

**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA**  
**FACULTAD DE INGENIERIA**  
**ESCUELA ACADEMICO PROFESIONAL DE INGENIERIA EN ENERGIA**



**“IMPLEMENTACION DE UN SISTEMA VAPOR FLASH PARA  
REDUCCION DEL CONSUMO DE VAPOR EN AREA DE COCCION-  
EMPRESA PESQUERA CENTINELA S.A.C”**

**TESIS PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE INGENIERO EN  
ENERGIA**

**TESISTAS:**

- URCIA SOSA, Gary Jaime.
- ZAVALETA DOMINGUEZ, Jean Harol.

**ASESOR :**

- Mg. GUEVARA CHINCHAYAN, Robert.

**NUEVO CHIMBOTE - PERU**

**2016**

## **DEDICATORIA**

- A mis padres Rebeca y Jaime, a mis hermanos Christian y Gustavo, por su amor, comprensión y apoyo incondicional.
- A mi hermosa esposa Leslie y mi amada hija Marialejandra que me inspiran a ser mejor cada día.

**.Gary Jaime Urcia Sosa.**

- A mis padres y hermanos.

**Harol Zavaleta Domínguez**

## **AGRADECIMIENTOS**

- A Dios, nuestros padres, a nuestra familia, amigos, y a todos aquellos que contribuyeron en la ejecución de este proyecto.
- A nuestro asesor Mg. Robert Guevara Chinchayan.
- A los docentes de la Escuela Académico Profesional de Ingeniería en Energía, quienes nos brindaron una formación ética y profesional.
- A los Ingenieros Francisco Yarlaque y Pedro Laban de la empresa Pesquera Centinela SAC Chimbote, por su asesoría en campo y brindarnos la información requerida.

## INDICE

		Pagina
	<b>RESUMEN</b>	
	<b>ABSTRACT</b>	
	<b>INTRODUCCION</b>	1
	<b>CAPITULO I: DENOMINACION DEL PROYECTO</b>	3
1.1	Título del proyecto	4
1.2	Enunciado del problema	4
1.3	Hipótesis	4
1.4	Antecedentes	4
1.5	Importancia y Justificación	5
1.6	Objetivos del proyecto	6
1.7	Estrategia de trabajo	7
	<b>CAPITULO II: DESCRIPCION DE LA EMPRESA</b>	8
2.1	Generalidades	9
2.2	Ubicación geográfica de la empresa	10
2.3	Actividades a la que se dedica la empresa	11
2.4	Descripción del proceso de elaboración de harina y aceite	11
2.5	Recursos energéticos empleados para el proceso	21
	<b>CAPITULO III: MARCO TEORICO</b>	22
3.1	Fundamentos del vapor	23
3.2	Fundamento de balance de materia y energía	29
3.3	Balance de masa y energía en los equipos de cocción y secado	33
3.4	Dimensionamiento de tuberías	44
3.5	Generación de vapor flash	49
3.6	Dimensionamiento de tanques de flasheo	54
3.7	Indicadores energéticos	61
3.8	Evaluación Económica	63
	<b>CAPITULO IV: MATERIALES Y METODOS</b>	67
4.1	Materiales	68
4.2	Método de Investigación	69
4.3	Inventario de equipos de generación de vapor, cocción y secado	69
4.4	Registro de consumo de petróleo R-500	73

4.5	Datos de proceso de operación	74
	<b>CAPITULO V: RESULTADOS</b>	79
5.1	Determinación del vapor consumido en equipos de cocción y secado	80
5.2	Vapor flash generado por los condensados salientes de cada equipo de secado	88
5.3.	Dimensionamiento de los tanques flash	93
5.4	Implementación del sistema vapor flash en el área de cocción	104
5.5	Elaboración de indicadores	107
5.6	Análisis económico	110
	<b>CAPITULO VI: DISCUSIONES</b>	112
6.1	Referente al balance de masa en equipos de cocción y secado	113
6.2	Referente al vapor flash generado por cada equipo de secado	113
6.3	Referente al dimensionamiento de los tanques flash	113
6.4	Referente a la implementación del sistema vapor flash	114
6.5	Referente a la elaboración de indicadores	114
6.6	Referente al análisis económico	115
6.7	Referente a los antecedentes	116
	<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b>	117
	Conclusiones	118
	Recomendaciones	120
	<b>REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS</b>	122
	<b>ANEXOS</b>	124

## RESUMEN

El presente informe de tesis demuestra la factibilidad técnica y económica de la aplicación tecnológica de implementar un sistema vapor flash en el área de cocción para reducir el consumo de vapor en dicha área, a partir de los condensados salientes de los equipos de secado que inicialmente eran enviados directamente al desareador, con la implementación del sistema propuesto dichos condensados pasarían primero por los tanques flash para generar vapor flash, para luego finalmente ser enviados al desareador.

Esto fue elaborado teniendo como referencia una empresa pesquera de 70 tn/h de harina producida, ubicada en el distrito de Chimbote, Provincia de Santa, Departamento de Ancash, perteneciente a la empresa Pesquera Centinela S.A.C.

Se realizaron balances de materia y energía, cálculos de dimensiones de tanque flash donde se determinó que implementando el sistema propuesto se logra reducir el consumo de vapor en un 11,24% en el área de cocción, permitiendo esto un ahorro de combustible de 29,36 gl/h de petróleo R-500 equivalente a un ahorro económico de 98356,0 U\$/, también se determinaron las dimensiones principales de los tanques flash.

Asimismo los valores obtenidos del VAN, TIR, NPER permiten concluir que es factible económicamente realizar la implementación del sistema propuesto.

## **ABSTRACT**

This thesis report demonstrates the technical and economic feasibility of the technological application of implementing a flash steam system in the cooking area, using the outgoing condensates from the drying equipment to reduce steam consumption in that area, which initially were sent directly to deaerator.

With the implementation of the proposed system would be first condensed by flash tanks to generate flash steam, then finally be sent to deaerator.

This was prepared having as a reference a fishing company that has a production of 70 tons / h of flour, belonging to Pesquera Centinela S. A. C., located in the District of Chimbote, Province of Santa, Department of Ancash.

They were made balances of material and energy, calculations of flash tank dimensions where it was determined that the implementation of the proposed system is able to reduce steam consumption in an 11.24% in the cooking area. This allows a fuel savings of 29,36 gal / h oil R-500 equivalent to a cost savings of 98,356.0 U\$ /. The main dimensions of the flash tanks were also determined.

Also, for the values obtained of NPV, IRR, NPER can be concluded that is economically feasible to carry out with the implementation of the proposed system.

## **INTRODUCCION**

La industria pesquera es uno de las principales fuentes de ingresos de divisas a la economía peruana por la gran magnitud que ha alcanzado su desarrollo desde el boom de la pesca en los años 60. Hoy en día donde existe una contracción industrial se busca mejorar los métodos de trabajo de este sector industrial, encontrando nuevas tecnologías para incrementar su producción, reducir sus costos de operación y reducir la contaminación ambiental.

El aprovechamiento adecuado del recurso energético es muy importante ya que de él depende la productividad de la planta, por ello hoy en día las empresas están poniendo en práctica el hábito de conservación y optimización de la energía con la finalidad de incrementar dicha productividad económica y mejorar la eficiencia global de la planta.

Desde el punto de vista del uso de la energía térmica para la producción de harina, son tres los equipos que determinan esta condición: el generador de vapor (calderos), los cocinadores, y los secadores.

La realización de este trabajo de investigación, surge como una necesidad tras observar una excesiva demanda de consumo de vapor en temporadas de producción, ante esto surgió la interrogante ¿De qué manera podríamos aprovechar los condensados salientes de los equipos de secado?

Se propone la Implementación de un sistema de vapor flash para aprovechar el calor latente de los condensados salientes de los equipos de secado para generar vapor flash y ser utilizado en el proceso de cocción, reduciéndose así

el consumo de vapor y por ende se disminuye el consumo de petróleo R-500 y las emisiones contaminantes al medio ambiente.

## **CAPITULO I:**

### **DENOMINACION DEL PROYECTO**

### **1.1. TITULO DEL PROYECTO**

“Implementación de un sistema vapor flash para reducción del consumo de vapor en área de cocción-Empresa Pesquera Centinela S.A.C”

### **1.2. ENUNCIADO DEL PROBLEMA**

¿Es posible reducir el consumo de vapor en un 5% mediante la implementación de un sistema vapor flash en el área de cocción de la empresa Pesquera Centinela S.A.C?

### **1.3. HIPÓTESIS**

Se plantea la siguiente hipótesis:

Mediante la implementación de un sistema vapor flash se reducirá en un 5% el consumo de vapor en el área de cocción de la empresa Pesquera Centinela S.A.C.

### **1.4. ANTECEDENTES:**

El tema de Implementar un sistema de vapor flash para reducir el consumo de vapor, es una de las formas de ahorro de energía que practican muchas empresas del sector industrial que tienen como una de sus principales fuentes de energía al vapor, esta práctica conlleva a la generación de un vapor llamado flash a partir de condensados calientes, el mismo que no requiere de combustible para su producción.

Así tenemos proyectos ejecutados en las Plantas Pesqueras: Pesquera Exalmar S.A.A, Pesquera Copeinca S.A.C., Pesquera Austral Group S.A.A y otras más dentro de nuestra región.

La aplicación de implementar un sistema vapor flash en la empresa Pesquera Centinela S.A.C., surge como necesidad tras observar que los condensados salientes de los equipos de secado se regresaban al desareador sin aprovechar su calor almacenado, es por eso que se realizó un estudio para generar vapor flash a partir de estos condensados y aprovecharlos en la última etapa del proceso de cocción, reduciéndose así el consumo de vapor en la planta.

## **1.5. IMPORTANCIA Y JUSTIFICACION**

### **1.5.1. Importancia**

- El presente trabajo de investigación es de importancia porque está orientado a reducir el consumo de vapor en el área de cocción, disminuyendo así los consumos de petróleo R-500 y consiguiéndose con esto una mejor productividad.
- De lograrse los objetivos se contribuirá a reducir la contaminación del medio ambiente.

### **1.5.2. Justificación**

La industria pesquera es uno de las principales fuentes de ingresos de divisas a la economía peruana por la gran magnitud que ha alcanzado su desarrollo desde el boom de la pesca en los años 60. Hoy en día donde existe una contracción industrial se busca mejorar los métodos de trabajo de este sector industrial, encontrando nuevas tecnologías para incrementar su producción, reducir sus costos de operación y reducir la contaminación ambiental.

La realización de este trabajo de investigación, surge como una necesidad tras observar una excesiva demanda de consumo de vapor en temporadas de producción, ante esto surgió la interrogante ¿De qué manera podríamos aprovechar los condensados salientes de los equipos de secado?

Implementando un sistema de vapor flash se podrá aprovechar el calor latente de los condensados salientes de los equipos de secado para generar vapor flash y ser utilizado en el proceso de cocción, reduciéndose así el consumo de vapor y por ende se disminuye el consumo de petróleo R-500 y las emisiones contaminantes al medio ambiente.

## **1.6. OBJETIVOS DEL PROYECTO**

### **1.6.1. Objetivo General**

Evaluar la implementación de un sistema vapor flash para reducir el consumo de vapor en el área de cocción de la empresa Pesquera Centinela SAC.

### **1.6.2. Objetivos Específicos**

- Evaluar la situación actual del vapor consumido por los equipos de cocción y secado.
- Evaluar la producción de vapor flash a través de la recuperación de condensados de los equipos de secado.
- Calcular las dimensiones principales del tanque vapor flash adecuado para el proceso en los equipos de cocción
- Evaluar la implementación del sistema vapor flash.

- Evaluar los indicadores energéticos en la situación actual y con el sistema de vapor flash para el proceso de cocción.
- Realizar una evaluación económica para determinar la rentabilidad de la implementación del sistema vapor flash.

### **1.7. ESTRATEGIA DE TRABAJO**

a) Recolección de información.-La información requerida está conformada por lo siguiente:

- Recopilación de datos de producción y operación.
- Toma de medida de los parámetros de operación: temperaturas, presiones de vapor y condensado.
- Toma de medida de los diámetros actuales de tubería de ingreso de vapor y salida condensado.
- Información de equipos.

b) Técnicas de Procesamiento y Análisis de Datos.- La información requerida se procederá analizar en función a una hoja de cálculo Excel. Asimismo, el informe se redacta en un procesador de textos.

## **CAPITULO II:**

### **DESCRIPCION DE LA EMPRESA**

## **2.1. GENERALIDADES**

La planta Pesquera Centinela S.A.C es una empresa dedicada a la extracción de recursos hidrobiológicos para el consumo humano directo y para el consumo humano indirecto, abastece al mundo de aceite y harina de pescado cumpliendo los más altos estándares de calidad en cuanto a normas se refiere. Inicio su producción de harinas especiales a principios del año 2011 implementando la tecnología de secado vapor-vapor.

El proceso de secado de harina consta de tres etapas: Secado a vapor con secadores rotadiscos, secado a vapor con secador rotatubos y secado con aire caliente con un secador sac rotatorio.

Pesquera Centinela S.A.C. tiene una capacidad de producción de 70 tn/h, dispone de una capacidad de pozas de pescado de 2000 tn, asimismo es abastecida por medio de su propia flota de embarcaciones y también de embarcaciones terceras.

Pesquera Centinela S.A.C., cuenta con 03 plantas de harina y pescado ubicadas estratégicamente en Tambo de Mora, Chancay y Chimbote, también cuenta con una planta de congelado ubicada en Chimbote.

Pesquera Centinela S.A.C. forma parte del Grupo Romero, cuenta con un staff de profesionales en las diferentes áreas tales como: Producción, Aseguramiento de la Calidad, Mantenimiento, Productos Terminados, Administración, Recursos Humanos, Seguridad Industrial, Exportación, que se encargan de asegurar y cumplir los estándares de calidad exigidos por el mercado actual.

## **2.2. UBICACIÓN GEOGRAFICA DE LA EMPRESA**

### **2.2.1. Oficina Central:**

Av. Paseo de la Republica Nro. 2520 (Esquina Paseo de la Republica y los Tulipanes)

Teléfono: 2427700 - 2427820 - 2427551 - 4450151 - 7194888 – 2427820

Telefax: 4450151

### **2.2.2. Planta de Harina y Aceite - Chimbote:**

Calle Tres 264, Zona Industrial Gran Trapecio, Chimbote, Ancash, Perú.

Distrito: Chimbote

Provincia: Santa

Departamento: Ancash

Teléfono: 043-352661

### **2.2.3. Linderos y Área de Planta:**

Las instalaciones de Pesquera Centinela S.A.C. –Planta limita con los siguientes lugares:

- Norte: Limita con Corporación Pesquera 1313 S.A.
- Sur: Limita con Corporación Pesquera Inca S.A.C.
- Oeste: Limita con el Océano Pacífico
- Este: Calle Tres, Zona Industrial Gran Trapecio.

## **2.3. ACTIVIDADES A LA QUE SE DEDICA LA EMPRESA**

La empresa Pesquera Centinela S.A.C. se dedica a la producción de congelamiento del pescado, producción de conservas de pescado (por medio de terceros), la elaboración de harina del tipo Prime y Super Prime, aceite de pescado del tipo CHD y CHI.

## **2.4. DESCRIPCION DEL PROCESO DE ELABORACION DE HARINA Y ACEITE**

### **2.4.1. Operaciones Primarias**

#### **A. Descarga y recepción de materia prima**

Pesquera Centinela S.A.C. Planta Chimbote, cuenta con una Chata Absorbente llamada "Tauro" de matrícula CE-06754-AM, así mismo posee dos líneas de descarga, compuestas por; una Bomba de accionamiento positivo TRANSVAC HVCS-5835, impulsando una mezcla de agua- pescado en relación de 1 a 1; y una bomba Hidrostal que impulsa una mezcla de agua-pescado en relación 2:1, el pescado es enviado a planta a través de una tubería HDPE de 16"Ø a una distancia de 380 m.

La materia prima descargada, se dirige hacia los desagües rotativos, uno de 300 tn/h y otro de 200 tn/h en los cuales se separa el pescado del agua de bombeo; la materia Prima es trasladada por los transportadores de mallas hacia las Tolvas de Pesaje (Balanza Electrónica marca PESACON), debidamente calibrada.

La planta cuenta con dos tolvas de pesaje de tipo electro-neumática y tienen una capacidad de 1.5 toneladas, regulada para pesar 1.2 toneladas de pescado por batch.

#### **B. Almacenamiento de la materia prima**

Pesado el pescado es almacenado en (04) pozas de 350 tn de capacidad cada una, las cuales poseen un fondo inclinado que ayuda a evacuar el pescado, por gravedad.

#### **C. Cocción**

La planta cuenta con 2 Cocinas Indirectas con una capacidad total de 100 t/h (De 50 t/h marca Fima, de 50 t/h de fabricación nacional ECROMSA), las que estructuralmente están formados por un tornillo sin fin por cuyo interior circula el medio calefactor, en este caso, vapor de agua, el que va cubierto por una doble carcasa por cuyas paredes también circula vapor. La temperatura de trabajo está comprendida entre 95°C - 100°C, con una presión de trabajo entre 0.2 – 0.5 MPa. El tiempo de cocción depende de la especie, el que varía entre los 15 y 20 minutos.

Luego de la cocción se realiza una operación intermedia de drenaje muy importante que se lleva a cabo en los Pre-strainers de doble tambor rotativo con malla perforada de 3/16", los cuales trabajan con una velocidad recomendable promedio de 24 RPM, la cual permite la salida del líquido para que se logre una eficiente operación del prensado.

#### **D. Prensado**

La operación del prensado se da por acción de una fuerza mecánica que comprime la materia prima permitiendo la formación de una fase sólida y una fase líquida en la cual se incluye la grasa. Esta operación se realiza con prensas de paso y eje variable que permiten comprimir el flujo del pescado cocido durante el avance, para obtener humedades de torta de prensa menores a 48 % y contenidos de grasa del orden de 3.8 – 4.5%.

La planta cuenta con 02 Prensas de Doble Tornillo marca Myrens BP 502 de 35 t/h. de capacidad y una de doble tornillo marca Myrens BP 652 de 50 t/h.

#### **E. Molienda humedad**

Se realiza en un molino de martillo con la finalidad de homogenizar la torta integral para facilitar el secado.

#### **F. Secado I**

La torta de prensa se mezcla con los sólidos de las separadoras, a la cual se le adiciona el concentrado proveniente de la Planta Evaporadora. Esta mezcla pasa por un molino tipo martillo, para homogenizar la mezcla y aumentar la superficie de evaporación, denominándose “torta integral”.

Esta operación se realiza en 02 secadores Rotadiscos (uno marca Atlas FIMA y otro marca IFM de fabricación nacional) con una capacidad total de evaporación de 6500 Kg/h utilizando vapor indirecto como medio de calefacción.

El vapor de agua resultante de la evaporación es utilizado como medio de calefacción en la planta evaporadora de agua de cola, previa recuperación de finos. La Humedad del KeKe a la salida del Secador Rotadisco es de 42 a 50%.

## **G. Secado II**

Esta operación se lleva a cabo en un secador de tipo Rotatubos marca FIMA con una capacidad de evaporación de 8400 Kg de agua/hora. El medio de calefacción es vapor indirecto, la torta húmeda se va evaporando hasta alcanzar una humedad de 14 a 19%.

El vapor de agua resultante de la evaporación es extraído por un exhaustor de gases y utilizado como medio de calefacción en la Planta Evaporadora de Agua de Cola, previa recuperación de los finos.

**Limite Crítico:** La temperatura del scrap es  $\geq 70$  °C

## **H. Secado III**

La finalidad de esta etapa consiste en deshidratar el scrap hasta niveles que no permitan la sobrevivencia microbiana. Esta operación se lleva a cabo en un secador de aire caliente inyectada por un ventilador a través de un haz de tubos con vapor, obteniendo una humedad de 7.0 a 8.5 %, sin dañar la calidad proteica y digestibilidad de la harina, así mismo que no permita el crecimiento de microorganismos.

## **I. Purificado**

El scrap saliente del secador de aire caliente pasa a través del equipo purificador el cual consta de un tamiz con diámetro de agujero variable, en el cual se separa las materias extrañas provenientes de las etapas anteriores.

## **J. Molienda Seca**

Operación que se realiza en dos molinos de martillos cuya capacidad es 15.0 t/h, donde ingresa el scrap a ser triturado hasta adquirir el tamaño de partículas

necesario para poder pasar a través de los agujeros del tamiz, obteniéndose finalmente una granulometría deseable para un buen mezclado de la harina con otros componentes de la ración alimenticia.

#### **K. Enfriado (Transporte Neumático)**

El scrap con la temperatura  $T > 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ , es transportado por 2 ventiladores de gran potencia, entra en contacto con el aire a temperatura ambiente y es enfriado hasta valores aceptables para el envasado.

#### **L. Envasado**

La harina con antioxidante ingresa hacia la balanza automática calibrada a 50 Kg. el cual se envasa en sacos de polipropileno, que son cosidos con máquinas para su posterior almacenamiento.

Esta área es de ingreso restringido y el personal es registrado todos los días en tiempo de producción.

#### **M. Almacenamiento y Despacho**

La harina es almacenada según la calidad comercial, en rumas de 1000 sacos, e identificada (número de ruma, calidad y fecha de producción); durante un tiempo determinado hasta su comercialización.

### **2.4.2. Operaciones Secundarias**

#### **N. Separación de la fase líquida**

##### **a) Separación Sólido-Líquido**

Operación que se realiza en 2 separadoras horizontales con capacidad de 30 000 L/h cada una, en la cual se aprovecha la velocidad centrípeta de estas para obtener dos fases (torta y caldo de separadora).

La temperatura de trabajo es  $T > 90\text{ }^{\circ}\text{C}$  para obtener una buena separación de las fases.

#### **b) Separación Líquido-Líquido**

Esta operación se realiza en centrifugas verticales en la que se aprovecha la fuerza centrífuga para separar sus componentes (aceite, agua de cola y una mínima cantidad de lodos). El aceite crudo es enviado a los tanques de almacenamiento, los lodos son recuperados y enviados al tanque de licor de prensa y el agua de cola pasa a un siguiente proceso de evaporación.

#### **c) Evaporación**

La evaporación se realiza en una planta concentradora de película descendente de 30 000 t/h de capacidad de evaporación, el cual consta de 3 efectos donde ingresa el agua de cola con 8 % de sólidos, en contracorriente con los vahos provenientes de los secadores a vapor, concentrándose hasta valores de 35-40 % de sólidos. El concentrado es mezclado con la torta de separadora y torta de prensa formando así la torta integral que ingresa al Secador Rotadisco.

#### **d) Almacenamiento y Despacho de Aceite Crudo**

El aceite crudo saliente de centrifugas es recepcionado en 2 tanques decantadores, en los cuales se les deja en reposo para purgar las impurezas. El área de Aseguramiento de Calidad determina el tanque en el cual será almacenado según el % de acidez obtenido, se cuenta con 3 tanques de almacenamiento cuya capacidad total es de 182 t. El despacho se realiza en cisternas previamente inspeccionadas y pesadas.

## **O. Sistema de Recuperación de Agua de Bombeo**

### **a) Recuperación de Sólidos**

La recuperación de sólidos se realiza en 2 equipos Trommel (cilindros rotativos), el agua de bombeo ingresa quedando los sólidos atrapados en las mallas y trasladados al colector de escamas para luego ser enviados al elevador de paletas. La parte acuosa pasa a la trampa de grasa.

### **b) Recuperación de Grasa**

La recuperación de grasa se realiza primero, en la trampa de grasa, en donde el agua de bombeo ingresa por la parte más elevada del equipo y discurre en forma laminar formando turbulencia, formándose la espuma de grasa que es recolectada a través de sus paletas al tanque de espuma I. Luego el líquido saliente ingresa a las celdas de flotación, a través de su sistema de microburbujas genera una capa de espuma que contiene la grasa y sólidos en suspensión para ser recuperados, los cuales son recolectados por paletas hacia un tanque de espuma llevándolo a temperatura de 70-80 °C, luego es enviado al segundo tanque de espuma II, alcanzando una  $T^{\circ} > 90^{\circ} \text{C}$ , de ahí pasa a las centrifuga y separadora de 10,000 l/h (PAMA). El agua de cola se incorpora al proceso general. El aceite recuperado se almacena en un tanque.

