592,1	0,7038	8,0763
55	0,1576	1,0146	9,568	230,21	2450,1	230,23	2370,7	2600,9	0,7679	7,9913
60	0,1994	1,0172	7,671	251,11	2456,6	251,13	2358,5	2609,6	0,8312	7,9096
65	0,2503	1,0199	6,197	272,02	2463,1	272,06	2346,2	2618,3	0,8935	7,8310
70	0,3119	1,0228	5,042	292,95	2469,6	292,98	2333,8	2626,8	0,9549	7,7553
75	0,3858	1,0259	4,131	313,90	2475,9	313,93	2321,4	2635,3	1,0155	7,6824
80	0,4739	1,0291	3,407	334,86	2482,2	334,91	2308,8	2643,7	1,0753	7,6122
85	0,5783	1,0325	2,828	355,84	2488,4	355,90	2296,0	2651,9	1,1343	7,5445



## Anexo N°14: Propiedades del aire a presión atmosférica

T (°C)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$c_p$ (kJ/kg·K)	$\mu \cdot 10^6$ (N·s/m <sup>2</sup> )	$\nu \cdot 10^6$ (m <sup>2</sup> /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m <sup>2</sup> /s)	Pr
-150	2.867	0.982	8.64	3.013	11.71	4.157	0.7246
-100	2.039	0.965	11.90	5.835	15.82	8.034	0.7263
-90	1.927	0.975	12.49	6.482	16.62	8.842	0.7330
-80	1.828	0.983	13.07	7.153	17.42	9.692	0.7381
-70	1.738	0.990	13.64	7.850	18.22	10.59	0.7414
-60	1.656	0.995	14.20	8.572	19.01	11.53	0.7433
-50	1.582	0.999	14.74	9.317	19.79	12.52	0.7446
-40	1.514	1.002	15.27	10.08	20.57	13.56	0.7436
-30	1.452	1.004	15.79	10.88	21.34	14.65	0.7425
-20	1.394	1.005	16.30	11.69	22.11	15.78	0.7408
-10	1.341	1.006	16.80	12.52	22.88	16.96	0.7387
0	1.292	1.006	17.29	13.38	23.64	18.17	0.7362
5	1.269	1.006	17.54	13.82	24.01	18.80	0.7350
10	1.247	1.006	17.78	14.26	24.39	19.44	0.7336
15	1.225	1.007	18.02	14.71	24.76	20.08	0.7323
20	1.204	1.007	18.25	15.16	25.14	20.74	0.7309
25	1.184	1.007	18.49	15.61	25.51	21.40	0.7296
30	1.164	1.007	18.72	16.08	25.88	22.08	0.7282
35	1.146	1.007	18.95	16.54	26.25	22.76	0.7268
40	1.117	1.007	19.18	17.02	26.62	23.45	0.7255
45	1.110	1.007	19.41	17.49	26.99	24.16	0.7241
50	1.092	1.007	19.63	17.97	27.35	24.87	0.7228
55	1.076	1.007	19.86	18.46	27.72	25.59	0.7215
60	1.060	1.007	20.08	18.95	28.08	26.31	0.7202
65	1.044	1.007	20.30	19.45	28.45	27.05	0.7190
70	1.029	1.007	20.52	19.95	28.81	27.79	0.7177
75	1.014	1.008	20.74	20.45	29.17	28.55	0.7166
80	0.999	1.008	20.96	20.97	29.53	29.31	0.7154
85	0.986	1.008	21.17	21.48	29.88	30.07	0.7143
90	0.972	1.008	21.39	22.00	30.24	30.85	0.7132
95	0.959	1.009	21.60	22.52	30.60	31.63	0.7121
100	0.946	1.009	21.81	23.05	30.95	32.42	0.7111
110	0.921	1.010	22.23	24.12	31.65	34.02	0.7092
120	0.898	1.011	22.64	25.21	32.35	35.64	0.7073
130	0.876	1.012	23.05	26.32	33.05	37.30	0.7057

Fuente ; (Coronel, 2016).

## Anexo N°15: PCI del GLP

Tipo de combustible		PCI (GJ/t)	PCI (kWh/Kg)	PCI (kcal/Kg)	PCI (tep/t)	PCI (tep/miles de litros)	PCS (MJ/Nm <sup>3</sup> )	PCS (kcal/Nm <sup>3</sup> )
Petróleo y productos petrolíferos	Petróleo Bruto	42,55	11,82	10,190	1,0190			
	Materias primas de refinería	39,88	11,08	9,550	0,9550			
	GLP	45,89	12,75	10,990	1,0990			
	Propano	46,20	12,83	11,063	1,1063		91,27	21,800
	Butano	44,78	12,44	10,723	1,0723		118,49	28,300
	Queroseno	42,89	11,91	10,270	1,0270	0,8244		
	Gasolina	43,89	12,19	10,510	1,0510	0,7752		
	Gasolina aviación	43,89	12,19	10,510	1,0510	0,7357		
	Gasóleo automoción	42,47	11,80	10,170	1,0170	0,8467		
	Otros gasóleos	42,47	11,80	10,170	1,0170	0,8467		
	Fuelóleo	39,88	11,08	9,550	0,9550			
	Alquitrán	39,88	11,08	9,550	0,9550			
	Nafta	43,89	12,19	10,510	1,0510			
	Lubricantes	39,88	11,08	9,550	0,9550			
	Coque de petróleo	31,90	8,86	7,640	0,7640			

Fuente: (Eurosat.IE, 2013)




## Declaratoria de Autenticidad del Asesor

Yo, Edwin Valderrama Campos, docente de la facultad/Escuela de posgrado de Ingeniería y Arquitectura Escuela Profesional/Programa Académico de Ingeniería Mecánica Eléctrica. Universidad César Vallejo Trujillo (filial o sede), asesor(a) del trabajo de investigación/ Tesis titulada:

"Calentamiento del agua de alimentación a Caldera Cleaver Brooks 300 BHP con vapor flash de purgas y gases residuales para reducir costos de producción de vapor en Chimú Agropecuaria S.A." del (los) autor (autores) Jorge Luis Díaz Muñoz constato que la investigación tiene un índice de similitud de 17% verificable en el reporte de originalidad del programa turnitin el, cuál ha sido realizado sin filtros, ni exclusiones.

He revisado dicho reporte y concluyo que cada una de las coincidencias detectadas no constituyen plagio. A mi leal saber y entender el trabajo de investigación / tesis cumple con todas las normas para el uso de citas y referencias establecidas por la Universidad César Vallejo.

En tal sentido asumo la responsabilidad que corresponda ante cualquier falsedad, ocultamiento u omisión tanto de los documentos como de información aportada, por lo cual me someto a lo dispuesto en las normas académicas vigentes de la Universidad César Vallejo.

Apellidos y Nombres del Asesor: Valderrama Campos Edwin	
DNI: 40503431	Firma 
ORCID 0000-0003-1254-8340	