## **P. Sistema de Recuperación de Sanguaza**

### **a) Recuperación de Sólidos**

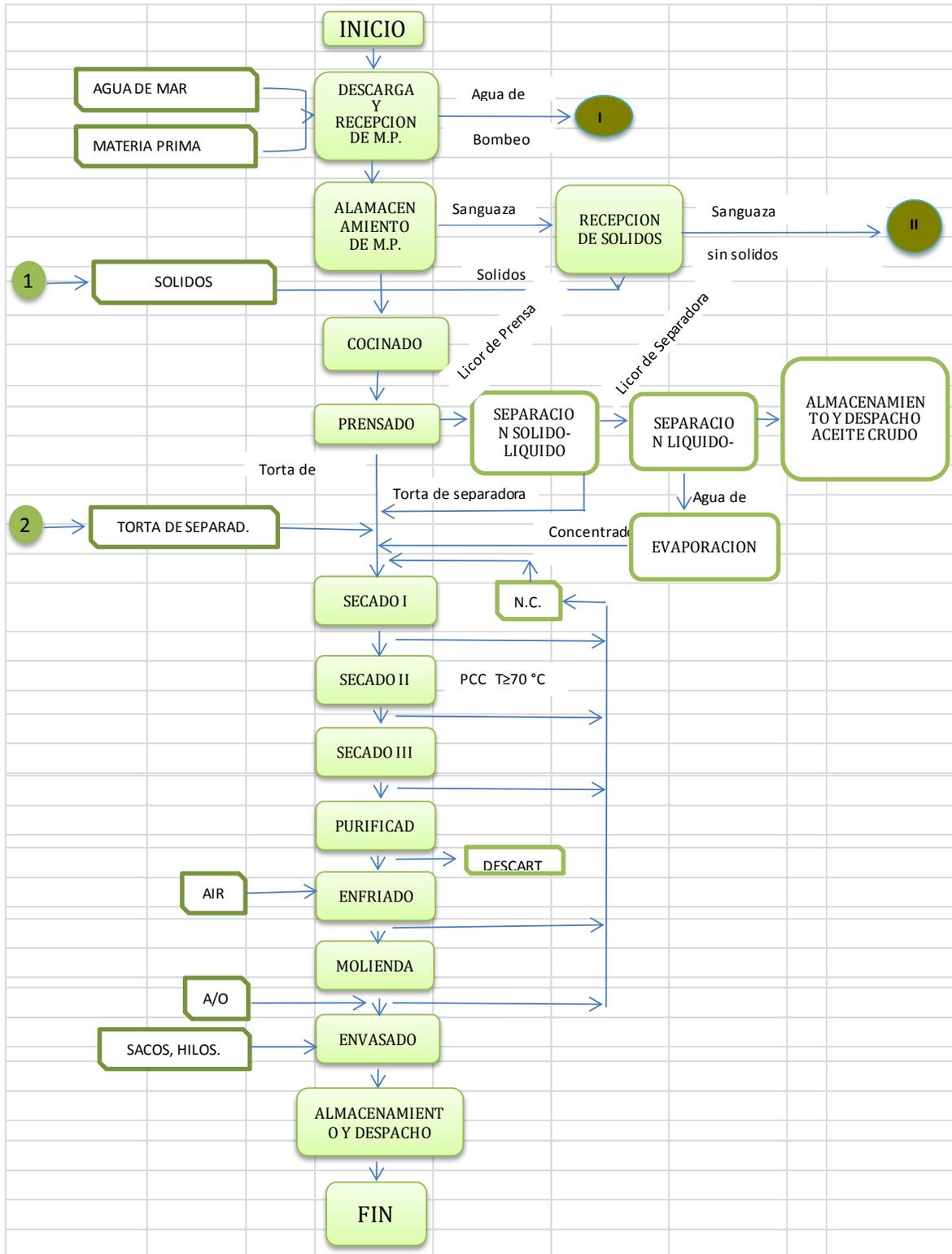
La sanguaza almacenada es enviada al trommel donde se recupera los sólidos  $> 0.5\text{mm}$  y el líquido pasa a la celda de flotación para recuperar los

sólidos suspendidos y grasas. La espuma recuperada pasa al intercambiador de calor del cual es enviado al tanque coagulador de sanguaza elevando la temperatura de 90 - 95 °C para su coagulación y finalmente pasa a la separadora y centrifuga de 10 0000 l/h (PAMA).

**b) Recuperación de Grasa**

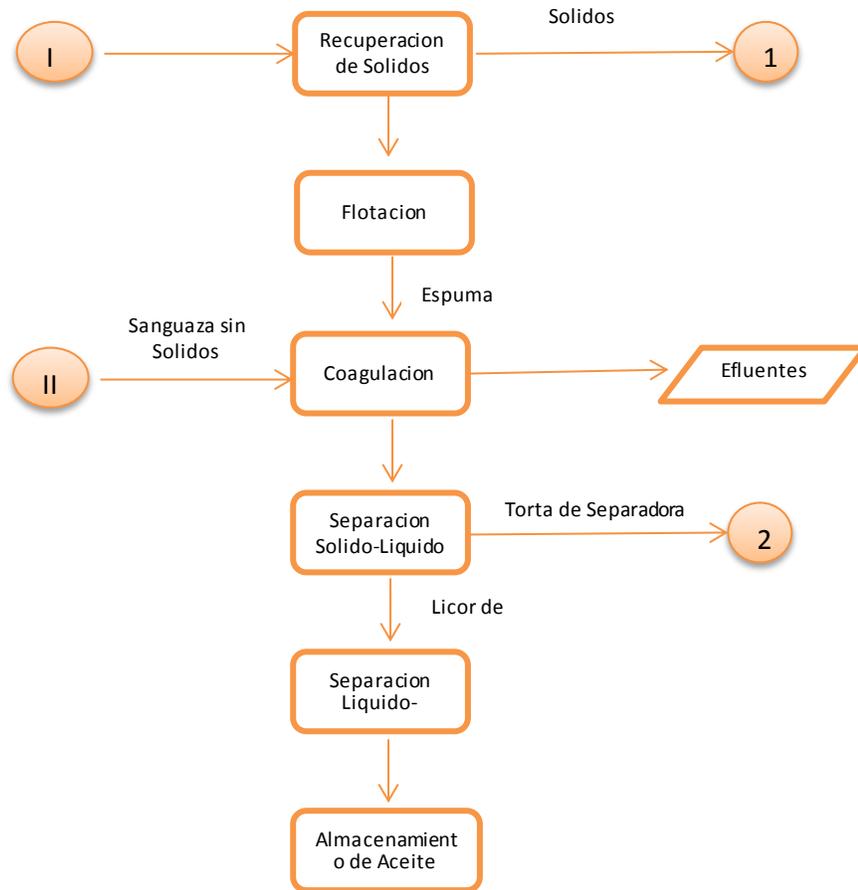
Sigue la secuencia de recuperación de grasa del agua de bombeo.

**Diagrama N°01: Flujo para producción de harina de pescado**



**Fuente:** Oficina de Aseguramiento de la calidad de Pesquera Centinela SAC.

**Diagrama N°02:** Flujo de sub proceso recuperación secundaria



**Fuente:** Oficina de Aseguramiento de la calidad de Pesquera Centinela SAC.

## 2.5. RECURSOS ENERGETICOS EMPLEADOS PARA EL PROCESO

Para el proceso productivo la empresa hace uso de energía eléctrica y combustibles.

### ❖ **Energía Eléctrica**

Pesquera Centinela S.A.C. es abastecida de energía eléctrica a través de la concesionaria Hidrandina S.A. por medio de tres suministros, bajo la modalidad de potencia contratada, ubicándose en la tarifa de MT3. Los suministros son de 24 KVA, 1200 KVA y 1300 KVA con tensión de 13.8 KV, la cual es reducida a 440 V y 220 V, 440 V para alimentación de los equipos en planta y 220 V para alumbrado, servicios neánicos y oficinas administrativas

### ❖ **Combustibles**

Para el proceso la planta emplea combustible residual 500 (R-500) para la combustión de los calderos. Se emplea también gas propano para el encendido de las calderas pero en cantidades menores.

Asimismo se emplea Diesel 2 para el abastecimiento de su propia flota pesquera, vehículos de transporte y grupos electrógenos.

El combustible residual R-500 y el Diesel 2 son abastecidos por los mercados locales, entregados en planta según la necesidad de requerimiento.

**CAPITULO III**

**MARCO TEORICO**

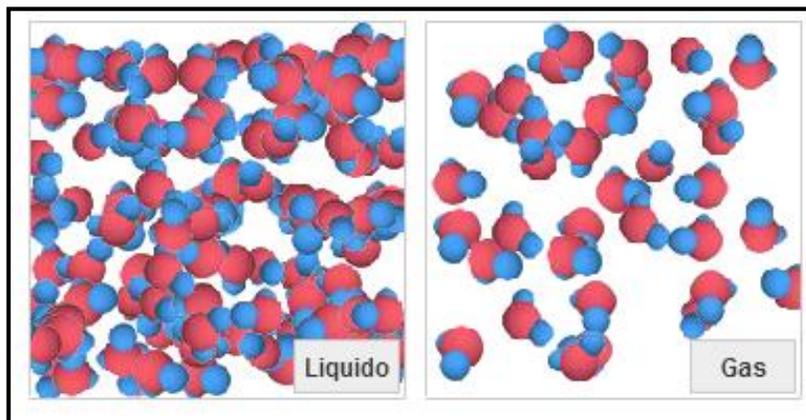
### 3.1. FUNDAMENTOS DEL VAPOR

El vapor de agua es el gas formado cuando el agua pasa de un estado líquido a uno gaseoso. A un nivel molecular esto es cuando las moléculas de H<sub>2</sub>O logran liberarse de las uniones (ej. Uniones de hidrogeno) que las mantienen juntas.

#### 3.1.1. Cómo funciona el vapor de agua

En el agua líquida, las moléculas de H<sub>2</sub>O están siendo unidas y separadas constantemente. Sin embargo, al calentar las moléculas de agua, las uniones que conectan a las moléculas comienzan a romperse más rápido de lo que pueden formarse. Eventualmente, cuando suficiente calor es suministrado, algunas moléculas se romperán libremente. Estas moléculas "libres" forman el gas transparente que nosotros conocemos como vapor, o más específico vapor seco.

**Figura 01: Moléculas del H<sub>2</sub>O en estado Líquida y Gas**



Fuente: TLV

### **3.1.2. Vapor Húmedo vs Vapor Seco**

En industrias usuarias de vapor, existen dos términos para el vapor los cuales son, vapor seco (también conocido como "vapor saturado") y vapor húmedo.

Vapor seco aplica cuando todas sus moléculas permanecen en estado gaseoso.

El vapor húmedo se aplica cuando una porción de sus moléculas de agua han cedido su energía (calor latente) y el condensado forma pequeñas gotas de agua.

### **3.1.3. Vapor como Fuente de Energía**

El vapor jugo un papel importante en la revolución industrial. La modernización del motor de vapor a principios del siglo 18 llevo a mayores descubrimientos tales como la invención de la locomotora de vapor y el barco a vapor, por no mencionar el horno y el martillo de vapor. Este último sin hacer referencia Golpe de Ariete el cual se puede presentar en la tubería de vapor, si más bien a un martillo impulsado por vapor que se utilizaba para dar forma a fundiciones.

Hoy en día, sin embargo, los motores de combustión interna y la electricidad prácticamente han remplazado al vapor como fuente de energía. Sin embargo, el vapor es ampliamente usado en las plantas de generación eléctrica y para aplicaciones industriales de gran tamaño.

### **3.1.4. El vapor como Fuente de Calor**

El vapor es mayormente conocido por sus aplicaciones en calentamiento, fungiendo tanto como fuente directa e indirecta de calor.

- **Calentamiento Directo de Vapor**

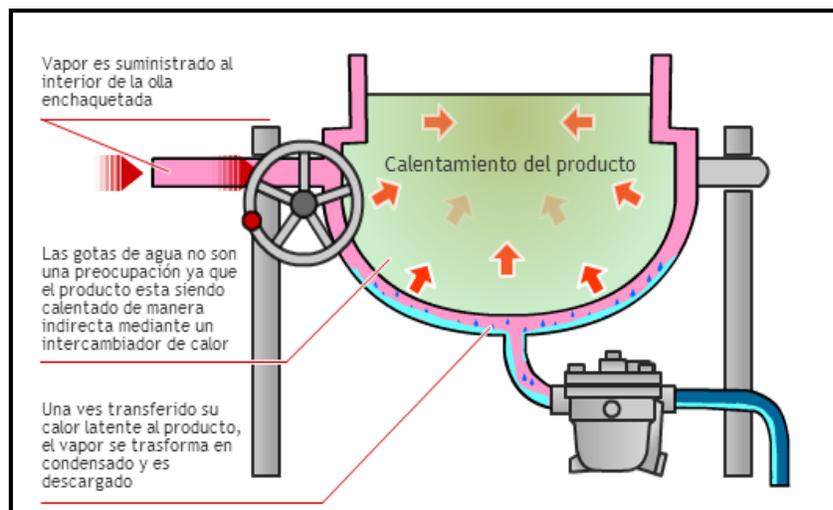
El método de calentamiento directo de vapor se refiere al proceso en el cual el vapor está en contacto directo con el producto que está siendo calentado.

En la industria, el método de calentamiento directo de vapor generalmente es usado para cocinar, esterilización, vulcanización y otros procesos.

- **Calentamiento Indirecto de Vapor**

El calentamiento indirecto de vapor se refiere a los procesos en donde el vapor no entra en contacto directo con el producto a calentar. Es ampliamente utilizado en la industria ya que provee un calentamiento rápido y parejo. Este método generalmente utiliza un intercambiador de calor para calentar el producto,

**Figura 02: Sistema de calentamiento indirecto del vapor**



**Fuente: TLV**

La ventaja que ofrece este método sobre el calentamiento directo de vapor es que las gotas de agua formadas durante el calentamiento no afectarán al

producto. Por lo tanto el vapor puede ser usado en una variedad de aplicaciones tales como secado, derretimiento, hervimiento etc.

El calentamiento indirecto de vapor es usado en un gran rango de procesos como la preparación de alimentos y bebidas, neumáticos, papel, cartón, combustibles como la gasolina y para medicina por solo nombrar algunos. En la industria pesquera es ampliamente utilizada en la cocción del pescado y secado de harina.

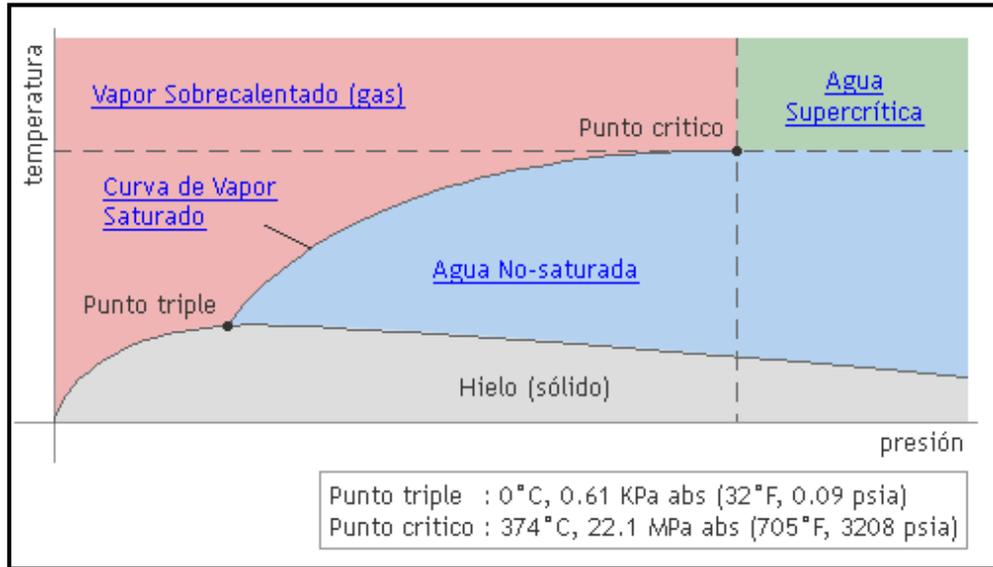
### **3.1.5. Aplicaciones principales para el vapor de agua**

El vapor es usado en un gran rango de industrias. Las aplicaciones más comunes para el vapor son, por ejemplo, procesos calentados por vapor en fábricas y plantas, y turbinas impulsadas por vapor en plantas eléctricas, pero el uso del vapor en la industria se extiende más allá de las antes mencionadas.

### **3.1.6. Tipos de vapor de agua**

Si el agua es calentada más por sobre su punto de ebullición, esta se convierte en vapor, o agua en estado gaseoso. Sin embargo, no todo el vapor es el mismo. Las propiedades del vapor varían de gran forma dependiendo de la presión y la temperatura la cual está sujeta.

## Grafica 01: Relación Presión-Temperatura del agua y vapor



**Fuente: TLV**

Los resultados del vapor saturado (seco) cuando el agua es calentada al punto de ebullición (calor sensible) y después evaporada con calor adicional (calor latente). Si este vapor es posteriormente calentado por arriba del punto de saturación, se convierte en vapor sobrecalentado (calor sensible).

### a) Vapor Saturado

Como se indica en la línea negra en la parte superior de la gráfica, el vapor saturado se presenta a presiones y temperaturas en las cuales el vapor (gas) y el agua (líquido) pueden coexistir juntos. En otras palabras, esto ocurre cuando el rango de vaporización del agua es igual al rango de condensación.

### b) Vapor húmedo

Esta es la forma más común de vapor que se pueda experimentar en plantas. Cuando el vapor se genera utilizando una caldera, generalmente contiene

humedad proveniente de las partículas de agua no vaporizadas las cuales son arrastradas hacia las líneas de distribución de vapor. Incluso las mejores calderas pueden descargar vapor conteniendo de un 3% a un 5% de humedad. Al momento en el que el agua se aproxima a un estado de saturación y comienza a evaporarse, normalmente, una pequeña porción de agua generalmente en la forma de gotas, es arrastrada en el flujo de vapor y arrastrada a los puntos de distribución. Este uno de los puntos claves del porque la separación es usada para remover el condensado de la línea de distribución.

### **c) Vapor Sobrecalentado**

El vapor sobrecalentado se crea por el sobrecalentamiento del vapor saturado o húmedo para alcanzar un punto mayor al de saturación. Esto quiere decir que es un vapor que contiene mayor temperatura y menor densidad que el vapor saturado en una misma presión. El vapor sobrecalentado es usado principalmente para el movimiento-impulso de aplicaciones como lo son las turbinas, y normalmente no es usado para las aplicaciones de transferencia de calor.

### **d) Agua Supercrítica**

El agua supercrítica es agua en estado que excede su punto crítico: 22.1MPa, 374 °C (3208 Psi, 705°F). En el punto crítico, el calor latente del vapor es cero, y su volumen específico es exactamente igual ya sea que se considere como gas o líquido. En otras palabras, el agua que se encuentra a una presión y

temperatura mayor que la de su punto crítico es un estado indistinguible en el cual no es líquido o gas.

El agua supercrítica es utilizada para impulsar turbinas en plantas de energía que demandan mayor eficiencia. Investigaciones sobre agua supercrítica se realizan con un énfasis hacia su uso como fluido que tiene propiedades tanto de líquido y gas, y en particular que es adecuado para su uso como solvente para reacciones químicas.

### e) Agua No Saturada

Esta es agua en su estado más reconocido. Aproximadamente 70% del peso del cuerpo humano es de agua. En la forma líquida del agua, las uniones de hidrogeno mantienen unidas las moléculas de hidrogeno. Como resultado, el agua No-saturada posee una estructura relativamente densa, compacta y estable.

## 3.2. FUNDAMENTO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

### 3.2.1. Balance de materia

La materia(masa), no se crea ni se destruye, solo se transforma, según la ley de la conservación de la masa, la realización de un balance no es más que contabilizar la cantidad exacta de materia que ingresa, sale o se acumula en el transcurso de algún proceso dentro de un sistema.

$$m_{\text{Entrada}} = m_{\text{Salida}} \dots \dots \dots 1$$

Es necesario un balance de masa cuando no se sabe las cantidades de flujo que esta tiene en algún sector del sistema dentro de un proceso, de lo contrario, si se llevaran las contabilidades de todos los flujos, no sería necesario este balance. El principio general de un balance de masa es establecer una relación matemática basada en un número de ecuaciones independientes con un número igual de incógnitas.

### 3.2.2. Balance de energía

La energía es indestructible y la cantidad que ingresa a un sistema es igual a la que sale de él, según el principio de la conservación de la energía, llamado también “Primer principio de la Termodinámica”

$$Q_{Entrada} = Q_{Salida} \dots \dots \dots 2$$

El balance de energía se realiza haciendo una relación matemática en conjunto con un balance de masa para establecer ecuaciones que permitan determinar los flujos de energía y las direcciones de éstas, sistema de gran importancia para el área de diseño y operación de equipos y procesos.

La energía se manifiesta de varias formas siendo estas, sin considerar las formas electrostáticas y magnéticas (pequeñas), las siguientes:

- Energía interna: Denominada por el símbolo **u**, intenta ser el reflejo de la energía a escala microscópica de un sistema. Concretamente, es la suma de la energía cinética interna, es decir, de las sumas de las energías cinéticas de las individualidades que lo conforman respecto al centro de

masas del sistema, y de la energía potencial interna, que es la energía potencial asociada a las interacciones entre estas individualidades. No es la energía cinética rotacional o de traslación del sistema como un todo.

- Energía potencial: La energía potencial externa de los materiales que entran y salen del sistema, expresada en relación a un plano de referencia. Esta energía es igual a  $mZ(g_L/g_C)$ , donde  $Z$  es la altura del centro de gravedad de la masa de la materia sobre el plano de referencia,  $g_L$  es el valor local de la gravedad y  $g_C$  la constante de la ecuación fundamental de fuerza.
- Energía cinética: Es la energía relacionada a la velocidad del flujo, siendo esta  $(\frac{1}{2}) m\bar{u}^2$ , donde  $\bar{u}$  es la velocidad media.
- Trabajo: Es la energía eliminada en forma de trabajo realizado por el sistema, y puede ser del tipo mecánico o eléctrico. Se denomina por  $w$ .
- Calor añadido: La energía añadida en forma de calor al sistema, denominada por  $q$ .
- Energía añadida por impulsión: Se refiere a la energía que se añade como producto de la impulsión de la materia hacia el sistema bajo la resistencia de una presión. Esta energía se obtiene mediante  $mpV$ , donde  $p$  es la presión y  $V$  es el volumen por unidad de masa.

Al realizar un balance de energía, se debe tener en cuenta todos los tipos de energía presentes en el sistema, despreciando si es necesario aquellas que sean insignificantes para la simplificación de los cálculos.

La ecuación general para el balance de la energía se establece de la siguiente manera:

$$\sum m_1 u_1 + \sum m_1 p_1 V_1 + \sum \frac{m_1 u_1^2}{2g_c} + \sum m_1 Z_1 \frac{g_L}{g_c} + \sum m_1 E_{\sigma 1} + q = \sum m_2 u_2 + \sum m_2 p_2 V_2 + \sum \frac{m_2 u_2^2}{2g_c} + \sum m_2 Z_2 \frac{g_L}{g_c} + \sum m_2 E_{\sigma 2} + w + \Delta E \dots \dots \dots 3$$

Dependiendo de las condiciones del sistema se pueden despreciar algunos tipos de energía, reduciendo así la ecuación.

Asimismo, para expresar la energía requerida para producir una modificación de la temperatura de una masa “m” de sustancia de calor específico “Cp” en una cantidad “ΔT”, en un tiempo “t” siempre que no haya cambio de fase, es la siguiente:

$$Q = \frac{C_p \times m \times \Delta T}{t} \dots \dots \dots 4$$

Donde Q es expresado en kcal/h, kcal/min, kW, kJ/s, Btu/h, Btu/min, Btu/s, BHP y todas las unidades de flujo de calor.

Para determinar el flujo másico de vapor se tiene:

$$\dot{m} = \frac{\dot{Q}}{C_p \times \Delta T} \dots \dots \dots 5$$

Donde  $\dot{m}$  es expresado en Kg/h, Kg/min, lb/h y todas las unidades de flujo másico.

### 3.3. BALANCE DE MASA Y ENERGIA EN LOS EQUIPOS DE COCCION Y SECADO

#### 3.3.1. Balance de masa y energía en equipos de cocción

##### 3.3.1.1. Balance de materia

De acuerdo al principio de la conservación de la materia, el flujo de entrada es igual al flujo de salida, así como lo describe la ecuación 1, donde para este caso:

$$\dot{m}_{\text{Entrada}} = \dot{m}_{\text{Pesc.E.}} + \dot{m}_{\text{Vap.eje}} + \dot{m}_{\text{vap.chaq.}} \dots \dots \dots 6$$

$$\dot{m}_{\text{Salida}} = \dot{m}_{\text{Pesc.S.}} + \dot{m}_{\text{Cond.eje}} + \dot{m}_{\text{Cond.chaq.}} \dots \dots \dots 7$$

Dónde:

$\dot{m}_{\text{Pesc.E.}}$  : Flujo de ingreso de pescado de la cocina

$\dot{m}_{\text{Pesc.S.}}$  : Flujo de salida de pescado de la cocina

$\dot{m}_{\text{Vap.eje}}$  : Flujo de vapor en el eje de la cocina

$\dot{m}_{\text{vap.chaq.}}$  : Flujo de vapor en la chaqueta de la cocina

$\dot{m}_{\text{Cond.eje}}$  : Flujo de condensado del eje

$\dot{m}_{\text{Cond.chaq.}}$  : Flujo de condensado de la chaqueta

Reemplazando 5 y 6 en 1, se tiene:

$$\dot{m}_{\text{Pesc.E.}} + \dot{m}_{\text{Vap.eje}} + \dot{m}_{\text{vap.chaq.}} = \dot{m}_{\text{Pesc.S.}} + \dot{m}_{\text{Cond.eje}} + \dot{m}_{\text{Cond.chaq.}} \dots \dots \dots 8$$

**3.3.1.2. Balance de energía:**

$$\dot{Q}_{\text{Entrada}} = \dot{m}_{\text{Pesc.E}} \times C_{p\text{Pesc.}} \times T_{\text{Ent}} + \dot{m}_{\text{Vap.eje}} \times h_{g\text{ eje}} + \dot{m}_{\text{Vap.Ch}} \times h_{g\text{.ch}} \dots \dots 9$$

$$\dot{Q}_{\text{Salida}} = \dot{m}_{\text{Pesc.S}} \times C_{p\text{Pesc.}} \times T_{\text{Sal}} + \dot{m}_{\text{Cond.eje}} \times h_g + \dot{m}_{\text{Cond.Ch}} \times h_{f\text{.ch}} + \dot{Q}_{\text{perd}} \dots \dots \dots 10$$

Reemplazando las ecuaciones 9 y 10 en la ecuación 2, tenemos:

$$\dot{m}_{\text{Pesc.E}} \times C_{p\text{Pesc.}} \times T_{\text{Ent}} + \dot{m}_{\text{Vap.eje}} \times h_g + \dot{m}_{\text{Vap.Ch}} \times h_{g\text{.ch}} = \dot{m}_{\text{Pesc.S}} \times C_{p\text{Pesc.}} \times T_{\text{Sal}} + \dot{m}_{\text{Cond.eje}} \times h_{f\text{ eje}} + \dot{m}_{\text{Cond.Ch}} \times h_{f\text{.ch}} + \dot{Q}_{\text{perd}} \dots \dots \dots 11$$

Dónde:

$C_{p\text{Pesc.}}$  : Calor específico de pescado , en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$

$h_{g\text{ eje}}$  ; Entalpia de vapor saturado del eje, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

$h_{g\text{.ch}}$  : Entalpia de vapor saturado de la chaqueta, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

$h_{f\text{ eje}}$  : Entalpia del condensado de eje (liquido saturado), en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

$h_{f\text{.ch}}$  : Entalpia del condensado de la chaqueta(liquido saturado), en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

$Q_{\text{perd}}$  : Calor de perdida del equipo, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$

### 3.3.1.3. Calor requerido para la cocción del pescado:

La energía que se requiere para la cocción del pescado se determina mediante la siguiente relación:

$$\dot{Q}_{\text{Coc. Pescado}} = \dot{m}_{\text{Pescado}} \times C_{p\text{Anchov.}} \times (T_{\text{Coc.}} - T_{\text{Amb.}}) \dots \dots \dots 12$$

Dónde:

$\dot{Q}_{\text{Coc.pescado}}$  : Calor para la coccion del pescado , en  $\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$

$\dot{m}_{\text{Pescado}}$  : Flujo masico de pescado, en  $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

$C_{p\text{Anchov.}}$  : Calor especifico del pescado, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$

$T_{\text{Coc.}}$  : Temperturas de coccion de pescado, en  $^\circ\text{C}$

$T_{\text{Amb.}}$  : Tempertura ambiente, en  $^\circ\text{C}$

Para calcular el  $C_{p\text{Anchoveta}}$  se emplea la siguiente formula:

$$C_{p\text{Anchoveta}} = C_{p\text{Agua}} \times \% \text{Agua} + C_{p\text{Grasa}} \times \% \text{Grasa} + C_{p\text{Solido}} \times \% \text{solidos} \dots 13$$

Dónde:

$C_{p\text{Agua}}$  : Calor especifico del agua, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$  (4.19  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$ )

$C_{p\text{Grasa}}$  : Calor especifico de la grasa, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$  (2.09  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$ )

$C_{p\text{Solido}}$  : Calor especifico de los solidos, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$  (1.42  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$ )

%Agua : Porcentaje de agua en la anchoveta, en %

%Grasa : Porcentaje de grasa en la anchoveta, en %

%Solidos : Porcentaje de solidos en la anchoveta, en %

#### 3.3.1.4. Calor requerido para calentamiento y mantención del equipo:

El calor requerido para el Calentamiento y Mantención del Equipo se determina mediante la siguiente formula:

$$\dot{Q}_{\text{equipo}} = M_{\text{equipo}} \times C_{p_{\text{fe}}} \times (T_{\text{inicial}} - T_{\text{final}}) \dots \dots \dots 14$$

Dónde:

$\dot{Q}_{\text{Equipo}}$  : Calor requerido por el equipo, en  $\frac{\text{KJ}}{\text{Hr}}$

$M_{\text{Equipo}}$  : Masa del equipo, en Kg

$C_{p_{\text{fe}}}$  : Calor especifico del Fierro, en  $\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$

$T_{\text{inicial}}$  : Temperatura Inicial del equipo, en °C

$T_{\text{final}}$  : Temperatura final del equipo, en °C

#### 3.3.1.5. Calor perdido por convección y radiación:

El calor perdido por Convección y Radiación en el proceso de cocción se determina mediante la siguiente formula:

$$\dot{Q}_{\text{perdido}} = A \times U \times (T_{\text{Inicial}} - T_{\text{Final}}) \dots \dots \dots 15$$

Dónde:

$\dot{Q}_{\text{perdido}}$  : Calor perdido por conveccion y radiacion, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$

A : Area de Transferencia de Calor, en  $\text{m}^2$

U : Coeficiente Global de Transferencia de Calor, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C} - \text{m}^2}$

$T_{\text{Inicial}}$  : Temperatura Inicial del aire, en  $^\circ\text{C}$

$T_{\text{Final}}$  : Temperatura Final del aire, en  $^\circ\text{C}$

Determinación del Área:

$$A = 2 \times \pi \times R \times L + 2(0.785D^2) \dots \dots \dots 16$$

Dónde:

R : Radio del cocinador, en m

D : Radio del cocinador, en m

L : Longitud del cocinador, en m

Determinación del Coeficiente Global de Transferencia de Calor:

$$U = 8.4 + 0.06(T_{\text{aislamiento}} - T_{\text{inicial}}) \dots \dots \dots 17$$

Dónde:

$T_{\text{Aisl.}}$  : Temperatura en el aislamiento,  $^\circ\text{C}$

$T_{\text{inicial}}$  : Temperatura Inicial en el equipo, °C

### 3.3.1.6. Calor total requerido en los cocinadores.

El calor total requerido en los cocinadores se determina mediante la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_{\text{Coc.Total}} = \dot{Q}_{\text{Coc.pescado real}} + \dot{Q}_{\text{Equipo}} + \dot{Q}_{\text{Perdido}} \dots \dots \dots 18$$

Donde:

$\dot{Q}_{\text{Coc. Total}}$  : Calor requerido en lo cocinadores. en  $\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$

$\dot{Q}_{\text{Coc. pescado real}}$  : Calor requerido para la coccion del pescado, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$

$\dot{Q}_{\text{equipo}}$  : Calor reuquerido por el equipo, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$

$\dot{Q}_{\text{perdido}}$  : Calor perdido por conveccion y radiacion, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$

### 3.3.1.7. Masa de vapor requerido en el cocinador

La masa de vapor requerido en el cocinador, se determina mediante la siguiente ecuación:

$$M_{\text{Vapor Coc.}} = \frac{Q_{\text{Coc. Total}}}{h_{\text{fg 0.4 MPa}}} \dots \dots \dots 19$$

Dónde:

$M_{\text{Vapor Coc.}}$  : Masa de vapor requerido para coccion del pescado, en  $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

$Q_{Coc. Total}$  : Calor Total requerido en los cocinadores, en  $\frac{kJ}{h}$

$h_{fg 4 barg}$  : Entalpia de Evaporizacion, en  $\frac{kJ}{kg}$

### 3.3.1.8. Flujo másico de combustible equivalente de cocinadores:

Para determinar el flujo másico de combustible equivalente, se utiliza la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_c = \frac{Q_{Coc.Total}}{\eta_{Cald.} * P_{c.i} * \rho_{R500}} \dots\dots\dots 20$$

Dónde:

$\dot{m}_c$  : Flujo de combustible, en  $\frac{gal}{h}$

$Q_{Coc.Total}$  : Calor total requerido en el Cocinador, en  $\frac{kJ}{h}$

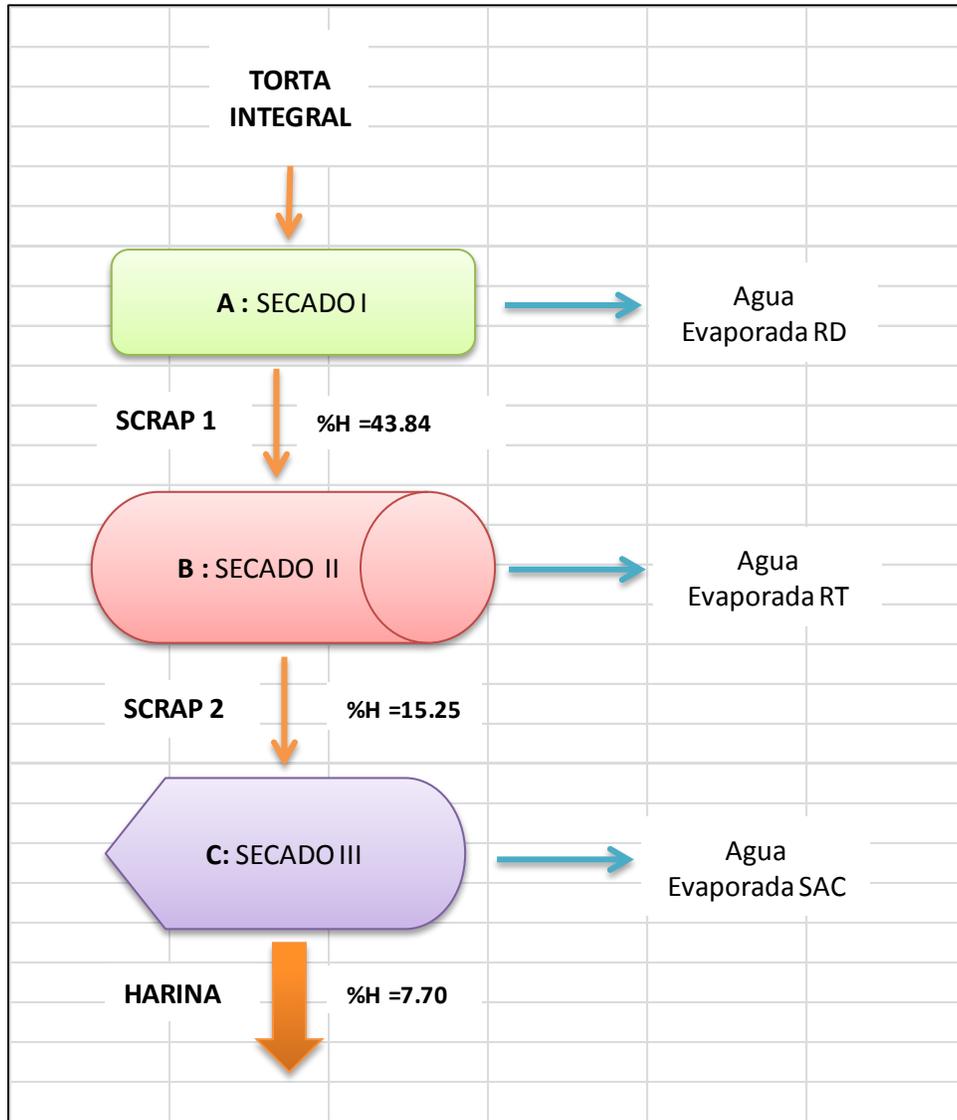
$\eta_{Cald.}$  : Eficiencia de caldero, 84%

$P_{c.i}$  : Poder calorífico inferior del petróleo R500 , en  $\frac{kJ}{h}$  (41 030  $\frac{kJ}{h}$ )

$\rho_{R500}$  : Densidad del petroleo R500 , en  $\frac{kg}{gal}$  (3.675  $\frac{kg}{gal}$ )

### 3.3.2. Balance de masa en equipos de secado

Diagrama N°03: Flujo de proceso de secado



Fuente: Elaboración propia

#### 3.3.2.1. Determinación de la harina producida:

Para determinar la harina producida, utilizamos la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{Harina} = \frac{V_{Planta}}{\eta_{Harina}} \dots \dots \dots 21$$

Donde:

$V_{\text{Planta}}$  : Velocidad de planta, en  $\frac{\text{ton}}{\text{h}}$

$\eta_{\text{Harina}}$  : Rendimiento de harina

### 3.3.2.2. Determinación de los sólidos grasos:

Los sólidos grasos, se determina mediante las siguientes ecuaciones:

$$\%SG_{\text{Harina}} = 100 - \%H_{\text{Harina}} \dots \dots \dots 22$$

$$SG_{\text{Harina}} = \frac{\%SG_{\text{Harina}} * \dot{m}_{\text{Harina}}}{100} \dots \dots \dots 23$$

$$\%SG_{\text{Scrap 2}} = 100 - \%H_{\text{Scrap 2}} \dots \dots \dots 24$$

$$SG_{\text{Scrap 2}} = \frac{SG_{\text{Harina}}}{\left(\frac{\%SG_{\text{Scrap 2}}}{100}\right)} \dots \dots \dots 25$$

$$\%SG_{\text{Scrap 1}} = 100 - \%H_{\text{Scrap 1}} \dots \dots \dots 26$$

$$SG_{\text{Scrap 1}} = \frac{SG_{\text{Harina}}}{\left(\frac{\%SG_{\text{Scrap 1}}}{100}\right)} \dots \dots \dots 27$$

$$\%SG_{\text{T.I.}} = 100 - \%H_{\text{T.I.}} \dots \dots \dots 28$$

$$SG_{\text{T.I.}} = \frac{SG_{\text{Harina}}}{\left(\frac{\%SG_{\text{T.I.}}}{100}\right)} \dots \dots \dots 29$$

Donde:

$m_{\text{Harina}}$  : Harina producida, en  $\frac{t}{h}$

$\%H_{\text{Harina}}$  : Porcentaje de humedad en la harina, en %

$\%SG_{\text{Harina}}$  : Porcentaje solidos grasos en la harina, en %

$SG_{\text{Harina}}$  : Solidos grasos en la harina, en  $\frac{t}{h}$

$\%H_{\text{Scrap 2}}$  : Porcentaje de humedad en el scrap 2, en %

$\%SG_{\text{Scrap 2}}$  : Porcentaje solidos grasos en el scrap 2, en %

$SG_{\text{Scrap 2}}$  : Solidos grasos en el scrap 2, en  $\frac{t}{h}$

$\%H_{\text{Scrap 1}}$  : Porcentaje de humedad en el scrap 1, en %

$\%SG_{\text{Scrap 1}}$  : Porcentaje solidos grasos en el scrap 1, en %

$SG_{\text{Scrap 1}}$  : Solidos grasos en el scrap 1, en  $\frac{t}{h}$

$\%H_{\text{T.I.}}$  : Porcentaje de humedad en la torta integral, en %

$\%SG_{\text{T.I.}}$  : Porcentaje solidos grasos en la torta integral, en %

$SG_{\text{T.I.}}$  : Solidos grasos en la torta integral, en  $\frac{t}{h}$

### 3.3.2.3. Determinación del agua evaporada en cada equipo de Secado:

Según el diagrama N°03, el agua evaporada en cada equipo de secado se determinara mediante las siguientes ecuaciones:

$$\dot{m}_{\text{evap SAC}} = (SG_{\text{Scrap2}} - \dot{m}_{\text{harina}}) \dots \dots \dots 30$$

$$\dot{m}_{\text{evap RT}} = (SG_{\text{Scrap1}} - SG_{\text{Scrap2}}) \dots \dots \dots 31$$

$$\dot{m}_{\text{evap RD}} = (SG_{\text{T.I.}} - SG_{\text{Scrap1}}) \dots \dots \dots 32$$

Donde:

$\dot{m}_{\text{evap SAC}}$  : Flujo masico de agua evaporada en Secador Aire Caliente,

$$\text{en } \frac{\text{kg agua evap.}}{\text{h}}$$

$\dot{m}_{\text{evap RT}}$  : Flujo masico de agua evaporada en Secador Rotatubos, en

$$\frac{\text{kg agua evap.}}{\text{h}}$$

$\dot{m}_{\text{evap RD}}$  : Flujo masico de agua evaporada en Secador Rotadiscos, en

$$\frac{\text{kg agua evap.}}{\text{h}}$$

### 3.3.2.4. Determinación del vapor de agua requerido por cada equipo de Secado

Para determinar el flujo másico de vapor de agua requerido por cada equipo de secado en sus diferentes etapas, se utilizara la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{\text{vapor}} = \dot{m}_{\text{evap.}} \times \eta_{\text{Termica}} \dots \dots \dots 33$$

Donde:

$\dot{m}_{\text{vapor}}$  : Flujo masico de vapor requerido por equipo de secado, en

$$\frac{\text{kg vap.}}{\text{h}}$$

$\dot{m}_{\text{evap.}}$  : Flujo masico de agua evaporada por equipo de secado, en

$$\frac{\text{Kg agua evap.}}{\text{h}}$$

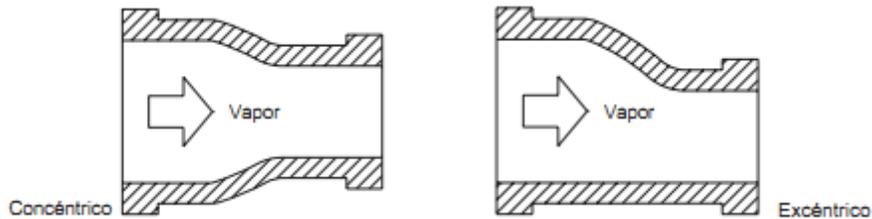
$\eta_{\text{Termica}}$  : Eficiencia termica de cada equipo de cado, en

$$\frac{\text{Kg, vapor agua}}{\text{kg. agua evap}}$$

### 3.4. DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS

Existe una tendencia natural cuando se seleccionan los tamaños de tuberías, a guiarse por el tamaño de las conexiones del equipo a las que va a conectarse. Si la tubería se dimensiona de este modo, es posible que no se pueda alcanzar el caudal volumétrico deseado. Para corregir esto y poder dimensionar correctamente la tubería, pueden utilizarse reductores concéntricos y excéntricos.

**Figura 03:** Reductores concéntricos y excéntricos



**Fuente:** Manual Distribución del Vapor

Las tuberías se pueden seleccionar basándose en una de las dos características

- Velocidad del fluido
- Caída de presión

En cada caso es sensato realizar la comprobación utilizando método alternativo, para asegurar que no se exceden los límites.

#### **3.4.1. Efectos del sobredimensionado y subdimensionado de tuberías**

**Sobredimensionar** las tuberías significa que:

- Las tuberías serán más caras de lo necesario.
- Se formara un mayor volumen de condensado a causa de las mayores pérdidas de calor.
- La calidad de vapor y posterior entrega de calor será más pobre, debida al mayor volumen de condensado que se forma.
- Los costos de instalación serán mayores.

**Subdimensionar** las tuberías significa que:

- La velocidad del vapor y la caída de presión serán mayores, generando una presión inferior a la que se requiere. En el punto de utilización.
- El volumen de vapor será insuficiente en el punto de utilización.
- Habrá un mayor riesgo de erosión, golpe de ariete y ruidos, a causa del aumento de velocidad.

### **3.4.2. Estándares y espesores de tubería**

Probablemente el estándar de tuberías más común sea el derivado del American Petroleum Institute (API), donde las tuberías se clasifican según el espesor de pared de tubería, llamado Schedule.

Estos Schedule están relacionados con la presión nominal de la tubería y son un total de once, comenzando por 5 y seguido de 10, 20, 30, 40, 60, 80, 100, 120,140, hasta el Schedule 160. Para tuberías de diámetro nominal 150 mm y menores, el Schedule 40 (denominado a veces 'standard weight'), es el más ligero de los especificados. Solo los Schedule 40 y 80 cubren la gama completa de medidas nominales desde 15 mm hasta 600 mm y son los Schedule utilizados más comúnmente para instalaciones de tuberías de vapor.

Se pueden obtener las tablas de los Schedule en el BS 1600, que se usa como referencia para la medida nominal de la tubería y el espesor de la misma en milímetros. La tabla siguiente muestra un ejemplo de diámetros de distintas medidas de tubería, para distintos Schedule. En Europa las tuberías se fabrican según la norma DIN y se incluye la tubería DIN 2448 en la tabla.

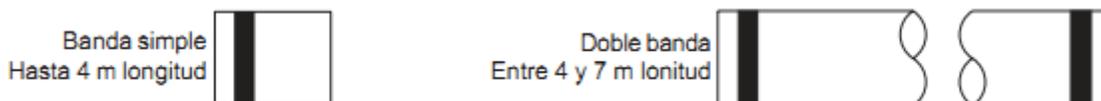
**Tabla 01:** Diámetros de Tubería

Diámetro nominal (mm)		15	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150
Diámetro interior (mm)	Schedule 40	15.80	21.00	26.60	35.10	52.50	52.50	62.70	77.90	102.30	128.20	154.10
	Schedule 80	13.80	18.90	24.30	32.50	49.20	49.20	59.00	73.70	97.20	122.30	146.40
	Schedule 160	11.70	15.60	20.70	29.50	42.80	42.80	53.90	66.60	87.30	109.50	131.80
	Din 2448	17.30	22.30	28.50	37.20	42.80	60.30	70.30	82.50	107.10	131.70	159.30

**Fuente:** Manual Distribución del Vapor

Otro termino que se utiliza comúnmente para el espesor de la tubería es ‘Banda azul y Banda roja’. A ellas se refiere el BS 1387 (tubos y tubulares de acero adecuados para roscar con roscas BS 21), y se refiere a calidades particulares de tuberías; la Roja es de acero, utilizada comúnmente en aplicaciones de conducción de vapor, y la azul se utiliza como calidad media, comúnmente en sistemas de distribución de aire. Las bandas de colores tienen una anchura de 50 mm, y sus posiciones en la tubería denotan su longitud. Los conductos de menos de 4 metros de longitud solo tienen una banda de color en un extremo, mientras que los conductos de 4 a 7 metros de longitud tienen una banda de color en ambos extremos.

**Figura 04:** Ubicación de las bandas en la tubería



**Fuente:** Manual Distribución del Vapor

### 3.4.3. Dimensionamiento de tuberías según la velocidad del vapor

Si se dimensiona la tubería en función de la velocidad, entonces los cálculos se basan en el volumen de vapor que se transporta con relación a la sección de tubería.

Para tuberías de distribución de vapor saturado seco, la experiencia demuestra que son razonables las velocidades entre 25-40 m/s, pero deben considerarse como el máximo sobre la cual aparecen el ruido y la erosión, particularmente si el vapor es húmedo.

Incluso estas velocidades pueden ser altas en cuanto a sus efectos sobre la caída de presión. En líneas de suministro de longitudes considerables, es frecuentemente necesario restringir las velocidades a 15 m/s si se quieren evitar grandes caídas de presión.

Alternativamente puede calcularse el tamaño de tubería siguiendo el proceso matemático expuesto más abajo.

$$D = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} \dots \dots \dots 34$$

$$A = \frac{m_1 * V_{evc}}{V_w} \dots \dots \dots 35$$

$$V_{evc} = V_{ec} * (1 - F) + V_{ev} * F \dots \dots \dots 36$$

**Donde:**

D : Diametro de la tubería de ingreso de condensado a tanque flash, en m

A : Área de la tubería, en m<sup>2</sup>

$m_1$  : Flujo de condensado que ingresa a tanque flash, en  $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

$V_{\text{evc}}$  : Volumen específico mezcla vapor – condensado, en  $\frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$

$V_w$  : Velocidad de mezcla, en  $\frac{\text{m}}{\text{s}}$

$V_{\text{ec}}$  : Volumen específico de condensado, en  $\frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$

$V_{\text{ev}}$  : Volumen específico de vapor, en  $\frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$

$F$  : Porcentaje de vapor flash, en %

Esto nos dará el diámetro de la tubería en metros. Fácilmente puede pasarse a milímetros multiplicando por 1000.

### 3.5. GENERACION DE VAPOR FLASH

Cuando se tiene condensado caliente o agua hirviendo, presurizados, y se libera a una presión más baja, parte de esos líquidos se vuelven a evaporar, y a esto es a lo que se llama Vapor Flash o Vapor Secundario.

El Vapor Flash es importante porque guarda unidades de calor o energía que pueden ser aprovechadas para una operación más económica de la planta. De lo contrario esta energía es desperdiciada.

Cuando el agua se calienta a la presión atmosférica su temperatura se eleva hasta que llega a 100°C, la temperatura más alta a la que el agua puede aún existir como líquido a esta presión. Cualquier calor adicional no eleva la temperatura, sino que transforma el agua en vapor.

El calor que es absorbido por el agua cuando se eleva su temperatura hasta el punto de ebullición se llama "Calor Sensible" o Calor del Líquido Saturado. El calor que se necesita para transformar el agua en ebullición a vapor a la misma temperatura se llama "Calor Latente". La unidad de calor que se usa comúnmente es la caloría (cal.), la cual representa la cantidad de calor requerida para elevar la temperatura de un gramo (g) de agua a la presión atmosférica, en un grado centígrado (°C).

Sin embargo, si el agua se calienta a presión, su punto de ebullición es más alto que 100°C y consecuentemente el Calor Sensible requerido es mayor. Mientras más alta sea la presión más alto será el punto de ebullición y mayor el calor requerido. Cuando la presión se reduce una cierta cantidad de Calor Sensible es liberado. Este calor es entonces absorbido en la forma de Calor Latente, lo cual causa que una cantidad del agua se convierta en Vapor Flash.

Aplicando un balance de masa y de energía en un sistema cerrado y la 1<sup>era</sup> Ley de la Termodinámica, tenemos la siguiente ecuación:

$$m_1 = m_2 + m_3 \dots \dots \dots 37$$

$$m_1 * h_1 = (m_2 * h_2) + (m_3 * h_3) \dots \dots \dots 38$$

Dónde:

$m_1$  : Flujo de condensado, en  $\frac{kg}{h}$

$m_2$  : Flujo de condensado obtenido luego del proceso de generación de vapor flash, en el

estado de líquido saturado  $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

$m_3$  : Flujo de vapor flash generado en el estado de vapor saturado  $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

$h_1$  : Entalpia del condensado en el estado de liquido saturado, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

$h_2$  : Entalpia del condensado obtenido luego del proceso de generación de vapor flash ,  
en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

$h_3$  : Entalpia del vapor flash generado, en el estado de vapor saturado, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

### 3.5.1. Determinación flujo másico vapor flash

El flujo másico de Vapor Flash generado se puede calcular usando la siguiente ecuación:

$$m_3 = \frac{m_1 \times (h_{f1} - h_{f2})}{h_{fg2}} \dots \dots \dots 39$$

**Dónde:**

$m_1$  : Flujo de condensado a transportar en  $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

$m_2$  : Flujo de condensado obtenido luego del proceso de generación de vapor flash, en el estado de líquido saturado, en  $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$



### 3.5.2.2 Calor Disponible o Ganancia de Calor:

Se determina los BHP ganados con la generación de vapor flash, a través de la siguiente ecuación:

$$\text{BHP}_{\text{ganado}} = \frac{(m_3 \times (h_3 - h_2))}{35318} \dots \dots \dots .41$$

Dónde:

$m_{v.\text{flash}}$  : flujo masico vapor flash generado, en  $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

$h_3$  : Entalpia vapor flash generado, en el estado de vapor saturado, a 0.103421 MPa,

en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

$h_2$  : Entalpia del condensado obtenido luego del proceso generacion de

vapor flash a 0.103421 MPa, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

### 3.5.2.3 Determinación del flujo másico de combustible equivalente

Mediante la siguiente formula se hallara el equivalente en petróleo del calor disponible o de la ganancia de calor.

$$\dot{m}_c = \frac{\frac{\dot{m}_3 \times (h_3 - h_2)}{\eta_{\text{Cald.}} \times P_{\text{ci}}} \times 100\%}{\rho_{R500}} \dots \dots \dots .42$$

Dónde:

$\dot{m}_c$  : Flujo de combustible, en  $\frac{\text{gal}}{\text{h}}$ .

$m_3$  : flujo masico vapor flash generado. en  $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$ .

$h_3$  : Entalpia vapor flash generado, en el estado de vapor saturado, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

$h_2$  : Entalpia del condensado obtenido luego del proceso generacion de vapor flash, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

$\eta_{\text{Cald.}}$  : Eficiencia termica de caldero (84%)

$P_{c.i}$  : Poder calorifico inferior del petroleo R – 500, en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$   $\left(41030 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right)$

$\rho_{R500}$  : Densidad del petroleo R500, en  $\frac{\text{kg}}{\text{gl}}$   $\left(3.675 \frac{\text{kg}}{\text{gl}}\right)$

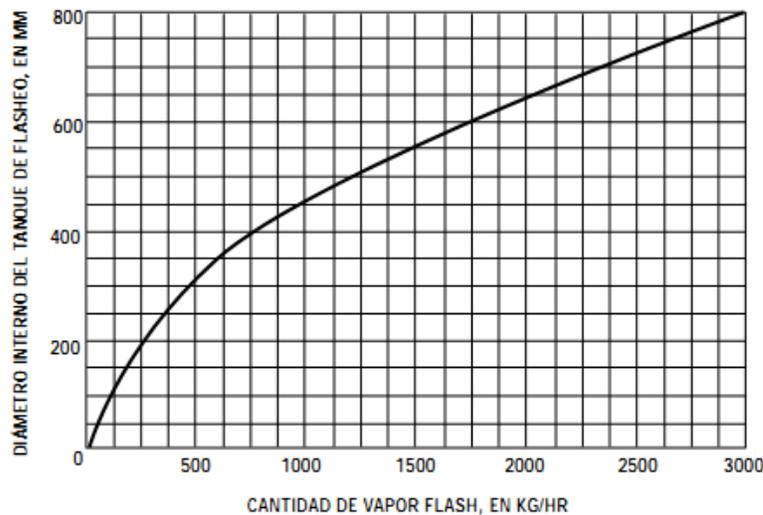
### 3.6. DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES DE FLASHEO

Usualmente un tanque de flasheo puede ser fabricado con un tubo largo de diámetro grande, al que se ponen tapas en sus extremos ya sea con soldadura o pernos. El tanque se instala en posición vertical. La salida del vapor se debe de tener en la parte superior, y la descarga del condensado en la parte inferior. La entrada del condensado debe estar 150 – 200 mm que la descarga de condensado.

La dimensión importante es el diámetro interior. Esta dimensión debe ser suficientemente grande de manera que la velocidad del vapor flash hacia la salida en la parte superior no sea muy elevada, y así se minimiza la cantidad de líquido que se acarrea con el vapor flash. Si se puede mantener una velocidad baja entonces la altura del tanque no es importante, pero algo práctico es especificar una altura para el tanque de 0.7 a 1.0 m.

Se ha comprobado que a una velocidad del vapor dentro del tanque de 3m/s se tiene bastante buena separación del vapor y el agua. Con base en esta velocidad se han calculado los diámetros internos apropiados para diferentes cantidades de vapor flash, los resultados están en la Grafica 01. Esta grafica define los mínimos diámetros interiores recomendados. De cualquier forma siempre que sea conveniente se debe de usar un tanque más grande que el mínimo recomendado.

**Grafica 02:** Valores de diámetros de tanques de flasheo



**Fuente:** Guía para la Conservación de Vapor en el Drenado de Condensados

### 3.6.1. Calculo del diámetro tubería ingreso condensado a tanque flash

Se determina el diametro de la tuberia ingreso de condensado al tanque flash , a traves de las siguientes ecuaciones:

$$D = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} \dots\dots\dots 43$$

$$A = \frac{m_1 * V_{evc}}{V_w} \dots\dots\dots 44$$

$$V_{evc} = V_{ec} * (1 - F) + V_{ev} * F \dots\dots\dots 45$$

**Donde:**

D : Diametro de la tuberia de ingreso de condensado a tanque flash, en m

A : Área de la tubería, en m<sup>2</sup>

m<sub>1</sub> : Flujo de condensado que ingresa a tanque flash, en  $\frac{kg}{h}$

V<sub>evc</sub> : Volumen especifico mezcla vapor – condensado, en  $\frac{m^3}{kg}$

V<sub>w</sub> : Velocidad de mezcla, en  $\frac{m}{s}$

V<sub>ec</sub> : Volumen especifico de condensado en  $\frac{m^3}{kg}$

V<sub>ev</sub> : Volumen especifico de vapor a , en  $\frac{m^3}{kg}$

F : Porcentaje de vapor flash, en %

Se asumirá la velocidad de la mezcla el valor de 20 m/s, esto debido a que diferentes autores bibliográficos recomiendan una velocidad de mezcla dentro del rango de 15-25 m/s.

### 3.6.2. Calculo del diámetro tubería salida vapor flash

Se determina el diametro de la tuberia ingreso de condensado al tanque flash , a traves de las siguientes ecuaciones:

$$D = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} \dots\dots\dots 46$$

$$A = \frac{m_3 * V_{ev}}{V_w} \dots\dots\dots 47$$

**Donde:**

$D$  : Diámetro tubería de salida de vapor flash, en m

$A$  : Área de la tubería, en m<sup>2</sup>

$m_3$  : Flujo de Vapor flash a Transportar, en  $\frac{kg}{h}$

$V_{ev}$  : Volumen especifico de vapor a 15 Psi, en  $\frac{m^3}{kg}$

$V_w$  : Velocidad de mezcla, en  $\frac{m}{s}$

### 3.6.3. Calculo del diámetro tubería salida condensado de tanque flash

Se determina el diámetro tubería salida condensado de tanque flash, considerando los pasos de cálculo del ítem 3.6.1.

### 3.6.4. Calculo del diámetro y altura del tanque flash

Se determina el diametro y altura del tanque flash , a traves de las siguientes ecuaciones:

$$V_{evc} = V_{ec} * (1 - F) + V_{ev} * F \dots\dots\dots 48$$

$$V = \frac{V_{evc} * m_1}{3600} \dots\dots\dots 49$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \dots\dots\dots 50$$

$$H = \frac{V}{A} \dots\dots\dots 51$$

Donde:

$V_{evc}$  : Volumen específico mezcla vapor – condensado, en  $\frac{m^3}{kg}$

$V_{ec}$  : Volumen específico de condensado a 0.103421 MPa, en  $\frac{m^3}{kg}$

$V_{ev}$  : Volumen específico de vapor a 10.103421 MPa, en  $\frac{m^3}{kg}$

$F$  : Porcentaje de vapor flash, en %

$m_1$  : Flujo de condensado que ingresa a tanque flash, en  $\frac{kg}{h}$

$V$  : Volumen del tanque flash, en  $m^3$

$A$  : Área del Tanque Flash, en  $m^2$

$D$  : Diámetro del Tanque Flash, en m

$H$  : Altura del Tanque Flash, en m

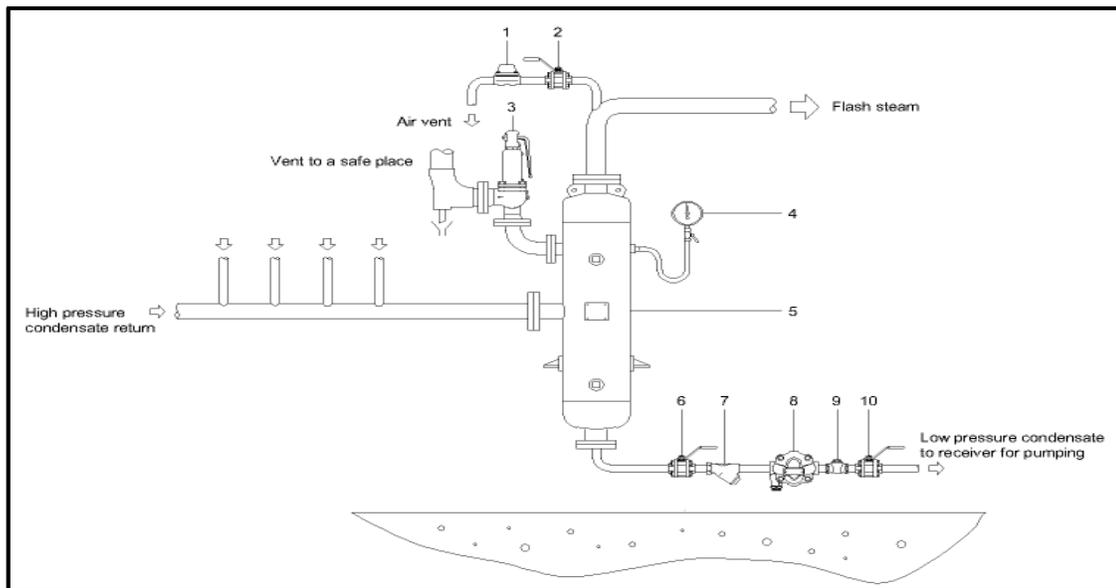
### 3.6.5. Componentes principales de los tanques flash

A continuación se describen los componentes principales y su función, para un sistema de tanque de revaporizado.

1. Eliminador de Aire: Sirve para eliminar el aire del revaporizado.
2. Válvula de Interrupción: Para aislar el eliminador de aire del tanque de revaporizado.

3. Válvula de seguridad: Para proteger los equipos aguas debajo de sobrepresión,
4. Manómetro: Para monitorizar la presión en el tanque del revaporizado.
5. Tanque de revaporizado: Para separar el revaporizado del condensado a alta presión.
6. Válvula de Interrupción: Para aislar el conjunto de purga del tanque de revaporizado.
7. Filtro: Para evitar la entrada de suciedad en el purgador.
8. Purgador de vapor de boya cerrada: Para drenar el condensado del tanque de revaporizado.
9. Válvula de retención: Para evitar el retorno de flujo a través del purgador.
10. Válvula de interrupción: Para aislar el purgador del sistema de condensado.

**Figura 05:** Componentes principales de un tanque flash



**Fuente:** Spirax Sarco

### 3.6.6. Cuidados para un buen aprovechamiento del vapor flash

Para que todo el vapor flash generado sea aprovechado, es preciso observar algunos requisitos básicos.

- **Suficiente Condensado:** Debe procurarse tener una cantidad suficiente de condensado, proveniente de procesos con presiones elevadas (si es posible), de modo que el vapor flash generado puede determinar una recuperación económica rápida. Los purgadores de vapor o equipamiento de drenado del condensado deben funcionar correctamente en cuanto reciban una contrapresión aplicada a los sistemas de recuperación. Es preciso prestar una adecuada atención en el control de la temperatura del vapor flash.
- **Aplicación adecuada:** Un vapor flash generado a baja presión exige un uso adecuado. Un consumo de vapor de baja presión debe tener un suministro que debe ser igual o mayor que el vapor flash disponible. Un suministro irregular puede ser compensado con el uso de una válvula reductora de presión. Por otro lado, si un suministro de vapor flash excede a la demanda, entonces el excedente debe ser conducido al tanque desareador a través de una válvula de derivación.
- **Proximidades del punto de drenaje:** Es preciso seleccionar una aplicación o un uso del vapor generado siempre lo más próxima al tanque flash o la tubería de alta presión. Una tubería para vapor a baja presión es de mayor diámetro, es por tanto más costosa. Además las pérdidas de calor que ocurre en tuberías de grandes dimensiones reducen las ventajas obtenidas por la recuperación del vapor y en algunos casos la hace inviable.

### 3.7. INDICADORES ENERGETICOS

Para elaborar un proyecto de uso Eficiente y Ahorro de Energía es necesario elaborar Indicadores también conocidas como números específicos, ratios energéticos, los cuales tienen por finalidad comparar unidades de consumo energético, unidades monetarias y emisiones al medio ambiente con unidades de producción o unidades de servicio efectuado. Estos indicadores son elaborados en función de la planta consumidora en análisis, ya sea de producción o de servicios.

Se pueden elaborar en función de los costos de facturación del insumo energético utilizado en forma horaria, mensual o anual.

Se tienen tres tipos de indicadores con las siguientes características:

#### 3.7.1. Indicadores Energéticos (IE)

Son indicadores que pueden ser usados para determinar la eficiencia energética de los procesos y operaciones, y subsecuentemente, el potencial de ahorro de energía. Los indicadores son una referencia de como los sistemas consumidores de energía pueden funcionar.

##### 3.7.1.1. Indicador térmico de producción (IT1):

Es un indicador que compara los galones de petróleo consumido por tonelada de harina producida.

$$IT1 = \frac{\text{Galones de Petroleo R500 consumido}}{\text{Toneladas de harina producida}} \dots\dots\dots 52$$

### 3.7.1.2. Indicador de generación de vapor flash (IT2)

Es un indicador que compara las Toneladas de Vapor Flash producido por tonelada de harina producida.

$$IT2 = \frac{\textit{Toneladas de vapor flash producido}}{\textit{Toneladas de harina producida}} \dots \dots \dots 53$$

### 3.7.2. Indicadores Económicos

Son aquellos indicadores en el cual el parámetro de comparación es el costo de facturación del insumo energético consumido en relación al parámetro de producción.

#### 3.7.2.1. Indicador costo específico térmico de proceso productivo (ICET)

Es un indicador económico mediante el cual se compara la facturación que corresponde al consumo del petróleo R500 por cada unidad de producción realizada.

$$ICET = \frac{\textit{Facturacion por consumo de Petroleo R500(U\$)}}{\textit{Toneladas de harina producida}} \dots \dots \dots 54$$

### 3.8. EVALUACION ECONOMICA

#### 3.8.1. Valor actual neto (VAN):

El VAN es un indicador financiero que mide los flujos de los ingresos y egresos futuros que tendrá un proyecto, para determinar, si luego de descontar la inversión inicial, queda alguna ganancia. Permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros (ingresos menos egresos). El método, además descuenta una determinada tasa o tipo de interés igual para todo el periodo considerado.

Si un proyecto de inversión tiene un VAN positivo, el proyecto es rentable. Entre dos o más proyectos, el más rentable es el que tenga un VAN más alto. Un VAN nulo significa que la rentabilidad del proyecto es la misma que colocar los fondos en el invertidos en el mercado con un interés equivalente a la tasa de descuento utilizada. Si el resultado es negativo, el proyecto no es conveniente realizarse, ya que no satisface la tasa de interés con la cual se descuenta el flujo neto proyectado del proyecto. La única dificultad para hallar el VAN consiste en fijar el valor para la tasa de interés, existiendo diferentes alternativas.

Matemáticamente se expresa el VAN por la siguiente fórmula:

$$VAN = -I + \frac{A_1 - CO_1}{1 + i_1} + \frac{A_1 - CO_2}{1 + i_2} + \dots + \frac{A_n - CO_n}{1 + i_n}$$

$$VAN = -I + \frac{(1 + i)^n - 1}{i \times (1 + i)^n} \times (A - CO) \dots \dots \dots 55$$

De donde:

A : Representa a los ingresos anuales por la realizacion del proyecto

CO : Egresos por costos de operacion y mantenimiento anual

I : Inversion(realizada para ejecutar el proyecto)

n : Vida util del equipo

i : Tasa de interes anual

Cuando el VAN > 0, se dice que el **Proyecto es viable**.

### 3.8.2. Tasa interna de retorno (TIR):

La TIR está definida como la tasa de interés con la cual el valor neto (VAN) de una inversión sea igual a cero (VAN=0). Es un indicador de rentabilidad relativa del proyecto.

Este método considera que una inversión es aconsejable si la TIR resultante es igual o superior a la tasa exigida por el inversor (tasa de descuento), y entre varias alternativas, la más conveniente será aquella que ofrezca una TIR mayor. Si la TIR es menor a la tasa de descuento, el proyecto debe rechazarse.

Para el cálculo de este indicador se realiza mediante hojas de cálculos y calculadoras modernas, de otro modo se puede realizar mediante iteraciones con la siguiente fórmula matemática:

$$0 = -I + \frac{(1 + TIR)^n - 1}{TIR \times (1 + TIR)^n} \times (A - CO) \dots \dots \dots 56$$

Cuando el TIR es mayor que la tasa de interés (i) entonces **es conveniente realizar la inversión.**

### 3.8.3. PAY BACK (Periodo de Repago)

Este indicador permite conocer el periodo en que la inversión realizada se recuperara, sin considerar la actualización del dinero.

Para determinarlo se emplea la siguiente ecuación:

$$P = \frac{I}{A - CO} \dots \dots \dots 57$$

Donde:

P : Periodo de repago en años

### 3.8.4. Rentabilidad (%)

Es un indicador que permite conocer el porcentaje que representa el ahorro anual neto, respecto a la inversión inicial, tomándose en cuenta la vida útil estimada del proyecto. Este indicador se calcula mediante la siguiente relación matemática:

$$R = \frac{A - CO - D}{I} \times 100\% \dots \dots \dots 58$$

Donde:

R : Rentabilidad (%)

D : Depreciacion  $\left(\frac{U\$}{\text{año}}\right)$

La depreciación se determina dividiendo la inversión entre la vida útil del proyecto:

$$D = \frac{I}{n} \dots \dots \dots 59$$

Para evaluar la conveniencia de invertir en determinado proyecto se debe tener un indicador de rentabilidad.

La peculiaridad de las inversiones en cambio tecnológico de equipos debido a la búsqueda o motivada por la eficiencia energética es que la inversión se paga con los ahorros o ingresos que se obtienen al ejecutar el proyecto.

Se considera como indicador el Numero de Periodo de Repago, que permite conocer el periodo en que la inversión puede ser recuperado, considerando la actualización del dinero.

## **CAPITULO IV:**

# **MATERIALES Y METODOS**

## **4.1. MATERIALES**

### **4.1.1. Sustancias**

Dentro de las sustancias que se estudiarán para el análisis se tienen las siguientes:

- Materia Prima
- Scrap de equipos de secado
- Harina de Pescado
- Petróleo R500
- Vapor saturado
- Vapor flash
- Condensado

### **4.1.2. Equipos e instrumentos de medición**

#### **4.1.2.1. Instalados en equipos de proceso**

- Manómetros: Medir la presión en los diferentes puntos de proceso, con características propias de acuerdo a cada área de proceso.
- Termómetros: Sensar la temperatura en los diferentes puntos de proceso.

#### **4.1.2.2. Instrumentación adicional**

- Termómetro infrarrojo: para medir la temperatura en superficies calientes.

#### **4.1.2.3. De laboratorio**

El departamento de control de calidad cuenta con diferentes instrumentos de medición como: estufas, balanzas electrónicas, probetas, etc.

#### **4.1.3. Formatos**

Los datos de operación de equipos y procesos se muestran en los siguientes formatos, adjuntos en los anexos N°03 y N°04.

- Formato 03: **Formato reporte diario de producción**
- Formato 04: **Formato control de proceso – área de secado**

#### **4.2. METODO DE INVESTIGACION:**

El presente trabajo de investigación es del tipo aplicativo, de naturaleza descriptiva con estudios orientados a la reducción de consumo de vapor en el área de cocción a través de la implementación de un sistema de vapor flash, este vapor generado será aprovechado en las chaquetas de las cocinas para la cocción de la materia prima (anchoveta).

#### **4.3.- INVENTARIO DE EQUIPOS DE GENERACION DE VAPOR, COCCION Y SECADO**

- **Generadores de Vapor**

Pesquera Centinela SAC-Chimbote, cuenta con los siguientes calderos:

**Cuadro N°01:** Características de calderos

CARACTERISTICAS	CALDEROS				
	N°1	N°2	N°3	N°4	N°5
Marca	Distral	Distral	Distral	Decomat/ Fabrimet	Halvorsen
Pot. Nom.(BHP)	900	900	800	1200	800
Generac. de vapor (kg/h)	13263	13263	11760	17640	11760
Tipo	Pirotubular	Pirotubular	Pirotubular	Pirotubular	Pirotubular
N° Serie	A-3101	A-3101	A 2541		
Modelo	03B-900- 150	03B-900- 150	D3D 800 - 150		
Sup. Calent. (ft <sup>2</sup> )	4570		3958		
P. Diseño(MPa)	1.0342	1.0342	1.0342	1.0342	1.0342
P.Trabajo (MPa)	0.8274	0.8274	0.8274	0.8274	0.8274
Método de arranque	Automático	Automático	Automático	Automático	Automático

**Fuente:** Elaboración Propia

- **Cocinadores**

Para la cocción de materia prima, se cuenta con 02 líneas de cocido, las características de las cocinas se muestran el siguiente cuadro:

**Cuadro N°02:** Características de Cocinadores-Planta Centinela

Características	Unidad	Cocina	
		N°01	N°02
Marca		Fima	Nacional
Tipo		Indirecto	Mixto
Capacidad	t/h	50	50
Longitud del cocinador	m	13.07	13.64
Diámetro del cocinador	m	1.42	1.45
Temperatura de trabajo	°C	90-100	90-100
Presión de trabajo	MPa	0.4-0.6	0.4-0.6
Velocidad de equipo	RPM	4-5	3-4
Potencia de motor eléctrico	Hp	30	30

**Fuente:** Elaboración Propia

- **Secadores**

El sistema de secado de scrap se realiza en 03 etapas, un pre secado con Secadores Rotadiscos (homogenizadores), luego el secado en Secadores Rotatubos y se concluye con el Secador de Aire Caliente.

**Cuadro N°03:** Características de Secadores-Planta Centinela

Características	Unidad	Secadores			
		1era etapa		2da etapa	3era etapa
		RD N°01	RD N°02	RT N°01	SAC N°01
Marca		Atlas Stord	IFM	Fima	Fima
Modelo		ADD-1968	ADD - 1967	FRT-8400CC	FSA-2500
Tipo		Rotadiscos	Rotadiscos	Rotatubos	Rotatorio
Cantidad	Und.	1	1	1	1
Capacidad del secador	t/h	13.92	16	49.33	11.01
Capacidad de evaporación	kg/h	3070	3244	8400	2500
Rendimiento térmico	kg vapor agua / kg agua evaporada	1.3	1.3	1.32	2.75
Área de calentamiento	m <sup>2</sup>	355	408	1628	
Longitud del secador	m	9.43	9.42	22	23.05
Diámetro del secador	m	2.2	2.25	3.5	4.12
Presión de trabajo	MPA	0.6	0.6	0.6	0.6
Potencia de motor eléctrico	Hp	150	150	150	50

**Fuente:** Elaboración Propia

#### 4.4. REGISTRO DE CONSUMO DE PETROLEO R-500

A continuación se detalla consumo de petróleo R500 en el año 2012

**Cuadro N° 04:** Registro de consumo petróleo R500-Pesquera Centinela SAC

Fecha	Consumo petróleo R500	Fecha	Consumo petróleo R500
	gal		gal
03/05/2012	2579.00	16/06/2012	11243.23
04/05/2012	7760.00	20/06/2012	12545.83
11/05/2012	6302.00	21/06/2012	13192.69
12/05/2012	2406.00	24/06/2012	13319.25
13/05/2012	3945.00	11/07/2012	4317.00
14/05/2012	2700.00	12/07/2012	2376.00
15/05/2012	5450.00	13/07/2012	6476.00
16/05/2012	4050.00	14/07/2012	2046.00
17/05/2012	1937.00	15/07/2012	2254.00
19/05/2012	5282.00	16/07/2012	2171.00
21/05/2012	1655.00	17/07/2012	1956.00
22/05/2012	3859.00	18/07/2012	9620.00
29/05/2015	3033.00	19/07/2012	7708.00
30/05/2015	4841.00	20/07/2012	3125.00
01/06/2012	4371.00	22/07/2012	2500.00
02/06/2012	4579.00	23/07/2012	3276.00
03/06/2012	12426.00	25/07/2012	2749.00
04/06/2012	13391.00	26/07/2012	1730.00
05/06/2012	7172.00	27/07/2012	2708.00
06/06/2012	11530.00	28/07/2012	2395.00
07/06/2012	10570.00	29/07/2012	3141.00
08/06/2012	8724.00	30/07/2012	4635.00
09/06/2012	12332.68	31/07/2012	2295.00
15/06/2012	11425.00	<b>Total</b>	<b>270098.69</b>

**Fuente:** Elaboración Propia

#### 4.5. DATOS DE PROCESO DE OPERACION

A continuación se muestran cuadros con datos promedios diarios durante la temporada en estudio, los cuales fueron recopilados de los formatos de reportes que manejan los operadores de los equipos.

##### 4.5.1. Datos promedios diarios en cocinas

**Cuadro N° 05:** Datos promedios diarios-Cocinas

Fecha	Cocina N°01			Cocina N°02		
	Velocidad	Presión	T2 mix	Velocidad	Presión	T2 mix
	RPM	Psi	°C	RPM	Psi	°C
03/05/2012	4,20	73,6	95,6	5,1	86,5	96,8
04/05/2012	4,22	74,6	96	4,8	81,3	96,8
11/05/2012	4,40	68,6	96,7	4,9	85,9	96,5
12/05/2012	4,22	72,5	98			
13/05/2012	4,15	82,3	98,7	4,36	76,4	95,6
14/05/2012	4,39	78,3	96,7	4,71	83,5	95,8
15/05/2012	4,06	79,6	97,5	4,08	72,5	94,8
16/05/2012	3,89	75,8	98,6			
17/05/2012	3,96	77,8	96,7			
19/05/2012	3,98	82,5	96,5			
21/05/2012	4,30	69,5	95,7			
22/05/2012	4,08	75,7	94,5	4,98	68,7	98,4
29/05/2015	4,08	82,5	96,8			
30/05/2015	4,00	81,7	97,7	4,86	78,6	96,5
01/06/2012	4,35	82,5	96,5			
02/06/2012	4,21	75,6	95,8			
03/06/2012	4,15	78,6	97,5	4,65	80,6	98,2
04/06/2012	4,6	80,5	98,2	4,75	84,7	96,7
05/06/2012	4,56	74,5	98,5			
06/06/2012	4,36	83,5	97,5	4,55	74,3	96,2
07/06/2012	4,57	78,6	97,6	4,68	76,5	98,7
08/06/2012	4,69	85,4	96,8	4,28	72,8	97,5
09/06/2012	4,61	74,5	98,4	4,35	83,6	97,6
15/06/2012	4,45	83,6	96,7	4,65	81,7	98,2
16/06/2012	4,56	72,8	97,2	4,7	75,8	97,5
20/06/2012	4,38	76,4	98,5	4,65	82,4	96,6
21/06/2012	4,75	81,5	96,8	4,45	81,6	93,4

24/06/2012	4,56	74,5	94,2	4,8	76,5	97,5
11/07/2012	4,6	76,8	96,5			
12/07/2012	4,3	77,5	97,3			
13/07/2012	4,52	80,9	96,2			
14/07/2012	4,45	81,5	96,7			
15/07/2012	4,65	82,6	98,3			
16/07/2012	4,85	84,3	96,8			
17/07/2012	4,68	77,9	96,7			
18/07/2012	4,72	77,6	95,8	4,74	79,5	98,1
19/07/2012	4,73	78,5	94,6			
20/07/2012	4,62	81,6	93,6			
22/07/2012	4,56	82,5	97,1			
23/07/2012	4,45	80,6	95,8			
25/07/2012	4,36	79,5	96,5			
26/07/2012	4,47	77,6	94,7	4,75	62,4	97,3
27/07/2012	4,78	79,6	98,2			
28/07/2012	4,65	78,5	96,4			
29/07/2012	4,85	77,6	97,3			
30/07/2012	4,36	77,6	98,3			
31/07/2012	4,68	82,3	96,4			

**Fuente:** Elaboración Propia

#### 4.5.2. Dato promedio de humedad en secadores Rotadiscos-Primera Temporada

**2012**

**Cuadro N°06:** Dato promedio –Secadores Rotadiscos

SECADOR ROTADISCOS		
Humedad	Humedad	T° salida
%h1	%h2	°C
51,74	43.84	85,00

**Fuente:** Elaboración Propia

**4.5.3. Dato promedio de humedad en Secador Rotatubos-Primera Temporada  
2012**

**Cuadro N°07: Dato promedio –Secador Rotatubos**

SECADOR ROTATUBOS		
Humedad	Humedad	T° salida
%h1	%h2	°C
43.84	15.25	73,00

**Fuente:** Elaboración Propia

**4.5.4. Dato promedio de humedad en Secador Aire Caliente-Primera Temporada  
2012**

**Cuadro N°08: Dato promedio –Secador Aire Caliente**

SECADOR AIRE CALIENTE		
Humedad	Humedad	T° salida
%h1	%h2	°C
15,25	7,70	71,50

**Fuente:** Elaboración Propia

#### 4.5.5. Datos del reporte de producción-Primera Temporada 2012

**Cuadro N° 09:** Datos de producción –Primera Temporada 2012

Fecha	Horas trabajadas	Pesca procesada	Velocidad de proceso	Harina producida	Prod. de harina	Prod. de aceite	Consumo petróleo R-500	Consumo petróleo por tn de harina
	h	t	t/h	t	t/h	t	gal	gal/t
03/05/2012	4,00	260,92	65,23	52,50	13,13	16,50	2579,00	49,12
04/05/2012	13,00	760,00	58,46	160,00	12,31	46,00	7760,00	48,50
11/05/2012	11,00	593,11	53,92	131,45	11,95	32,00	6302,00	47,94
12/05/2012	5,50	241,36	43,88	54,70	9,95	15,50	2406,00	43,99
13/05/2012	7,00	390,51	55,79	89,20	12,74	22,50	3945,00	44,23
14/05/2012	4,50	222,26	49,39	51,00	11,33	12,50	2700,00	52,94
15/05/2012	9,50	547,78	57,66	125,85	13,25	27,00	5450,00	43,31
16/05/2012	9,50	383,60	40,38	86,25	9,08	22,00	4050,00	46,96
17/05/2012	4,15	174,78	42,11	41,30	9,95	10,00	1937,00	46,90
19/05/2012	13,50	533,00	39,48	117,35	8,69	32,00	5282,00	45,01
21/05/2012	3,42	125,36	36,65	30,00	8,77	6,50	1655,00	55,17
22/05/2012	7,58	377,25	49,77	85,35	11,26	29,00	3859,00	45,21
29/05/2015	6,50	274,77	42,27	56,50	8,69	19,50	3033,00	53,68
30/05/2015	9,00	516,52	57,39	110,30	12,26	29,00	4841,00	43,89
01/06/2012	9,42	442,86	47,01	98,75	10,48	28,00	4371,00	44,26
02/06/2012	10,50	425,67	40,54	97,90	9,32	32,50	4579,00	46,77
03/06/2012	22,50	1208,02	53,69	265,00	11,78	83,00	12426,00	46,89
04/06/2012	14,30	1497,47	104,72	314,25	21,98	104,00	13391,00	42,61
05/06/2012	13,83	670,07	48,45	152,00	10,99	48,00	7172,00	47,18
06/06/2012	22,00	1173,80	53,35	262,00	11,91	85,00	11530,00	44,01
07/06/2012	18,25	1083,69	59,38	240,50	13,18	71,00	10570,00	43,95
08/06/2012	16,33	862,90	52,84	193,20	11,83	64,50	8724,00	45,16
09/06/2012	23,00	1250,00	54,35	279,02	12,13	88,00	12332,68	44,20
15/06/2012	22,00	1160,38	52,74	259,01	11,77	84,50	11425,00	44,11
16/06/2012	22,00	1090,26	49,56	243,36	11,06	72,00	11243,23	46,20
20/06/2012	22,32	1185,78	53,13	264,68	11,86	85,50	12545,83	47,40
21/06/2012	23,50	1290,45	54,91	288,05	12,26	86,00	13192,69	45,80
24/06/2012	23,85	1387,68	58,18	309,75	12,99	88,00	13319,25	43,00
11/07/2012	7,45	304,88	40,92	62,60	8,40	16,50	4317,00	68,96
12/07/2012	4,50	181,51	40,33	42,15	9,37	10,50	2376,00	56,37

13/07/2012	12,58	557,24	44,30	122,30	9,72	27,50	6476,00	52,95
14/07/2012	4,20	168,40	40,09	38,20	9,10	6,00	2046,00	53,56
15/07/2012	4,16	161,58	38,84	35,60	8,56	8,5	2254,00	63,31
16/07/2012	4,66	185,99	39,91	45,85	9,84	10,00	2171,00	47,35
17/07/2012	3,41	137,10	40,20	30,00	8,80	8,50	1956,00	65,20
18/07/2012	17,25	833,76	48,33	200,00	11,59	61,50	9620,00	48,10
19/07/2012	14,50	679,84	46,89	152,20	10,50	48,00	7708,00	50,64
20/07/2012	7,41	277,62	37,47	68,55	9,25	19,50	3125,00	45,59
22/07/2012	4,50	202,91	45,09	50,05	11,12	15,50	2500,00	49,95
23/07/2012	6,42	291,09	45,34	72,65	11,32	19,00	3276,00	45,09
25/07/2012	4,83	196,44	40,67	53,40	11,06	10,25	2749,00	51,48
26/07/2012	3,00	146,98	48,99	34,70	11,57	5,00	1730,00	49,86
27/07/2012	5,50	222,01	40,37	53,00	9,64	11,50	2708,00	51,09
28/07/2012	4,66	186,98	40,12	43,55	9,35	11,50	2395,00	54,99
29/07/2012	6,83	282,29	41,33	63,80	9,34	12,50	3141,00	49,23
30/07/2012	9,58	389,69	40,68	95,65	9,98	21,25	4635,00	48,46
31/07/2012	4,83	196,18	40,62	46,85	9,70	11,00	2295,00	48,99

**Fuente:** Departamento de producción

**CAPITULO V:**

**RESULTADOS**

## 5.1. DETERMINACION DEL VAPOR CONSUMIDO EN EQUIPOS DE COCCION Y SECADO

### 5.1.1. Balance de masa en Equipos de Cocción

#### 5.1.1.1. Determinación del Cp. de la Anchoveta

Para determinar el Cp. de la anchoveta, utilizamos la ecuación N° 13:

**Cuadro N 10:** Determinación Cp. de la Anchoveta

COMPOSICION QUIMICA ANCHOVETA	COMPOSICION M.P (A) %	Cp.(B) (kJ / kg.°C)	(A)x(B) (kJ / kg°C)
Agua	74.50%	4.19	3.12
Grasa	6.00%	2.09	0.13
Solidos	19.50%	1.42	0.28
<b>Cp. Anchoveta</b>			<b>3.52</b>

**Fuente:** Elaboración propia

#### 5.1.1.2. Flujo de calor requerido para la cocción del pescado

Se reemplaza el Cp de la anchoveta obtenida, en la ecuación N°12 para determinar el flujo calor requerido para la cocción de 68 t. de pescado

**Cuadro N° 11:** Resultado del Flujo de calor requerido para cocción del pescado

Parámetros	Símbolo	Cocina 01	Cocina 02	Cocina (01+02)	Unidad
Materia Prima Procesada	$m_{\text{Pescado}}$	40000.00	28000.00	68000.00	kg/ h
Calor específico de M.P	$C_{p\text{Anchov.}}$	3.52	3.52	3.52	kJ / kg°C
Temperatura Ambiente	$T_{\text{amb.}}$	20.00	20.00	20.00	°C
Temperatura Cocción	$T_{\text{coc.}}$	100.00	100.00	100.00	°C
Presión de Trabajo	$P_{\text{Trabajo}}$	0.3	0.3	0.3	MPa
Entalpia de Evaporación	$h_{fg3\text{barg}}$	2133.8	2133.8	2133.8	kJ / kg.
Calor Cocción del pescado	$Q_{\text{Coc.}}$	11271535.49	7890074.84	19161610.33	kJ/ h.
Eficiencia	N	80.00	80.00	80.00	%
<b>Calor Real Cocción del pescado</b>	<b><math>Q_{\text{Coc.Real}}</math></b>	14089419.36	9862593.55	<b>23952012.91</b>	<b>kJ/ h</b>

Fuente: Elaboración propia

### 5.1.1.3. Flujo de calor requerido para Calentamiento y Mantenimiento de Equipo

El calor necesario para el calentar y mantener el equipo a 100°C, se determina mediante la ecuación N°14:

**Cuadro N°12:** Resultado del flujo de calor para calent. y mantenimiento de equipo

Parámetros	Símbolo	Cocina 01	Cocina 02	Cocina (01+02)	Unidad
Masa del Equipo Cocción	$M_{\text{Equipo}}$	33000.00	31000.00	64000.00	Kg.
Calor específico del Hierro	$C_{p\text{fe}}$	0.48	0.48	0.48	kJ / kg°C
Temperatura Inicial	$T_{\text{Inicial}}$	20.00	20.00	20.00	°C
Temperatura Final	$T_{\text{Final}}$	100.00	100.00	100.00	°C
<b>Calor requerido por el equipo</b>	<b><math>Q_{\text{Equipo}}</math></b>	1271112.48	1194075.36	<b>2465187.84</b>	<b>kJ/ h</b>

Fuente: Elaboración propia

#### 5.1.1.4. Flujo de calor perdido por Convección y Radiación

Se determina el calor perdido por convección y radiación, mediante la ecuación N°15:

**Cuadro N°13:** Resultado del flujo de calor perdido en cocinadores

Parámetros	Símbolo	Cocina 01	Cocina 02	Cocina (01+02)	Unidad
Radio del cocinador	R	0.73	0.73	1.46	m
Longitud del cocinador	L	16.17	16.17	32.34	m
Diámetro del cocinador	D	1.46	1.46	2.92	m
Temperatura Inicial	T <sub>Inicial</sub>	20.00	20.00	20.00	°C
Temperatura Final	T <sub>Final</sub>	100.00	100.00	100.00	°C
Temperatura aislamiento	T <sub>Aisl.</sub>	40.00	40.00	40.00	°C
Área	A	77.40	77.40	154.81	m <sup>2</sup>
Coef. Global de Transf. Calor	U	40.19	40.19	40.19	kJ/h°C -m <sup>2</sup>
<b>Calor Perdido</b>	<b>Q Perdido</b>	248887.63	248887.63	<b>497775.26</b>	<b>kJ / h</b>

**Fuente:** Elaboración propia

#### 5.1.1.5. Flujo de calor total requerido en los Cocinadores

El calor total requerido en los cocinadores 01 y 02 es igual a la suma del calor requerido para la cocción , el calor requerido para calentamiento y mantención del equipo y el calor requerido por convección y radiación, empleando la ecuación N°18, se tiene:

**Cuadro N°14:** Resultado de flujo de calor total requerido en Cocinadores

Parámetros	Símbolo	Cocina 01	Cocina 02	Cocina (01+02)	Unidad
Flujo de calor requerido para cocción del pescado	$Q_{Coc.pescado}$	14089419.36	9862593.55	23952012.91	kJ / h
Flujo calor requerido por el equipo	$Q_{Equipo}$	1271112.48	1194075.36	2465187.84	kJ / h
Flujo calor Perdido	$Q_{Perdido}$	248887.63	248887.63	497775.26	kJ / h.
Flujo calor total requerido en el cocinador	$Q_{Coc.Total}$	15609419.47	11305556.54	<b>26914976.01</b>	kJ / h

Fuente: Elaboración propia

#### 5.1.1.6. Masa de Vapor requerida en el Cocinador 01 y 02

La masa de vapor requerido en los cocinadores 01 y 02, se determina mediante la ecuación N° 19:

**Cuadro N° 15:** Resultado de vapor requerido en Cocinadores

Parámetros	Símbolo	Cocina 01	Cocina 02	Cocina (01+02)	Unidad
Presión de suministro vapor a cocinas	$P_{Sum.}$	0.7	0.7	0.7	Mpa
Entalpia de Evaporación	$h_{fg 4 Barg}$	2108.5	2108.5	2108.5	kJ / kg
Flujo de calor total requerido	$Q_{Coc.Total 1}$	15609419.47	11305556.54	26914976.01	kJ / h
Masa Vapor Cocinas	$M_{Vapor Coc.}$	7403.09	5361.90	<b>12764.99</b>	<b>kg/h</b>

Fuente: Elaboración propia

### 5.1.1.7. Flujo Másico combustible equivalente de Cocinador 01 y 02

Mediante la ecuación N°20, se determina el flujo másico equivalente para que un caldero de 1000 BHP genere 12 764.99 kg vapor/h.

**Cuadro N° 16:** Resultado flujo másico combustible equivalente

Parámetros	Símbolo	Cocina 01	Cocina 02	Cocina (01+02)	Unidad
Flujo de calor total requerido en el Cocinador	$Q_{Coc.Total}$	15609419.47	11305556.54	26914976.01	kJ/h
Poder calorífico inferior del petróleo R-500	$P_{.ci}$	41030.00	41030.00	41030.00	kJ/kg
Flujo másico combustible equivalente	$Mc$	123.24	89.26	<b>212.50</b>	<b>gal / h</b>

**Fuente:** Elaboración propia

### 5.1.2. BALANCE DE MASA EN EQUIPOS DE SECADO

Según datos de producción se obtiene el siguiente cuadro:

**Cuadro N°17:** Datos de Producción

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Velocidad de Planta	$V_{Planta}$	68 000	kg / h
Rendimiento de Harina	$\eta_{Harina}$	4.50	
Humedad torta integral	$\%H_{T.I.}$	55.28	%
Humedad Scrap 1	$\%H_{Scrap1.}$	43.84	%
Humedad Scrap 2	$\%H_{Scrap2}$	15.25	%
Humedad harina	$\%H_{Harina}$	7.70	%

**Fuente:** Elaboración propia

### 5.1.2.1. Determinación de la Harina Producida

Para determinar la harina producida, empleamos la ecuación N°21.

**Cuadro N°18:** Resultado de Harina Producida

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Harina Producida	m Harina	15 110.0	kg / h

**Fuente:** Elaboración propia

### 5.1.2.2. Determinación de los Sólidos Grasos

Para determinar los sólidos grasos, se emplea las ecuaciones N° 22, N° 23, N° 24, N° 25, N° 26, N° 27, N° 28 y N° 29.

**Cuadro N°19:** Resultado de Sólidos Grasos en etapas de secado

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
% Sólidos grasos en la harina	%SG Harina	92,30	%
Sólidos grasos en la harina	SG Harina	13 950.0	kg / h
% Sólidos grasos en Scrap 2	%SG Scrap2	84.75	%
Sólidos grasos en Scrap 2	SG Scrap2	16 460.0	kg/ h
% Sólidos grasos en Scrap 1	%SG Scrap1	56 160.0	%
Sólidos grasos en Scrap 1	SG Scrap1	24 840.0	kg/ h
% Sólidos grasos torta integral	%SG T.I.	44.72	%
Sólidos grasos torta integral :	SG T.I.	31 190.0	kg / h

**Fuente:** Elaboración propia

### 5.1.2.3. Determinación del agua evaporada en cada equipo de Secado

Para determinar el agua evaporada en cada equipo de secado (Secador de aire Caliente, Secador Rotatubos y Secadores Rotadiscos), se emplea las ecuaciones N° 30, N°31 y N°32.

**Cuadro N°20:** Resultado agua evaporada (t/h) en cada equipo de secado

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Agua evaporada en SAC	$\dot{m}_{evap\ SAC}$	1.35	t / h
Agua evaporada en RT	$\dot{m}_{evap\ RT}$	8.38	t / h
Agua evaporada en RD	$\dot{m}_{evap\ RD}$	6.35	t / h
Total		<b>16.08</b>	<b>t / h</b>

**Fuente:** Elaboración propia

**Cuadro N°21:** Resultado agua evaporada (kg/h) en cada equipo de secado

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Agua evaporada en SAC	$\dot{m}_{evap\ SAC}$	1 346.18	kg/h
Agua evaporada en RT	$\dot{m}_{evap\ RT}$	8 378.10	kg/h
Agua evaporada en RD	$\dot{m}_{evap\ RD}$	6 353.24	kg/h
Total		<b>16 077.52</b>	<b>kg/h</b>

**Fuente:** Elaboración propia

#### 5.1.2.4. Determinación del vapor de agua requerido por cada equipo de Secado

Según datos de placa y catálogo de cada equipo de secado se obtienen los siguientes rendimientos térmicos para cada equipo:

**Cuadro N°22:** Datos del rendimiento térmico de cada Secador.

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Rendimiento Térmico SAC	$FC_{SAC}$	2.75	kg. vapor agua/kg. agua evap.
Rendimiento Térmico RT	$FC_{RT}$	1.32	kg. vapor agua/kg. agua evap.
Rendimiento Térmico RD	$FC_{RD}$	1.3	kg. vapor agua/kg. agua evap.

**Fuente:** Elaboración propia

Para determinar el flujo másico de vapor de agua requerido por cada equipo de secado empleamos la ecuación N° 33:

**Cuadro N°23:** Resultado de vapor de agua requerido

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Vapor de agua requerido RD	$\dot{m}_{vapor\ RD}$	8 259.21	kg / h
Vapor de agua requerido RT	$\dot{m}_{vapor\ RT}$	11 059.09	kg / h
Vapor de agua requerido SAC	$\dot{m}_{vapor\ SAC}$	3 702.00	kg / h
	<b>TOTAL</b>	<b>23 020.30</b>	<b>kg / h</b>

**Fuente:** Elaboración propia

### 5.1.3. Resumen de consumo de vapor en equipos de cocción y secado

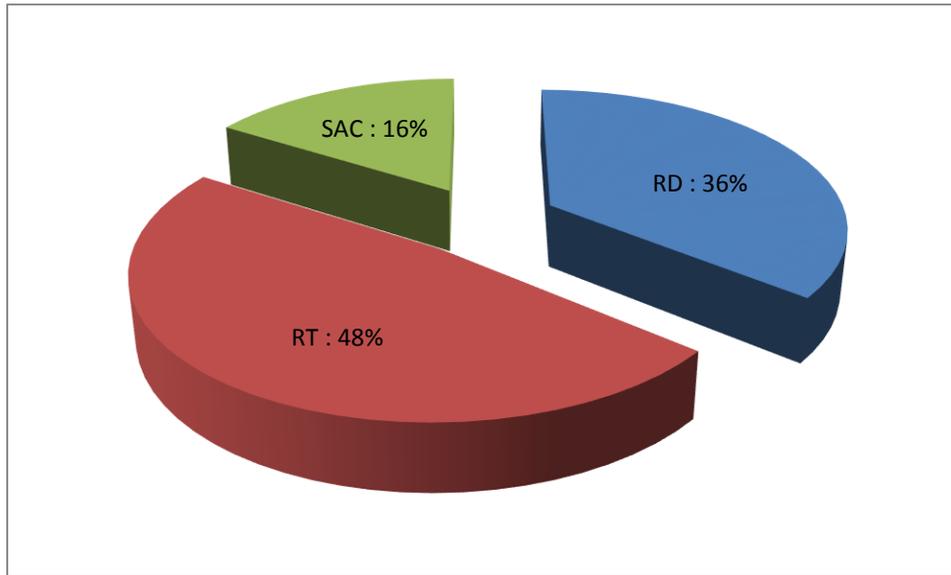
El vapor que se consume en los equipos de cocción y secado, se detalla a continuación:

**Cuadro N°24:** Resumen de consumo de vapor en cocinas y secadores

Equipos	kg vap./h
Cocina 01	7 403.09
Cocina 02	5 361.90
Secador Rotadiscos (RD)	8 259.21
Secador Rotatubos (RT)	11 059.09
Secador Aire Caliente (SAC)	3 702.00
Total	<b>35 785.29</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

**Grafico 03: Consumo de vapor en Secadores – Pesquera Centinela**



**Fuente:** Elaboración propia.

## **5.2. VAPOR FLASH GENERADO POR LOS CONDENSADOS SALIENTES DE CADA EQUIPO DE SECADO**

Para determinar el flujo másico de vapor flash generado por cada equipo de secado, utilizaremos la ecuación N° 39.

### **5.2.1. Resultado Vapor flash generado por Secadores Rotadiscos**

A continuación se detalla cuadro con resultado vapor flash generado por secador rotadiscos.

**Cuadro N°25:** Resultado vapor flash generado por Secador Rotadiscos

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
(Presión de Descarga) / Tk Flash	PT	0.599844	MPa
Presión de Tanque Flash) - Contrapresión descarga de Cond. de baja T°	PD	0.103421	MPa
Flujo de condensado a transportar	m <sub>1</sub>	<b>8259.2114</b>	kg / h
Volumen Específico de los Condensados a la Presión de Descarga	V <sub>ec</sub>	0.0011	m <sup>3</sup> / kg
Volumen Específico del Vapor a la Presión de Descarga	V <sub>ev</sub>	0.8857	m <sup>3</sup> / kg
Entalpia del condensado en el estado de líquido saturado a PT	h <sub>f1</sub>	697.2200	kJ / kg
Entalpia del condensado obtenido luego del proceso de generación de vapor flash a PD	h <sub>f2</sub>	504.7000	kJ / kg
Entalpia especifica de evaporación a PD	h <sub>fg2</sub>	2201.9000	kJ / kg
Porcentaje de vapor flash	%F	<b>8.7434</b>	%
<b>Vapor flash generado</b>	m <sub>3</sub>	<b>722.1324</b>	<b>kg / h</b>
<b>Vapor flash generado</b>	m <sub>3</sub>	<b>639.5927</b>	<b>m<sup>3</sup> / h</b>
Vapor flash generado	m <sub>3</sub>	<b>0.1777</b>	<b>m<sup>3</sup> / s</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

## 5.2.2. Resulta Vapor flash generado por Secador Rotatubos

**Cuadro N°26:** Resultado vapor flash generado por Secador Rotatubos

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
(Presión de Descarga) / Tk Flash	PT	0.599844	MPa
Presión de Tanque Flash) - Contrapresión descarga de Cond. de baja T°	PD	0.103421	MPa
Flujo de condensado a transportar	m <sub>1</sub>	<b>11059.0897</b>	kg / h
Volumen Específico de los Condensados a la Presión de Descarga	V <sub>ec</sub>	0.0011	m <sup>3</sup> / kg
Volumen Específico del Vapor a la Presión de Descarga	V <sub>ev</sub>	0.8857	m <sup>3</sup> / kg
Entalpia del condensado en el estado de líquido saturado a PT	h <sub>f1</sub>	697.2200	kJ / kg
Entalpia del condensado obtenido luego del proceso de generación de vapor flash a PD	h <sub>f2</sub>	504.7000	kJ / kg
Entalpia especifica de evaporación a PD	h <sub>fg2</sub>	2201.9000	kJ / kg
<b>Porcentaje de vapor flash</b>	%F	<b>8.7434</b>	%
<b>Vapor flash generado</b>	m <sub>3</sub>	<b>966.9358</b>	kg / h
Vapor flash generado	m <sub>3</sub>	856.4150	m <sup>3</sup> / h
Vapor flash generado	m <sub>3</sub>	0.2379	m <sup>3</sup> / s

**Fuente:** Elaboración propia.

### 5.2.3. Resultado Vapor flash generado por Secador Aire Caliente

**Cuadro N°27:** Resultado vapor flash generado por Secador Aire Caliente

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
(Presión de Descarga) / Tk Flash	PT	0.599844	MPa
Presión de Tanque Flash) - Contrapresión descarga de Cond. de baja T <sup>o</sup>	PD	0.103421	MPa
Flujo de condensado a transportar	m <sub>1</sub>	<b>3701.9993</b>	kg/ h
Volumen Específico de los Condensados a la Presión de Descarga	V <sub>ec</sub>	0.0011	m <sup>3</sup> / kg
Volumen Específico del Vapor a la Presión de Descarga	V <sub>ev</sub>	0.8857	m <sup>3</sup> / kg
Entalpia del condensado en el estado de líquido saturado a PT	h <sub>f1</sub>	697.2200	kJ / kg
Entalpia del condensado obtenido luego del proceso de generación de vapor flash a PD	h <sub>f2</sub>	504.7000	kJ / kg
Entalpia especifica de evaporación a PD	h <sub>fg2</sub>	2201.9000	kJ / kg
<b>Porcentaje de vapor flash</b>	%F	<b>8.7434</b>	%
<b>Vapor flash generado</b>	m <sub>3</sub>	<b>323.6791</b>	kg / h
Vapor flash generado	m <sub>3</sub>	286.6825	m <sup>3</sup> / h
Vapor flash generado	m <sub>3</sub>	0.0796	m <sup>3</sup> / s

**Fuente:** Elaboración propia.

#### 5.2.4. Resumen vapor flash generado por cada equipo de secado

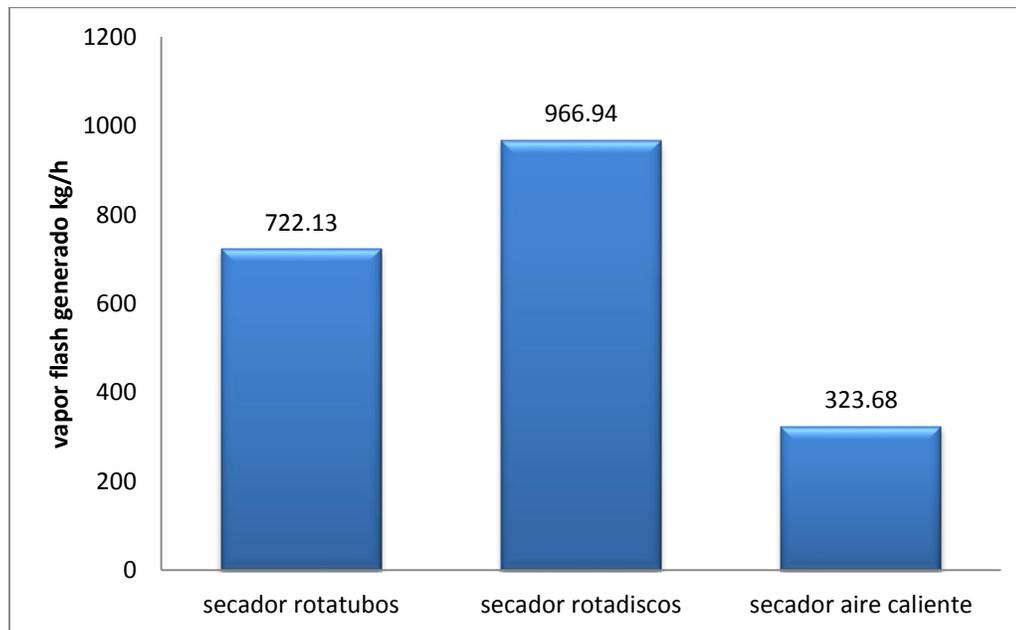
A continuación se detalla el total de vapor flash generado por cada equipo de secado:

**Cuadro N°28:** Resumen Vapor flash generados por equipos de Secado

Equipo de Secado	Símbolo	Cantidad	Unidad	%
Flujo másico de vapor flash (RD)	m <sub>3</sub> RD	722.13	kg / h	36%
Flujo másico de vapor flash (RT)	m <sub>3</sub> RT	966.94	kg / h	48%
Flujo másico de vapor flash (SAC)	m <sub>3</sub> SAC	323.68	kg / h	16%
<b>Total</b>		<b>2,012.75</b>	kg / h	100%

**Fuente:** Elaboración propia.

**Gráfico 04:** Vapor flash generado por equipos de secado – Pesquera Centinela



**Fuente:** Elaboración propia.

## 5.3 DIMENSIONAMIENTO DE LOS TANQUES FLASH

### 5.3.1. Condiciones generales de cálculo:

Se determinara los diámetros de la tubería de ingreso de condensado caliente al tanque flash, diámetro de la tubería de salida de vapor flash generado, diámetro de la tubería de salida de condensado del tanque flash, el diámetro y altura del tanque flash. Para estos cálculos se utilizaran desde la ecuación N°43 hasta la ecuación N°51.

Asimismo se asumirá la velocidad de la mezcla el valor de 20 m/s, esto debido a que diferentes autores bibliográficos recomiendan una velocidad de mezcla dentro del rango de 15-25 m/s.

### 5.3.2. Dimensiones de Tanque Flash Secador Rotadiscos

#### 5.3.2.1. Diámetro tubería ingreso condensado a tanque flash

**Cuadro N°29:** Resultado del diámetro ingreso condensado a tanque flash RD

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Presión de Trabajo	PT	0.599844	MPa
Presión de Descarga	PD	0.103421	MPa
Volumen Específico de los Condensados a la Presión de Descarga	$V_{ec}$	0.0011	m <sup>3</sup> / Kg
Volumen Específico del Vapor a la Presión de Descarga	$V_{ev}$	0.8857	m <sup>3</sup> / kg
Velocidad de la Mezcla Recomendada	$V_w$	20.0000	m / s
Flujo de condensado a transportar	$m_1$	8259.2114	kg / h
Porcentaje Vapor Flash	%F	8.7434	%
Volumen específico del vapor/mezcla de condensado	$V_{evc}$	0.0784	m <sup>3</sup> / kg
Área de la Tubería	A	0.0090	m <sup>2</sup>
Diámetro interno de la tubería	D	<b>107.0134</b>	mm
Diámetro interno de la tubería	D	<b>4</b>	in

**Fuente:** Elaboración propia.

### 5.3.2.2. Diámetro tubería salida vapor flash

**Cuadro N°30:** Resultado del diámetro salida de vapor flash en tanque flash RD

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Presión de Trabajo	PT	0.103421	MPa
Flujo de Vapor flash a Transportar	m <sub>3</sub>	722.13	Kg / h
Velocidad de Vapor	V <sub>w</sub>	25.00	m / s
Volumen Específico del Vapor	V <sub>ev</sub>	0.89	m <sup>3</sup> / Kg
Área de la Tubería	A	0.01	m <sup>2</sup>
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	D	<b>95.12</b>	mm
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	D	<b>4</b>	in

**Fuente:** Elaboración propia.

### 5.3.2.3. Diámetro tubería salida condensado de tanque flash

**Cuadro N°31:** Resultado del diámetro ingreso condensado a tanque flash RD

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Presión de Trabajo	PT	0.103421	MPa
Presión de Descarga	PD	0.020684	MPa
Volumen Específico de los Condensados a la Presión de Descarga	V <sub>ec</sub>	0.0010	m <sup>3</sup> / Kg
Volumen Específico del Vapor a la Presión de Descarga	V <sub>ev</sub>	1.4141	m <sup>3</sup> / Kg
Velocidad de la Mezcla Recomendada	V <sub>w</sub>	20.0000	m / s
Flujo de Condensado a Transportar	m <sub>2</sub>	7537.0790	kg / h
Porcentaje Vapor Flash	%F	2.8507	%
Volumen específico del vapor/mezcla de condensado	V <sub>evc</sub>	0.0413	m <sup>3</sup> / kg
Área de la Tubería	A	0.0043	m <sup>2</sup>
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	D	<b>74.2180</b>	mm
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	D	<b>3</b>	in

**Fuente:** Elaboración propia.

### 5.3.2.4. Dimensiones tanque flash

**Cuadro N°32:** Resultado de diámetro y altura tanque flash RD

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Presión de Trabajo	PT	0.599844	MPa
Presión de Descarga	PD	0.103421	MPa
Volumen Específico de los Condensados a la Presión de Descarga	$V_{ec}$	0.0011	m <sup>3</sup> / Kg
Volumen Específico del Vapor a la Presión de Descarga	$V_{ev}$	0.8857	m <sup>3</sup> / kg
Velocidad de la Mezcla Recomendada	$V_w$	20.0000	m / s
Flujo de Vapor a Transportar	$m_1$	8259.2114	kg / h
Porcentaje Vapor Flash	%F	8.7434	%
Volumen específico del vapor/mezcla de condensado	$V_{ev}$	0.0784	m <sup>3</sup> / kg
Volumen tanque flash	V	0.1799	m <sup>3</sup>
<b>Diámetro del tanque flash</b>	D	<b>0.4572</b>	m
<b>Diámetro del tanque flash</b>	D	<b>18.0000</b>	in
Área de tanque flash	A	0.1642	m <sup>2</sup>
Altura de tanque flash	H	1.10	m
Factor de seguridad		1.20	
<b>Nueva altura tanque flash</b>	H	<b>1.31</b>	m

Fuente: Elaboración propia.

### 5.3.3. Dimensiones de Tanque Flash Secador Rotatubos

#### 5.3.3.1 Diámetro tubería ingreso condensado a tanque flash

**Cuadro N°33:** Resultado del diámetro ingreso condensado a tanque flash RT

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Presión de Trabajo	PT	0.599844	MPa
Presión de Descarga	PD	0.103421	MPa
Volumen Específico de los Condensados a la Presión de Descarga	$V_{ec}$	0.0011	m <sup>3</sup> / kg
Volumen Específico del Vapor a la Presión de Descarga	$V_{ev}$	0.8857	m <sup>3</sup> / kg
Velocidad de la Mezcla Recomendada	$V_w$	15.0000	m / s
Flujo de condensado a transportar	$m_1$	11059.0897	kg / h
Porcentaje Vapor Flash	%F	8.7434	%
Volumen específico del vapor/mezcla de condensado	$V_{evc}$	0.0784	m <sup>3</sup> / kg
Área de la Tubería	A	0.0161	m <sup>2</sup>
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	<b>D</b>	<b>142.9875</b>	<b>mm</b>
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	<b>D</b>	<b>6</b>	<b>in</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

#### 5.3.3.2 Diámetro tubería salida vapor flash

**Cuadro N°34:** Resultado del diámetro salida de vapor flash en tanque flash RT

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Presión de Trabajo	PT	0.103421	MPa
Flujo de Vapor a Transportar	$m_3$	966.94	kg / h
Velocidad de Vapor	$V_w$	25.00	m / s
Volumen Específico del Vapor	$V_{ev}$	0.89	m <sup>3</sup> / kg
Área de la Tubería	A	0.01	m <sup>2</sup>
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	<b>D</b>	<b>110.07</b>	<b>mm</b>
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	<b>D</b>	<b>4</b>	<b>in</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

### 5.3.3.3 Diámetro tubería salida condensado de tanque flash

**Cuadro N°35:** Resultado del diámetro salida de vapor flash en tanque flash RT

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Presión de Trabajo	PT	0.103421	MPa
Presión de Descarga	PD	0.034474	MPa
Volumen Específico de los Condensados a la Presión de Descarga	$V_{ec}$	0.0011	m <sup>3</sup> / kg
Volumen Específico del Vapor a la Presión de Descarga	$V_{ev}$	1.3131	m <sup>3</sup> / kg
Velocidad de la Mezcla Recomendada	$V_w$	15.0000	m / s
Flujo de Condensado a Transportar	$m_2$	10092.1539	kg / h
Porcentaje Vapor Flash	%F	2.4226	%
Volumen específico del vapor/mezcla de condensadoNB	$V_{evc}$	0.0328	m <sup>3</sup> / kg
Área de la Tubería	A	0.0061	m <sup>2</sup>
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	D	<b>88.3943</b>	mm
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	D	<b>3</b>	in

**Fuente:** Elaboración propia.

### 5.3.3.4 Dimensiones tanque flash

**Cuadro N°36:** Resultado de diámetro y altura tanque flash RT

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Presión de Trabajo	PT	0.599844	MPa
Presión de Descarga	PD	0.103421	MPa
Volumen Específico de los Condensados a la Presión de Descarga	$V_{ec}$	0.0011	m <sup>3</sup> / kg
Volumen Específico del Vapor a la Presión de Descarga	$V_{ev}$	0.8857	m <sup>3</sup> / kg
Velocidad de la Mezcla Recomendada	$V_w$	15.0000	m / s
Flujo de Fluido a Transportar	$m_1$	11059.0897	kg / h
Porcentaje Vapor Flash	%F	8.7434	%
Volumen específico del vapor/mezcla de condensado	$V_{ev}$	0.0784	m <sup>3</sup> / kg
Volumen tanque flash	V	0.2409	m <sup>3</sup>
<b>Diámetro del tanque flash</b>	D	<b>0.5080</b>	m
<b>Diámetro del tanque flash</b>	D	<b>20.0000</b>	in
Área de tanque flash	A	<b>0.2027</b>	m <sup>2</sup>
Altura de tanque flash	H	1.19	m
Factor de seguridad		1.20	
<b>Nueva altura tanque flash</b>	H	<b>1.43</b>	m

**Fuente:** Elaboración propia.

### 5.3.4- Dimensiones de Tanque Flash Secador Aire Caliente

#### 5.3.4.1 Diámetro tubería ingreso condensado a tanque flash

**Cuadro N°37:** Resultado del diámetro ingreso condensado a tanque flash SAC

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Presión de Trabajo	PT	0.599844	MPa
Presión de Descarga	PD	0.103421	MPa
Volumen Específico de los Condensados a la Presión de Descarga	$V_{ec}$	0.0011	m <sup>3</sup> / kg
Volumen Específico del Vapor a la Presión de Descarga	$V_{ev}$	0.8857	m <sup>3</sup> / kg
Velocidad de la Mezcla Recomendada	$V_w$	20.0000	m / s
Flujo de Vapor a Transportar	$m_1$	3701.9993	kg / h
Porcentaje Vapor Flash	%F	8.7434	%
Volumen específico del vapor/mezcla de condensado	$V_{evc}$	0.0784	m <sup>3</sup> / kg
Área de la Tubería	A	0.0040	m <sup>2</sup>
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	D	<b>71.6452</b>	mm
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	D	<b>3</b>	in

Fuente: Elaboración propia.

#### 5.3.4.2 Diámetro tubería salida vapor flash

**Cuadro N°38:** Resultado del diámetro salida de vapor flash en tanque flash SAC

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Presión de Trabajo	PT	0.103421	MPa
Flujo de Vapor a Transportar	$m_3$	323.68	kg / h
Velocidad de Vapor	$V_w$	25.00	m / s
Volumen Específico del Vapor	$V_{ev}$	0.89	m <sup>3</sup> / kg
Área de la Tubería	A	0.00	m <sup>2</sup>
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	D	<b>63.68</b>	mm
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	D	<b>3</b>	in

Fuente: Elaboración propia.

### 5.3.4.3 Diámetro tubería salida condensado de tanque flash

**Cuadro N°39:** Resultado del diámetro salida de vapor flash en tanque flash SAC

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Presión de Trabajo	PT	0.103421	MPa
Presión de Descarga	PD	0.020684	MPa
Volumen Específico de los Condensados a la Presión de Descarga	$V_{ec}$	0.0010	m <sup>3</sup> / kg
Volumen Específico del Vapor a la Presión de Descarga	$V_{ev}$	1.4141	m <sup>3</sup> / kg
Velocidad de la Mezcla Recomendada	$V_w$	20.0000	m / s
Flujo de Condensado a Transportar	$m_2$	3378.3203	kg / h
Porcentaje Vapor Flash	%F	2.8507	%
Volumen específico del vapor/mezcla de condensado	$V_{evc}$	0.0413	m <sup>3</sup> / kg
Área de la Tubería	A	0.0019	m <sup>2</sup>
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	D	<b>49.6887</b>	mm
<b>Diámetro interno de la tubería</b>	D	<b>2</b>	in

**Fuente:** Elaboración propia.

### 5.3.4.4 Dimensiones tanque flash

**Cuadro N°40:** Resultado diámetro y altura tanque flash SAC

Parámetros	Símbolo	Cantidad	Unidad
Presión de Trabajo	PT	0.599844	MPa
Presión de Descarga	PD	0.103421	MPa
Volumen Específico de los Condensados a la Presión de Descarga	$V_{ec}$	0.0011	m <sup>3</sup> / kg
Volumen Específico del Vapor a la Presión de Descarga	$V_{ev}$	0.8857	m <sup>3</sup> / kg
Velocidad de la Mezcla Recomendada	$V_w$	20.0000	m / s
Flujo de Vapor a Transportar	$m_1$	3701.9993	kg / h
Porcentaje Vapor Flash	%F	8.7434	%
Volumen específico del vapor/mezcla de condensado	$V_{ev}$	0.0784	m <sup>3</sup> / kg
Volumen tanque flash	V	0.0806	m <sup>3</sup>
<b>Diámetro del tanque flash</b>	D	<b>0.5080</b>	m
<b>Diámetro del tanque flash</b>	D	<b>20.0000</b>	in
Área de tanque flash	A	<b>0.2027</b>	m <sup>2</sup>
Altura de tanque flash	H	0.40	m
Factor de seguridad		1.20	
<b>Nueva altura tanque flash</b>	H	<b>0.48</b>	m

**Fuente:** Elaboración propia.

### 5.3.5- Resumen de Dimensiones de los Tanques Flash

5.3.5.1.- En Milímetros:

**Cuadro N°41:** Resumen Dimensiones de tanques flash en milímetros

Parámetros	Símbolo	Tk Flash Secador Rotadiscos	Tk Flash Secador Rotatubos	Tk Flash Secador Aire Caliente	Unidad
Diámetro ingreso de condensado tanque flash	D	107,0134	142,9875	71,6452	mm
Diámetro salida de revaporizado tanque flash	D	95,1229	110,0716	63,6845	mm
Diámetro salida de condensado tanque flash	D	74,2180	88,3943	49,6887	mm
Diámetro tanque Flash	D	457,2000	508,0000	355,6000	mm
Altura Tanque Flash	H	1314,8470	1426,0706	974,2309	mm

**Fuente:** Elaboración propia.

5.3.5.2.- En Pulgadas:

**Cuadro N°42:** Resumen Dimensiones de tanques flash en pulgadas

Parámetros	Símbolo	Tk Flash Secador Rotadiscos	Tk Flash Secador Rotatubos	Tk Flash Secador Aire Caliente	Unidad
Diámetro ingreso de condensado tanque flash	D	4	6	3	in
Diámetro salida de revaporizado tanque flash	D	4	4	3	in
Diámetro salida de condensado tanque flash	D	3	3	2	in
Diámetro tanque Flash	D	18	20	14	in
Altura Tanque Flash	H	52	56	38	in

**Fuente:** Elaboración propia.

## 5.4. IMPLEMENTACION DEL SISTEMA VAPOR FLASH EN EL AREA DE COCCION

### 5.4.1. Calculo del flujo de calor máximo:

Se determina el valor de flujo de calor máximo, mediante la ecuación N° 40.

**Cuadro N°43:** Resultado de calor máximo generados por la producción vapor flash

Equipos de Secado	m <sub>3</sub> ( kg /h)	h <sub>3</sub> (kJ/kg)	Q <sub>l</sub> (kJ/h)
Secador Rotadiscos	722.1324	2706.7000	1954595.83
Secador Rotatubos	966.9358	2706.7000	2617205.14
Secador Aire Caliente	323.6791	2706.7000	876102.10
<b>Total</b>	<b>2012.7473</b>	<b>2706.7000</b>	<b>5447903.07</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

### 5.4.2. Cálculo del calor Disponible o Ganancia de Calor:

Se determina los BHP ganados con la generación de vapor flash, a través de la ecuación N° 41.

**Cuadro N°44:** Resultado calor disponible generado por vapor flash

Equipos de Secado	m <sub>3</sub> ( kg /h)	h <sub>3</sub> (kJ/kg)	h <sub>2</sub> (kJ/kg)	BHP
Secador Rotadiscos	722.13	2706.70	504.70	45.02
Secador Rotatubos	966.94	2706.70	504.70	60.29
Secador Aire Caliente	323.68	2706.70	504.70	20.18
<b>Total</b>	<b>2012.75</b>	<b>2706.70</b>	<b>504.70</b>	<b>125.49</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

### 5.4.3. Determinación del flujo másico de combustible equivalente

Se determina el equivalente en petróleo del calor disponible o de la ganancia de calor, mediante la ecuación N°42.

**Cuadro N°45:** Resultado Flujo másico combustible equivalente

Equipos de Secado	m <sub>3</sub> ( kg / h)	h <sub>3</sub> (kJ / kg)	h <sub>2</sub> (kJ /kg)	mc (gal / h)
Secador Rotadiscos	722.13	2706.70	504.70	12.55
Secador Rotatubos	966.94	2706.70	504.70	16.81
Secador Aire Caliente	323.68	2706.70	504.70	5.63
Total	2012.75	2706.70	504.70	<b>34.99</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

### 5.4.4 Consumo de vapor en área de cocción, implementando el sistema vapor flash:

- Según cuadro N° 01 para un caldero de 900 BHP genera 12263 kg/h de vapor, en el cuadro N°44 se determinó que los secadores rotadiscos y rotatubos generan conjuntamente un calor máximo de 105,31 BHP, con estos datos calculamos su equivalente en vapor generado por calderos:

$$105,31 \text{ BHP} \times \frac{12263 \text{ kg/h}}{900 \text{ BHP}} = 1434.908 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ de vapor}$$

Asimismo según cuadro N° 15, las cocinas 01 y 02 para la cocción de 68 tn/h de materia prima requieren 12764.99 kg/h de vapor, con esto calculamos el porcentaje de vapor ahorrado cuando se implementa el sistema vapor flash:

$$\frac{1434,908 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ vapor} \times 100\%}{12764,99 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ vapor}} = \mathbf{11.24\%}$$

- Según cuadros N°16 y N°45, implementando el sistema de vapor flash (generados con los condensados salientes de los secadores rotadiscos y rotatubos) se dejaría de consumir 29.36 gal R-500/h en el área de cocción.

**Cuadro N°46:** Ahorro de petróleo R-500 implementado sistema vapor flash

		Sistema Actual	Implementando Sistema Vapor Flash	Ahorro de Combustible
Parámetros	Símbolo	gal/h	gal/h	gal/h
Consumo Petróleo R-500 en cocinadores 01 y 02	Mc	212.5	<b>183.14</b>	29.36

**Fuente:** Elaboración propia.

- Considerando que el precio del petróleo R500 puesto en la Planta Pesquera Centinela Chimbote es de \$3.35/gal. y 1000 horas de trabajo al año, asimismo implementándose el sistema de vapor flash en el área de cocción, se obtendrá el siguiente ahorro económico:

$$AE_{coc.} = 29.36 \frac{\text{gal.}}{\text{h}} \times 3.35 \frac{\text{U\$}}{\text{gal}} \times 1000 \frac{\text{h}}{\text{año}} = 98356.0 \frac{\text{U\$}}{\text{año}}$$

## 5.5. ELABORACION DE INDICADORES

Se elaborara los indicadores tanto para el sistema actual como para el sistema proyectado con vapor flash.

### 5.5.1. ELABORACION DE INDICADORES PARA EL SISTEMA ACTUAL DE COCCION DE PESCADO

#### 5.5.1.1. Indicador Energético del Proceso de Cocción ( $IE_1$ )

De acuerdo al cuadro N° 16, se determinó que se consume en las cocinas 01 y 02, un total de 212.50 gal/h de Petróleo R-500, para producir 15.11 t de harina/h

$$IE_1 = 14.064 \frac{\text{gal de Petroleo R500}}{\text{t de harina}}$$

#### 5.5.1.2. Indicador Económico del Proceso de Cocción ( $IE_{C1}$ )

Teniendo en cuenta que el precio del petróleo R500 es de 3.35 U\$/gal, puesta en planta pesquera Chimbote y con los datos anteriores se tiene:

$$IE_{C1} = 47.114 \frac{\text{U\$ de consumo de R500}}{\text{t de harina}}$$

#### 5.5.1.3. Indicadores Comerciales ( $ICO$ )

Según datos de ventas se tiene que la tonelada de Harina Prime se vende a U\$1800.00, y según ítem 5.5.1.1 (sistema actual) el consumo total en el área de cocción es de 14.064 gal de petróleo R-500/t de harina, con estos datos se tiene:

$$ICO = 127.986 \frac{\text{U\$ por venta de 01 t de harina}}{\text{gal de petroleo R500}}$$

## 5.5.2.- ELABORACION DE INDICADORES PARA EL SISTEMA PROYECTADO CON VAPOR FLASH

### 5.5.2.1. Indicador Energético del Proceso de Cocción ( $IE_1$ )

De acuerdo al cuadro N°46, se determinó que utilizando el sistema vapor flash de los Secadores Rotadiscos y Rotatubos en las chaquetas de las cocina 01 y cocina 02, el nuevo consumo de combustible en los cocinadores es 183.14 gal/h de petróleo R-500, para una producción de 15.11 t de harina/h.

$$IT_1 = 12.12 \frac{\text{gal de petroleo R500}}{\text{t de Harina}}$$

### 5.5.2.2. Indicador de generación de vapor flash ( $IT_2$ )

De acuerdo al cuadro N°28 el vapor flash generado por los condensados salientes de los secadores rotadiscos y rotatubos es de 1.689.t vapor flash/h; y para una producción de 15.11 t de harina/h se tiene:

$$IT_2 = 0.1118 \frac{\text{t de vapor flash}}{\text{t de Harina}}$$

### 5.5.2.3. Indicador Económico de Proceso de Cocción ( $IE_{C1}$ )

Teniendo en cuenta que el precio del petróleo R500 es de 3.35 U\$/gal, puesta en planta pesquera Chimbote y con los datos anteriores se tiene:

$$IE_{C1} = 40.602 \frac{\text{U\$ de consumo de R500}}{\text{t de harina}}$$

#### 5.5.2.4. Indicadores Comerciales (ICO)

Según datos de ventas se tiene que la Ton de Harina Prime se vende a U\$1800.00, y según ítem 5.5.2.1 (implementando el sistema vapor flash) el consumo total en el área de cocción es de 12.12 gal de petróleo R-500/t de harina, con estos datos se tiene:

$$ICO = 148.515 \frac{\text{U\$ por venta de 01 t de harina}}{\text{gal de petroleo R500}}$$

#### 5.5.2.5. Resumen de indicadores técnicos-económicos

**Cuadro N°47:** Resumen indicadores técnicos – económicos

Indicador	Unidad	Sistema Actual	Sistema Vapor Flash	Variación	Diferencia Porcentual
IT1	gal de petróleo R-500/t harina	14.064	12.120	-1.944	-13.823
IT2	t vapor flash producida/t harina	0.000	1.112	1.112	-
IEC	U\$ de consumo R-500/t harina	47.114	40.602	-6.512	-13.822
ICO	U\$ por venta 01 t harina/gal. de petróleo R-500	127.986	148.515	20.529	16.040

**Fuente:** Elaboración propia.

## 5.6.- ANALISIS ECONOMICO

De los datos obtenidos en el presupuesto para fabricación y montaje de tanques flash (Anexo 5), se tiene:

**Cuadro N°48: Costo Directo**

<b>COSTO DIRECTO</b>	
Implementación de Tanque de vapor flash	\$29.871,00
<b>Total</b>	<b>\$29.871,00</b>

Fuente: Elaboración propia

**Cuadro N°49: Costo de Operación y Mantenimiento**

<b>COSTO DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO</b>	
Mano de obra directa	\$500,00
Mantenimiento	\$1.500,00
<b>Total</b>	<b>\$2.000,00</b>

Fuente: Elaboración propia

Aplicando las ecuaciones N°55 al N°59 presentadas en el capítulo III, y utilizando una tasa de interés del 12 %, se obtiene los siguientes resultados:

**Cuadro N°50: Flujo de Caja Neto**

Año	Inversión (\$/año)	Ahorro (\$/año)	Costo de Op. Y Mantto (\$/año)	Flujo de caja Neto (\$/año)
0	\$29.871,00			-\$29.871,00
1		\$98.356,00	\$2.000,00	\$96.356,00
2		\$98.356,00	\$2.000,00	\$96.356,00
3		\$98.356,00	\$2.000,00	\$96.356,00
4		\$98.356,00	\$2.000,00	\$96.356,00
5		\$98.356,00	\$2.000,00	\$96.356,00
6		\$98.356,00	\$2.000,00	\$96.356,00
7		\$98.356,00	\$2.000,00	\$96.356,00
8		\$98.356,00	\$2.000,00	\$96.356,00
9		\$98.356,00	\$2.000,00	\$96.356,00
10		\$98.356,00	\$2.000,00	\$96.356,00

Fuente: Elaboración propia

**Cuadro N°51: Indicadores de Análisis Económico**

TIR	323%
N PERIODOS	0,31 Años (4 meses)
VAN	\$514.561,89
RENTABILIDAD	313%

Fuente: Elaboración propia

**CAPITULO VI:**

**DISCUSIONES**

## **6.1. REFERENTE AL VAPOR CONSUMIDO POR EQUIPOS DE COCCIÓN Y SECADO**

- El consumo de vapor en las cocinas 01 y 02 es de 12 765.99 Kg vapor/h, siendo su flujo másico de combustible equivalente 212.50 gal R-500/h.
- Según el cuadro N<sup>o</sup>24 los equipos de secado consumen una gran cantidad de vapor equivalente a 23 020.30 kg. Vapor/h, representando el secador rotatubos un 48%, los secadores rotadiscos un 36% y el secador aire caliente un 16%.

## **6.2. REFERENTE AL VAPOR FLASH GENERADO POR LOS CONDENSADOS SALIENTES DE CADA EQUIPO DE SECADO**

- Según cuadro N<sup>o</sup> 28 el condensado saliente del secador rotatubos genera 966,94 kg/h de vapor flash y los condensados salientes de los 02 secadores rotadiscos generan 722.13 kg/h de vapor flash, haciendo ambos equipos un total de 1689.07 kg/h de vapor flash equivalente al 84 % de total de vapor flash generado. Estos se utilizaran en las chaquetas de la cocina 01 y 02 para la cocción del pescado
- Según cuadro N<sup>o</sup> 28 el condensado saliente del secador aire caliente genera 323.68 kg/h de vapor flash representado solo el 16% del total de vapor flash generado, esto se aprovechara para elevar la temperatura del agua blanda de alimentación a los calderos.

## **6.3. REFERENTE AL DIMENSIONAMIENTO DE LOS TANQUES FLASH**

- Se determinaron las dimensiones principales de los tanques flash: diámetro ingreso de condensado tanque flash, diámetro salida de revaporizado tanque

flash, diámetro salida de condensado tanque flash, diámetro tanque flash y altura tanque flash, siendo el tanque flash del secador rotatubos el de mayores dimensión con 20 in diámetro x 56 in de altura.

- El tanque flash del secador aire caliente ya se encuentra instalado y es aprovechado para elevar la temperatura del agua blanda de alimentación a los calderos

#### **6.4 REFERENTE A LA IMPLEMENTACION DEL SISTEMA VAPOR FLASH**

- Según cuadro N°45 el flujo de másico de combustible equivalente por la generación de vapor flash, es de 12.55 gal /h petróleo R-500 para el secador rotatubos, 16.81 gal/h petróleo R-500 para el secador rotadiscos y 5.63 gal /h petróleo R-500 para el secador aire caliente; haciendo un total de 35 gal/h petróleo R-500.
- Según cuadro N°46 implementando un sistema de vapor flash (vapor flash generado por los condensados salientes de los equipos rotadiscos y rotatubos) en las cocinas 01 y 02, se ahorraría 29.36 gal /h de consumo de petróleo R-500, esto representa un ahorro económico de 98356.0 U\$/año.

#### **6.5. REFERENTE A LA ELABORACIÓN DE INDICADORES ENERGETICOS**

En función del cuadro N° 47, se tiene:

- En el indicador térmico de proceso productivo a nivel de planta IT1, el sistema propuesto tiene un menor valor esto debido a que se incrementa la producción de harina sin aumentar el consumo de petróleo ya que el sistema propuesto se

genera vapor flash a través de los condensados calientes, esto representa un ahorro de 1.944 gal petróleo R-500/t harina.

- En el indicador económico IEC, relacionado a la facturación por consumo de petróleo R500 a nivel de todo el proceso productivo, en el sistema propuesto se gasta \$ 6.512 menos que el sistema actual por tonelada de harina producida, lo que representa una disminución de 13.822%.
- En el indicador comercial ICO, relacionado a la facturación por venta de harina, el sistema propuesto se incrementa la ganancia en \$ 20,529 más que el sistema actual por tonelada de harina producida, lo que representa un aumento de 16.040%.

## **6.6. REFERENTE AL ANÁLISIS ECONÓMICO**

En función de los cuadros N°48 al 51, se tiene lo siguiente:

- Los costos de inversión están conformados por costos directos y costos indirectos los cuales ascienden a \$29871.00 en el primer año, los costos por operación y mantenimiento estimados ascienden 2000.00 \$/año, y el ahorro económico en el consumo de combustible es de 98356.0 \$/año.
- Se determinó el Valor Actual Neto teniendo las consideraciones de un horizonte de 10 años y una tasa de interés del 12%, encontrándose que el VAN es de \$514561.89, con lo cual la implementación del sistema propuesto es factible de realizar, ya que el VAN > 0.
- El resultado obtenido del TIR es igual a 323%, cifra superior a la tasa de interés el cual es del 12%, con el cual es factible realizar el proyecto propuesto.

- Un indicador financiero importante es el número de periodos de recuperación (Nper), el cual indica que la recuperación del capital invertido se realiza con los ahorros o flujo de caja positivo, el Nper calculado es de 0.31 años o lo que es lo mismo la inversión se recupera en un plazo de 4(cuatro) meses, que es menor que la vida útil proyectada (10 años), por lo que es rentable realizar la inversión.

#### **6.7. REFERENTE A LOS ANTECEDENTES**

- Los condensados salientes de los equipos se aprovechan para generar vapor flash y aplicarlo en el proceso de cocción, inicialmente estos condensados solo iban directamente al desareador, implementando el sistema vapor flash se le dio un uso significativo que tiene como consecuencia la reducción de consumo de vapor en el área de cocción, luego de esto los condensados van al desareador para luego ingresar a los calderos.

## **CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

## CONCLUSIONES

- Al realizar un balance de materia y energía en el área de cocción, se determinó que se requiere 12764.99 kg/h de vapor para la cocción de 68 t/h de materia prima.
- Al realizar un balance de materia y energía en el área de secado, se determinó que se requiere: 8259.21 kg/h vapor en los secadores rotadiscos, 11059,09 kg/h vapor en el secador rotatubos y 3702.00 kg/h vapor en el secador de aire caliente., todo esto para una producción de 15.11 t/h de harina de pescado.
- Aprovechando los condensados salientes de los equipos de secado se produce un total de 2012.75 kg/h vapor flash, donde los secadores rotadiscos aportan con 722.13 kg/h vapor flash, el secador rotatubos 966.94 kg/h vapor flash, el secador de aire caliente 323.68 kg/h vapor flash.
- Para aprovechar el vapor flash generado en el proceso de cocción, se determinó las dimensiones principales para la fabricación de los tanques flash , siendo las siguientes:
  - Tanque flash de secadores rotadiscos: Diámetro de tanque flash=18 in, diámetro ingreso condensado a tanque flash=4 in, diámetro salida del revaporizado de tanque flash=4 in, diámetro salida de condensado de tanque flash=3 in.
  - Tanque flash de secador rotatubos: Diámetro de tanque flash=20 in, diámetro ingreso condensado a tanque flash=6 in, diámetro salida

del revaporizado de tanque flash=4 in, diámetro salida de condensado de tanque flash=3 in.

- Tanque flash de secador aire caliente: Diámetro de tanque flash=14 in, diámetro ingreso condensado a tanque flash=3 in, diámetro salida del revaporizado de tanque flash=3 in, diámetro salida de condensado de tanque flash=2 in.
- A través de la implementación del sistema vapor flash para la cocción de la materia prima se reduce el consumo de vapor en un 11.24% en el área de cocción, permitiendo esto un ahorro de combustible de 29.36 gal/h de petróleo R-500 equivalente a un ahorro económico de 98356.0 U\$/año.
- Implementando el sistema de vapor flash en el proceso de cocción de pescado se mejora los indicadores energéticos desde el punto de vista técnico, económico y comercial, esto queda demostrado con los resultados obtenidos.
- Al realizar el análisis económico el VAN reporta un valor de \$514561.89, TIR es de 323.0%, el número de periodo de repago (NPER) de 0.31 años. Estos valores permiten concluir que es factible económicamente realizar la implementación del sistema propuesto.

## RECOMENDACIONES

- Para reducir los costos de implementación del sistema vapor flash, la fabricación de los tanques flash se debe realizar con material de segundo uso, coordinar con los diferentes almacenes de la empresa para ver la disponibilidad de suministros y materiales para su fabricación. Asimismo los accesorios (trampas de vapor, válvulas, filtros, visores, manómetros y otros) se pueden recuperar de otros equipos, solo se debe verificar que se encuentre en buen estado y en caso requiera se debe dar mantenimiento.
- La cocción del pescado se debe realizar con vapor vivo y vapor flash. . Al inicio de producción se debe trabajar con vapor vivo hasta que los equipos de secado entren en operación y alimenten a los tanques flash.
- La cocción del pescado con vapor flash se debe realizar suministrando este vapor a las tres últimas chaquetas de las cocinas, es decir en la salida del pescado cocinado; asimismo se debe suministrar vapor vivo al eje y las cinco primeras chaquetas de las cocinas, esto para asegurar la coagulación de proteína del pescado y la eliminación de la carga bacteriana.
- En caso de que el sistema de vapor flash presente problemas, se debe alimentar las cocinas solo con vapor vivo, para esto se debe colocar un bypass en la última etapa de cocción.
- Se recomienda aislar las tuberías de condensado que alimentan a los tanques flash, y las tuberías de vapor flash que van alimentar las cocinas.

- Al inicio de la cocción de pescado, se debe revisar todo el sistema de purgas de las cocinas para verificar que estén operando con normalidad y así evacuen los condensados salientes de las cocinas.
- Se debe delegar las funciones de operatividad del sistema vapor flash, al operador de las cocinas, implementándose un procedimiento de operatividad y registro.
- Incluir dentro del programa de mantenimiento preventivo, todas las actividades que aseguren la operatividad del sistema vapor, esto abarca revisión y mantenimiento de aislamiento de tuberías, válvulas de vapor y condensado, trampas de vapor, filtros, visores, manómetros, válvulas de seguridad y pintado de tanques.

## REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- ❖ El Ahorro Energético-Estudios de Viabilidad Económica por Mario Aguer “et at”, Madrid, Díaz de Santos S.A., 2004. 136 p.
- ❖ GAFFERT, G.A. Centrales de Vapor. Barcelona, Editorial Reverte, 1981. 612 p.
- ❖ MATAIX, Claudio. Mecánica de Fluidos y Maquinas Hidráulicas. 2da ed. Madrid, Ediciones del Castillo S.A., 1986. 691 p.
- ❖ MORAN, Michael J. y SHAPIRO, Howard N. Fundamentos de Termodinámica Técnica. 2da ed. Barcelona, Editorial Reverte S.A., 2004. 888p.
- ❖ TAYLOR, George. Ingeniería Económica. 2da ed. México, Editorial Limusa., 1999.
- ❖ TREYBAL, Robert E. Operaciones de Transferencia de Masa. 2da ed. México, Ediciones McGraw Hill., 2004. 865 p.
- ❖ LEON Tello, D.H. Ahorro energético con la producción de vapor flash a través de los condensados recuperados de proceso en la empresa Pesquera Copeinca-Huarmey (Tesis de Pregrado). Universidad Nacional del Santa, E.A.P. ingeniería en Energía, 2009. 136 p.
- ❖ NUÑUVERO Izquierdo, A.I. & DIAZ Valladares E.D. Evaluación del cambio tecnológico de los secadores directos por secadores a vapor con aprovechamiento de vahos en una planta evaporadora de película descendente

(Tesis de Pregrado). Universidad Nacional del Santa, E.A.P. ingeniería en Energía, 2011. 137 p.

- ❖ CARBAJAL Ríos, H.G. Diagnostico energético en la empresa Pesquera Cantabria S.A. para la mejora de sus indicadores energéticos (Tesis de Pregrado). Universidad Nacional del Santa, E.A.P. ingeniería en Energía, 2013. 119 p.
- ❖ Ente Regional de la Energía de Castilla y León. Manual técnico diseño y cálculos de redes de vapor, Castilla y Leon, Edit. Castilla y Leon, 2010.124 p.
- ❖ SPIRAX SARCO S.A. Distribución del vapor [en línea]  
<<https://es.scribd.com/doc/312177409/gcm-03-pdf>> [consulta: 12 junio del 2015]
- ❖ SPIRAX SARCO S.A. Distribución del vapor [en línea]  
<<https://es.scribd.com/doc/312177409/gcm-03-pdf>> [consulta: 12 junio del 2015]

## **ANEXOS**

**ANEXO 01: TABLA PROPIEDADES DEL AGUA SATURADA**

**Propiedades del agua saturada (líquido-vapor): Tabla de presiones**

Presión bar	Temp. °C	Volumen específico m <sup>3</sup> / kg		Energía interna kJ / kg		Entalpía kJ / kg			Entropía kJ / kg , K	
		Líquido sat.	Vapor sat.	Líquido sat.	Vapor sat.	Líquido sat.	Vapor vaporiz.	Vapor sat.	Líquido sat.	Vapor 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
20,0	212,4	1,1767	0,09963	906,44	2600,3	908,79	1890,7	2799,5	2,4474	6,3409
25,0	224,0	1,1973	0,07998	959,11	2603,1	962,11	1841,0	2803,1	2,5547	6,2575
30,0	233,9	1,2165	0,06668	1004,8	2604,1	1008,4	1795,7	2804,2	2,6457	6,1869
35,0	242,6	1,2347	0,05707	1045,4	2603,7	1049,8	1753,7	2803,4	2,7253	6,1253
40,0	250,4	1,2522	0,04978	1082,3	2602,3	1087,3	1714,1	2801,4	2,7964	6,0701
45,0	257,5	1,2692	0,04406	1116,2	2600,1	1121,9	1676,4	2798,3	2,8610	6,0199
50,0	264,0	1,2859	0,03944	1147,8	2597,1	1154,2	1640,1	2794,3	2,9202	5,9734
60,0	275,6	1,3187	0,03244	1205,4	2589,7	1213,4	1571,0	2784,3	3,0267	5,8892
70,0	285,9	1,3513	0,02737	1257,6	2580,5	1267,0	1505,1	2772,1	3,1211	5,8133
80,0	295,1	1,3842	0,02352	1305,6	2569,8	1316,6	1441,3	2758,0	3,2068	5,7432
90,0	303,4	1,4178	0,02048	1350,5	2557,8	1363,3	1378,9	2742,1	3,2858	5,6772
100	311,1	1,4524	0,01803	1393,0	2544,4	1407,6	1317,1	2724,7	3,3596	5,6141
110	318,2	1,4886	0,01599	1433,7	2529,8	1450,1	1255,5	2705,6	3,4295	5,5527
120	324,8	1,5267	0,01426	1473,0	2513,7	1491,3	1193,6	2684,9	3,4962	5,4924
130	330,9	1,5671	0,01278	1511,1	2496,1	1531,5	1130,7	2662,2	3,5606	5,4323
140	336,8	1,6107	0,01149	1548,6	2476,8	1571,1	1066,5	2637,6	3,6232	5,3717
150	342,2	1,6581	0,01034	1585,6	2455,5	1610,5	1000,0	2610,5	3,6848	5,3098
160	347,4	1,7107	0,009306	1622,7	2431,7	1650,1	930,6	2580,6	3,7461	5,2455
170	352,4	1,7702	0,008364	1660,2	2405,0	1690,3	856,9	2547,2	3,8079	5,1777
180	357,1	1,8397	0,007489	1698,9	2374,3	1732,0	777,1	2509,1	3,8715	5,1044
190	361,5	1,9243	0,006657	1739,9	2338,1	1776,5	688,0	2464,5	3,9388	5,0228
200	365,8	2,036	0,005834	1785,6	2293,0	1826,3	583,4	2409,7	4,0139	4,9269
220,9	374,1	3,155	0,003155	2029,6	2029,6	2099,3		2099,3	4,4298	4,4298

## **ANEXO 02: TABLA DE CONVERSION DE UNIDADES**

<b>TEMPERATURA</b>	<b>°K</b>	<b>°C</b>	<b>°F</b>	
x K	x	$x - 273$	$9/5 (x - 273) + 32$	
x °C	$x + 273$	x	$9/5x + 32$	
x °F	$5/9 (x - 32) + 273$	$5/9 (x - 32)$	x	
<b>ENERGÍA</b>	<b>kJ</b>	<b>kWh</b>	<b>kcal</b>	<b>BTU</b>
1 kJ	1	0,000278	0,239	0,947817
1 kWh	3.600	1	860	3.414
1 kcal	4,187	0,001163	1	3,968
1 BTU	1,055	0,000293	0,252	1
<b>CAPACIDAD CALORÍFICA</b>	<b>kJ/kg</b>	<b>kcal/kg</b>	<b>BTU/lb</b>	
1 kJ/kg	1	0,2389	0,429923	
1 kcal/kg	4,186	1	1,7998	
1 BTU/lb	2,3256	0,5556	1	
<b>CALOR ESPECÍFICO</b>	<b>kJ/kg K</b>	<b>kcal/kg °C</b>	<b>BTU/lb °F</b>	
1 kJ/kg K	1	0,238846	0,238846	
1 kcal/kg °C	4,1868	1	1	
1 BTU/lb °F	4,1868	1	1	
<b>CONDUCTIVIDAD TÉRMICA</b>	<b>W/m K</b>	<b>kcal/hm °C</b>	<b>BTU in/ft²h °F</b>	<b>BTU/ft²h °F</b>
1 W/m K	1	0,860	6,9335	0,577789
1 kcal/hm °C	1,163	1	8,0645	0,67185
1 BTUin/ft²h °F	0,14423	0,124	1	0,83333
1 BTU/ft²h °F	1,73073	1,48843	12	1
<b>CONDUCTANCIA TÉRMICA</b>	<b>W/m² K</b>	<b>kcal/hm² °C</b>	<b>BTU/in²h °F</b>	<b>BTU/ft²h °F</b>
1 W/m² K	1	0,860	0,0012217	0,176110
1 kcal/hm² °C	1,163	1	0,001421	0,20483
1 BTU/in²h °F	818,53	703,73	1	144,15
1 BTU/ft²h °F	5,67826	4,882	0,006937	1
<b>VISCOSIDAD DINÁMICA</b>	<b>Pa · s</b>	<b>cP</b>		
1 Pa · s	1	10 <sup>1</sup>		
1 cP	10 <sup>-1</sup>	1		
<b>VISCOSIDAD CINEMÁTICA</b>	<b>m²/s</b>	<b>cSt</b>		
1 m²/s	1	10 <sup>6</sup>		
1 cSt	10 <sup>-6</sup>	1		

K = Kelvin

°C = centígrado

kJ = kilojulios

kWh = kilovatios hora

kcal = kilocalorías

BTU = unidad térmica británica

cP = centipoise

cSt = centistoke

°F = fahrenheit

**ANEXO 03: FORMATO REPORTE DIARIO DE PRODUCCION**



**ANEXO 04: FORMATO CONTROL DE PROCESO – AREA DE SECADO**

PLANTA CHIMBOTE		CONTROL DE PROCESO									
NOCHE											
DESCRIPCION	Rango óptimo	HORA								Prom	
Alimentación	N° Poza										
	TDC										
	TBVN Materia Prima										
Cocina 1	L Cocción (T °C)										
	PV eje (PSI)										
	Velocidad (RPM)										
Cocina 2	L Cocción (T °C)										
	Pv eje (PSI)										
	Velocidad (RPM)										
Prensa 1	Velocidad (RPM)										
	Amperaje (A)										
	Humedad de torta (%)										
Prensa 2	Velocidad (RPM)										
	Amperaje (A)										
	Humedad de torta (%)										
Separadora	Humedad (%)										
Adición de Conc.	Cantidad de Concentrado (m3)										
	TBVN										
	Sólidos (%)										
Planta Evaporadora	Entrada vahos T°C										
	Salida vahos T°C										
Torta Integral	Humedad (%)										
Secado N° I - A (Rotadisk)	Salida del Scrap (T°C)										
	Presión (PSI)										
	Humedad Scrap (%)										
Secado N° I - B (Rotadisk)	Salida del Scrap (T°C)										
	Presión (PSI)										
	Humedad Scrap (%)										
Secado N° II (Rotatubo)	Salida del Scrap (T°C)										
	Presión (PSI)										
	Humedad Scrap (%)										
Secado N° III (Aire Caliente)	Salida del Scrap (T°C)										
	Presión (PSI)										
	Humedad Scrap (%)										
Ensaque	Harina (T°C)										
	Humedad de Harina (%)										
	TBVN Harina										
	Peso prom/Saco de Dosificación A/O (ppm)										
	N° Sacos										
N° Ruma											
Calidad											
Observaciones :											
Analistas de Aseg. de Calidad				Jefe de Turno de Aseg. Calidad				Jefe de Aseg. de Calidad			

**ANEXO 05: PRESUPUESTO PARA FABRICACION Y MONTAJE DE TANQUES  
FLASH**

<b>Descripción</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Unidad</b>	<b>Monto Unit (\$)</b>	<b>Monto Total (\$)</b>
Fabricación de tanques flash	2	Und	\$800,00	\$1.600,00
Mano de obra por Reubicación de tanques flash, modificación de líneas de alimentación de revaporizado y retorno de condensado	1	Und	\$6.000,00	\$6.000,00
Materiales para la reubicación de tanques flash	1	Glb	\$11.859,00	\$11.859,00
Suministro e instalación de aislamiento y recubrimiento a tanque flash, tuberías y accesorios	1	Glb	\$10.412,00	\$10.412,00
				<b>\$29.871,00</b>

:

**ANEXO 06: LISTA DE MATERIALES PARA LA REUBICACIÓN DE TANQUES  
FLASH**

CANT.	UND.	MATERIAL / TRABAJO	PRECIO UNIT.(\$)	PRECIO TOTAL(\$)
24.0	Metro	TUBO SCH40 4"-	\$ 16.76	\$ 402.17
14.0	Unidad	BRIDA 150LB SLIP ON 4"-	\$ 13.87	\$ 194.14
68.0	Unidad	TUERCA HEXAG 3/4" UNC G2-	\$ 0.16	\$ 10.80
56.0	Unidad	ANILLO PLANO 3/4"-	\$ 0.10	\$ 5.43
6.0	Metro	TUBO SCH40 6"-	\$ 29.50	\$ 177.00
4.0	Unidad	CODO SCH40 6" X 90º-	\$ 26.30	\$ 105.19
7.0	Unidad	FORMADOR EMPAQUETADURA PERMATEX Nº 2-	\$ 2.29	\$ 16.03
26.0	Rollo	CINTA TEFLON-	\$ 0.32	\$ 8.34
6.0	Unidad	BRIDA 150LB SLIP ON 6" -	\$ 25.02	\$ 150.12
2.0	Unidad	NIPLE SCH40 6" X 8"-	\$ 24.36	\$ 48.72
8.0	Unidad	PERNO HEXAG 3/4" X 3 1/2" UNC G2-	\$ 0.63	\$ 5.06
17.0	Kg	SOLDADURA 290 GRICON 6011 1/8"-	\$ 2.62	\$ 44.47
6.0	Metro	ANGULO ASTM A-36 1/4" X 2" -	\$ 3.94	\$ 23.64
22.0	Unidad	CODO SCH40 2" X 90º-	\$ 1.30	\$ 28.56
30.0	Metro	TUBO SCH40 2" -	\$ 5.67	\$ 170.04
15.0	Unidad	CODO SCH40 3" X 90º -	\$ 4.01	\$ 60.17
54.0	Metro	TUBO SCH40 3" -	\$ 11.38	\$ 614.64
122.0	Unidad	PERNO HEXAG 5/8" X 2 1/2" UNC G2-	\$ 0.38	\$ 46.59
164.0	Unidad	TUERCA HEXAG 5/8" UNC G2-	\$ 0.10	\$ 16.75
11.0	Unidad	TUBO SIFON 1/4"-	\$ 6.64	\$ 73.00
1.0	Unidad	FILTRO Y 2 1/2" NPT-	\$ 99.00	\$ 99.00
1.0	Unidad	VISOR DOBLE MIRILLA CONDENSADO 2 1/2" NPT 150 PSI-	\$ 329.00	\$ 329.00
6.0	Unidad	VALVULA BOLA C304 1/4"-	\$ 9.45	\$ 56.67
4.0	Unidad	Union Simple Roscada SCH - 40 1/4"-	\$ 0.43	\$ 1.73
2.0	Unidad	VALVULA BOLA C304 4"-	\$ 169.83	\$ 339.66
4.0	Unidad	NIPLE SCH40 4" X 4"-	\$ 3.99	\$ 15.96
7.0	Unidad	CODO SCH40 4" X 90º -	\$ 6.11	\$ 42.77
31.0	Unidad	BRIDA 150LB SLIP ON 2" -	\$ 6.98	\$ 216.43
73.0	Unidad	ANILLO PLANO 5/8" -	\$ 0.07	\$ 4.83
10.0	M3	OXIGENO INDUSTRIAL-	\$ 1.54	\$ 15.36
10.0	Unidad	CODO SCH40 1" X 90º -	\$ 1.24	\$ 6.33
21.0	Unidad	NIPLE SCH40 1" X 4"-	\$ 0.93	\$ 19.45
8.0	Unidad	VALVULA BOLA C304 1"-	\$ 7.40	\$ 59.18
3.0	Unidad	TEE SCH40 1"-	\$ 1.43	\$ 4.30
6.0	Metro	VIGA U 1/4" X 4" X 2"-	\$ 8.93	\$ 53.57
40.0	Unidad	PERNO HEXAG 1/2" X 2" UNC G2-	\$ 0.20	\$ 7.83
56.0	Unidad	TUERCA HEXAG 1/2" UNC G2-	\$ 0.05	\$ 2.88
64.0	Unidad	ANILLO PLANO 1/2"-	\$ 0.04	\$ 2.27
4.0	Pieza	PERNO 3/4" X 2 1/2".-	\$ 0.50	\$ 2.00

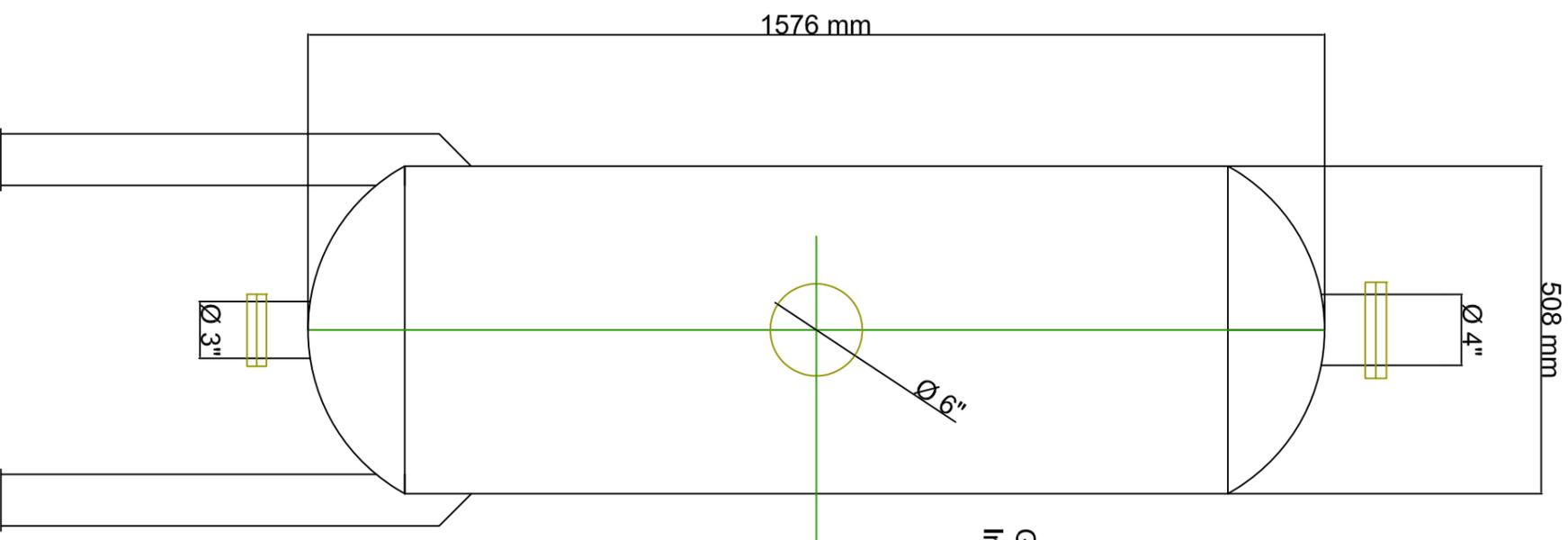
16.0	Unidad	ANILLO PRESION 3/4"-	\$ 0.06	\$ 1.01
6.0	Unidad	CODO SCH40 1 1/2" X 90º-	\$ 2.20	\$ 13.20
5.0	Unidad	NIPLE SCH40 1 1/2" X 6"-	\$ 3.00	\$ 14.98
4.0	Unidad	VALVULA BOLA C304 1 1/2" 250 PSI-	\$ 52.18	\$ 208.74
3.0	Unidad	BRIDA 150LB SLIP ON 3" -	\$ 15.47	\$ 46.42
1.0	Unidad	CAPS SCH40 16"-	\$ 64.96	\$ 64.96
30.0	Unidad	PERNO HEXAG 5/8" X 3" UNC G2-	\$ 0.44	\$ 13.16
1.0	Unidad	NIPLE SCH40 3" X 6"-	\$ 8.96	\$ 8.96
1.0	Unidad	VALVULA CHECK SWING 3" 147XU 150 LB BRIDADA-	\$ 171.76	\$ 171.76
5.0	Unidad	BRIDA 150LB SLIP ON 2 1/2"-	\$ 11.02	\$ 55.09
2.0	Unidad	NIPLE SCH40 2 1/2" X 6"-	\$ 6.96	\$ 13.92
1.50	Kg	EMPAQUETADURA ASBESTO ROJO 1/8"-	\$ 5.77	\$ 8.65
2.0	Unidad	UNION SIMPLE 1/2"-	\$ 1.11	\$ 2.23
3.0	Unidad	CODO SCH40 2 1/2" X 90º -	\$ 4.73	\$ 14.20
1.0	Unidad	TRAMPA FLOTADOR FTE-14-4.5 2" NPT 65 PSI-	\$ 1,493.18	\$ 1,493.18
2.0	Unidad	FILTRO Y 2" NPT-	\$ 58.05	\$ 116.10
3.0	UNI.	VALVULA BOLA 2" 150 LB-	\$ 85.16	\$ 255.48
1.0	Unidad	VALVULA CHECK DISCO 2"-	\$ 214.28	\$ 214.28
2.0	Unidad	VISOR DOBLE MIRILLA CONDENSADO 2 " NPT 150 PSI-	\$ 295.14	\$ 590.28
3.0	Unidad	VALVULA BOLA 1" 150 LB-	\$ 13.65	\$ 40.94
10.0	Unidad	NIPLE SCH40 2" X 6"-	\$ 2.47	\$ 24.72
1.0	Unidad	TEE SCH40 2" -	\$ 2.27	\$ 2.27
3.0	Pieza	Union Simple Fierro Negro 3/4"-	\$ 1.31	\$ 3.94
3.0	Unidad	VALVULA BOLA 1/4" NPT-	\$ 2.47	\$ 7.40
3.0	Unidad	Union Simple SCH-40 Roscado 1"-	\$ 1.81	\$ 5.42
3.0	Unidad	UNION SIMPLE GALV 1/4"-	\$ 0.36	\$ 1.08
2.0	Unidad	DISCO CORTE 1/8" X 7/8" X 7"-	\$ 2.39	\$ 4.77
5.0	Metro	TUBO FLEXIBLE F/G FORRO PVC 1" -	\$ 3.34	\$ 16.71
1.0	Unidad	INTERRUPTOR CODILLO ON-OFF ON 06 PINES-	\$ 2.22	\$ 2.22
100.0	Metro	CABLE VULCANIZADO 3 X 16 AWG-	\$ 0.81	\$ 80.80
5.0	Metro	TUBO FLEXIBLE CONDUIT GALV FORRO PVC 1/2"-	\$ 1.37	\$ 6.85
2.0	Unidad	CURVA PVC 1"-	\$ 0.63	\$ 1.27
12.0	Metro	TUBO PVC 1"-	\$ 0.56	\$ 6.76
6.0	Metro	TUBO PVC 1/2"-	\$ 0.35	\$ 2.08
4.0	Unidad	TAPON MACHO 1/2" NPT-	\$ 0.82	\$ 3.26
4.0	Unidad	ELIMINADOR AIRE TERMOSTATICO N125 X 3/4" NPT 125 PSI-	\$ 139.00	\$ 556.00
100.0	Metro	CABLE VULCANIZADO 3 X 10 AWG-	\$ 3.20	\$ 320.25
24.0	Unidad	PERNO HEXAG GALV 1/4" X 1" UNC G2-	\$ 0.02	\$ 0.59
24.0	Unidad	TUERCA HEXAG 1/4" UNC G2-	\$ 0.01	\$ 0.27
48.0	Unidad	ANILLO PLANO 1/4"-	\$ 0.01	\$ 0.54

13.0	Unidad	ABRAZADERA 1/2" X 2 OREJA-	\$ 0.15	\$ 0.45
6.0	Unidad	UNION MIXTA PVC 1"-	\$ 0.66	\$ 3.97
6.0	Unidad	UNION MIXTA PVC 1/2"-	\$ 0.59	\$ 3.53
10.0	Unidad	ABRAZADERA 1" X 2 OREJA-	\$ 0.26	\$ 2.61
4.0	Unidad	CURVA PVC 1/2"-	\$ 0.48	\$ 1.93
3.0	Unidad	CONECTOR CONDUIT CURVO 1"-	\$ 2.86	\$ 8.57
4.0	Unidad	CONECTOR CONDUIT RECTO 1"-	\$ 1.82	\$ 7.28
4.0	Unidad	MANOMETRO 0-60 PSI DIAL 4 1/2" INF 1/4" NPT-	\$ 36.96	\$ 147.82
3.0	Unidad	VALVULA BOLA C304 1/2" -	\$ 12.39	\$ 37.16
3.0	Unidad	TUBO SIFON 1/2"-	\$ 13.03	\$ 39.08
2.0	Unidad	REDUCCION BUSHING C304 1/2" A 1/4"-	\$ 2.93	\$ 5.87
3.0	Unidad	CODO NPT 300LB 1/2" X 90º --	\$ 2.84	\$ 8.52
2.0	Unidad	MANOMETRO 0-60 PSI DIAL 4 1/2" INF 1/2" NPT-	\$ 45.65	\$ 91.30
3.0	Unidad	MANOMETRO GLICERINA 0-100 PSI DIAL 2 1/2" INF 1/4" NPT-	\$ 20.07	\$ 60.20
3.0	Unidad	NIPLE SCH40 3/4" X 4"-	\$ 1.50	\$ 4.49
2.0	Unidad	VALVULA BOLA 2 1/2"-	\$ 53.37	\$ 106.74
1.50	Kg	SOLDADURA 15 GRICON 7018 3/32"-	\$ 2.94	\$ 4.41
1.0	Unidad	TERMOMETRO C304 0 A 160 ºC DIAL 6" BULBO 8" POST 1/2"-	\$ 102.84	\$ 102.84
1.0	Unidad	VIDRIO TRANSPARENTE RECTANGULAR -	\$ 0.11	\$ 0.11
11.0	Kg	SOLDADURA 15 GRICON 7018 1/8"-	\$ 2.71	\$ 29.82
16.0	Unidad	BRIDA 150LB SLIP ON 1" -	\$ 1.86	\$ 29.81
1.0	Unidad	VALVULA GLOBO BRONCE 1" 200 PSI -	\$ 75.20	\$ 75.20
5.0	Unidad	NIPLE SCH40 1" X 6"-	\$ 2.62	\$ 13.08
8.0	Unidad	PERNO HEXAG 1/2" X 1 1/2" UNC G2-	\$ 0.16	\$ 1.28
1.0	Unidad	MANOMETRO 0-160 PSI DIAL 2 1/2" INF 1/4" NPT-	\$ 4.50	\$ 4.50
2.0	Unidad	TERMOMETRO 0 A 160 ºC DIAL 5" BULBO 3" POST 1/2"-	\$ 62.58	\$ 125.15
1.0	Unidad	ELEMENTO OMEGA E-10-	\$ 146.79	\$ 146.79
1.0	Unidad	CODO SCH40 1/2" X 90º -	\$ 1.33	\$ 1.33
1.0	Unidad	REDUCCION BUSHING 300LB 3/4" A 3/8"-	\$ 1.32	\$ 1.32
8.0	Unidad	PERNO HEXAG 5/8" X 3 1/2" UNC G2-	\$ 0.48	\$ 3.84
2.0	Unidad	VALVULA BOLA 1 1/2" 150 LB-	\$ 23.39	\$ 46.78
2.0	Unidad	NIPLE SCH40 2 1/2" X 8"-	\$ 7.13	\$ 14.26
3.0	Unidad	UNION SIMPLE SCH-40 1" NPT-	\$ 1.63	\$ 4.88
1.0	Unidad	MANOMETRO GLICERINA 0-160 PSI DIAL 4" INF 1/4" NPT-	\$ 32.00	\$ 32.00
1.0	Unidad	Union fierro negro 1/4" simple-	\$ 0.93	\$ 0.93
1.0	Unidad	ELECTROBOMBA CENTRIFUGA HORIZONTAL SIHI P DB 5020.16 1750 RPM -	\$ 2,179.30	\$ 2,179.30
4.0	Unidad	PERNO HEXAG 5/8" X 1" UNC G2-	\$ 0.33	\$ 1.31

2.0	Unidad	LIJA FIERRO N° 40 -	\$ 0.68	\$ 1.36
1.0	Unidad	NIPLE SCH40 2" X 8"-	\$ 5.03	\$ 5.03
1.0	Unidad	VALVULA BOLA C304 2"-	\$ 51.89	\$ 51.89
0.250	Kg	SOLDADURA 2 GRINOX 308 3/32"-	\$ 15.68	\$ 3.92
2.60	Metro	EMPAQUETADURA CORDON JEBE NEOPRENE 3/16"-	\$ 2.41	\$ 6.27
1.0	Unidad	VALVULA BOLA C304 2 1/2" 250 LB-	\$ 163.48	\$ 163.48
2.0	Unidad	CODO NPT 300LB 1" X 90°-	\$ 8.78	\$ 17.56
1.0	Unidad	REPARACION VALVULA 5" , PARA INDEPENDIZAR VAPOR FLASH Y VAPOR VIVO DE COCINA N°01	\$ 188.00	\$ 188.00
1.0	Unidad	REPARACION DE 01 VALVULA DE VAPOR 6" , PARA LA ENTRADA DE VAPOR FLASH EN CHAQUETAS DE LA COCINA N°01	\$ 198.00	\$ 198.00
			<b>TOTAL</b>	<b>\$ 11,858.84</b>

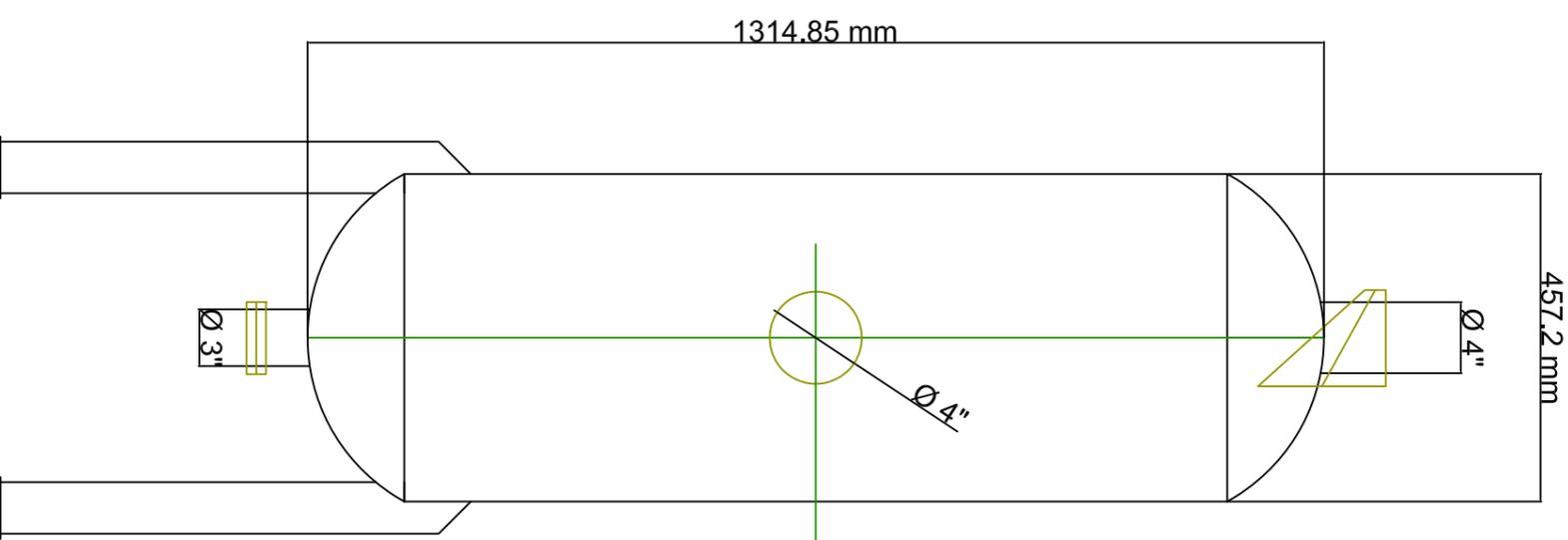
## **ANEXO 07: DIMENSIONES DE TANQUES FLASH**

### TANQUE FLASH SECADOR ROTATUBOS



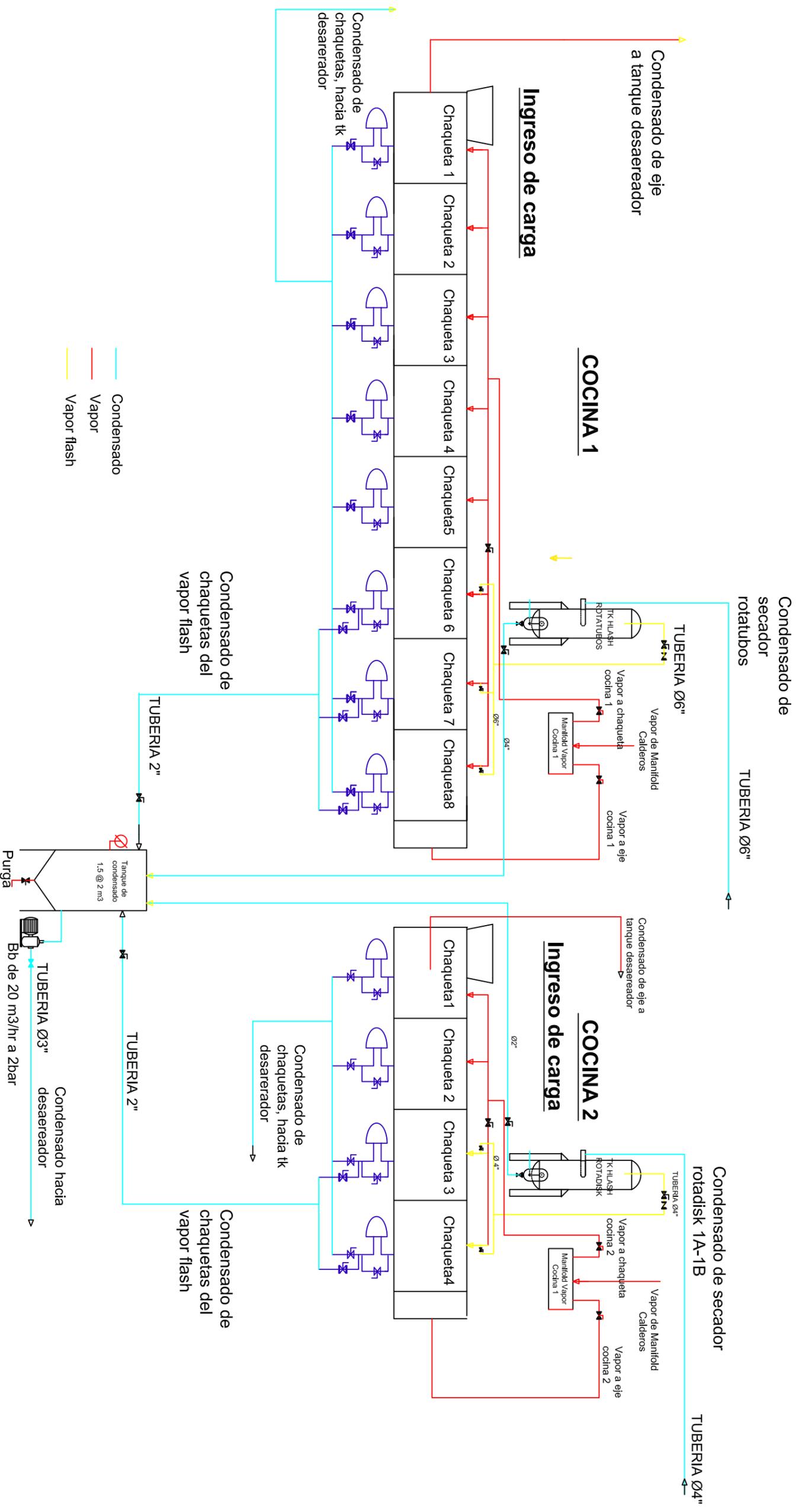
Generacion vapor flash : 966.94 kg/h  
Ingreso de condensado : 11059.09 kg/h

### TANQUE FLASH SECADORES ROTADISCOS 1A Y 1B



Generacion vapor flash : 722.13 kg/h  
Ingreso de condensado : 8259.21 kg/h

## **ANEXO 08: PLANO- UBICACIÓN DE TANQUES FLASH**



Condensado  
 Vapor  
 Vapor flash

# IMPLEMENTACION SISTEMA VAPOR FLASH EN EL AREA DE COCCION

DIBUJANTE: G.J.U.S.	PLAND: PLAND-001	LAMINA: 1 DE 1	REVISION: A
------------------------	---------------------	-------------------	----------------