

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA

FACULTAD DE INGENIERÍA

ESCUELA ACADÉMICA PROFESIONAL DE INGENIERÍA EN ENERGÍA



**INFORME DE TESIS PARA OPTAR POR EL TÍTULO PROFESIONAL
DE INGENIERO EN ENERGÍA**

**ESTUDIO ENERGÉTICO DE EQUIPOS CONSUMIDORES DE ENERGÍA
TÉRMICA PARA LA IMPLEMENTACIÓN ÓPTIMA DE UNA PLANTA DE
HARINA DE PESCADO EN EL CONSORCIO PESQUERO EL FERROL SAC-
CHIMBOTE.**

AUTORES

Bachiller : Esteban Ricardo Tarazona Monzon.

Bachiller : Juan Francisco Portilla Socón.

ASESOR

Ing. Carlos Macedonio Montañez Montenegro.

NUEVO CHIMBOTE - PERÚ

Octubre - 2016

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



CARTA DE CONFORMIDAD DEL ASESOR

La presente Tesis ha sido revisada y desarrollada en cumplimiento del objetivo propuesto y reúne las condiciones formales y metodológicas, estando encuadrado dentro de las áreas y líneas de investigación, conforme al Reglamento General para Obtener el Grado Académico de Bachiller y el Título Profesional en la Universidad Nacional del Santa (R. N°471 - 2002 - CU - R UNS), de acuerdo a la denominación siguiente:

TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO DE INGENIERO EN ENERGÍA

**ESTUDIO ENERGÉTICO DE EQUIPOS CONSUMIDORES DE ENERGÍA TÉRMICA
PARA LA IMPLEMENTACIÓN ÓPTIMA DE UNA PLANTA DE HARINA DE
PESCADO EN EL CONSORCIO PESQUERO EL FERROL SAC- CHIMBOTE**

AUTORES:

BACH. JUAN FRANCISCO PORTILLA SOCÓN

BACH. TARAZONA MONZON ESTEBAN RICARDO

.....
ING. CARLOS MACEDONIO MONTAÑEZ MONTENEGRO

ASESOR

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



CARTA DE CONFORMIDAD DEL JURADO EVALUADOR DE TESIS

Damos la conformidad del presente informe, desarrollado en cumplimiento del objetivo propuesto y presentado conforme al Reglamento General para Obtener el Grado Académico de Bachiller y el Título Profesional en la Universidad Nacional del Santa (R. N°471 - 2002 - CU - R UNS), intitulado:

**ESTUDIO ENERGÉTICO DE EQUIPOS CONSUMIDORES DE ENERGÍA TÉRMICA
PARA LA IMPLEMENTACIÓN ÓPTIMA DE UNA PLANTA DE HARINA DE PESCADO
EN EL CONSORCIO PESQUERO EL FERROL SAC- CHIMBOTE**

TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO DE INGENIERO EN ENERGÍA

PRESENTADO POR LOS BACHILLERES

BACH. JUAN FRANCISCO PORTILLA SOCÓN

BACH. ESTEBAN RICARDO TARAZONA MONZON

REVISADO Y EVALUADO POR EL SIGUIENTE JURADO EVALUADOR:

Mg. GILMER LUJAN GUEVARA
PRESIDENTE

MG. ROBERT GUEVARA CHINCHAYAN
INTEGRANTE

ING. CARLOS MACEDONIO MONTAÑEZ MONTENEGRO
INTEGRANTE

NUEVO CHIMBOTE OCTUBRE DEL 2016

DEDICATORIA

En especial consideración a mis padres;

DON: **MARCO PORTILLA** Y DOÑA: **JUANA SOCON**

Por su incansable apoyo y buenas lecciones de vidas inculcadas motivos por el cual se consolida el presente trabajo.

A mis hermanos: Carlos, Marcos, José, Percy, Javier, Joel, Perla y Marco Alonso y por su compañía, afecto y Gritud en todas las etapas convividas.

A mis familiares en general

Juan Francisco Portilla Socón

DEDICATORIA

En especial consideración a mis padres;

En especial consideración a la memoria de mi madre DOÑA: **MARTHA MONZON**, por su infinito amor, apoyo y lección de vida por cuanto estamos agradecidos por darnos la vida y enseñarnos durante estos tiempos el valor de la perseverancia y la superación, con gratitud e infinito cariño le dedico el presente trabajo.

A mi padre DON: GERMAN TARAZONA VASQUEZ

Por su apoyo incondicional, su afecto y cariño

A mis hermanos: Julia, Percy y Alicia Por su compañerismo, afecto y amistad.

A mis familiares en general por su apoyo y aliento.

Esteban Ricardo Tarazona Monzon

AGRADECIMIENTOS

A los profesores de la Escuela de Ingeniería en Energía, por las lecciones y conocimientos aprendidos en mi paso por la universidad.

Al profesor Ing. Carlos Macedonio Montañez Montenegro, por las recomendaciones y sugerencias brindadas para la elaboración del presente informe de investigación de tesis.

A mis compañeros de la escuela y amigos en general por ese compañerismo brindado, por su valiosa amistad y confianza.

Juan Portilla/Esteban Tarazona

INTRODUCCIÓN

En las empresas industriales dedicadas a la producción de harina y aceite de pescado, el factor energía se combina con otros factores más que hacen que este sector sea más competitivo, ya que el estado tecnológico en que se encuentran la mayoría de empresas pesqueras es diverso, en función de las decisiones tomadas para enfrentar al mercado.

Actualmente, todas las condiciones del proceso de producción buscan el incremento en la productividad, esto es, reducción de gastos innecesarios de energía, mejorar las condiciones en las instalaciones y modificación del proceso desde el punto de vista del uso eficiente de la energía.

La forma de incrementar hoy en día la productividad y calidad de la industria no solo se consigue planteando programas o medidas a corto o mediano plazo, sino, además va de la mano con el desarrollo de tecnologías de los procesos y la optimización de recursos energéticos, reto que plantea en los productores las mejoras en la línea térmica, o molienda y prensado, todo aquello que ayude al incremento de la producción y ahorre energía térmica en general.

Para ello hemos diseñado una propuesta integral orientado a la máxima productividad y ahorro de energía, en esta etapa se prioriza conceptos generales como capacidades y rendimientos cuya labor es íntegramente ingeniería de diseño y fabricación de equipos pesqueros para lograr la implementación de una planta de harina de 60 toneladas por hora, enfocándonos en los estándares internacionales para la calidad de los productos hidrobiológicos como la harina y derivados.

RESUMEN

El presente informe de tesis de investigación tiene por finalidad realizar una evaluación de equipos consumidores de energía térmica y flujo de vapor para determinar cuáles serán los indicadores más próximos al poner en pruebas y operación a la futura planta de harina que ha proyectado la empresa conservera el Ferrol S.AC.

Para efecto de cálculos se consideró los análisis de materia y los estándares de producción según las capacidades de las plantas donde se hace empleo del vapor saturado para calentamiento y combustible que por lo general es el petróleo residual 500, se estima la cantidad de vapor que demandara cada equipo térmico, así como la cantidad de flujo de energía necesario para la operación, estos valores son estimados en función al desempeño de otras industrias pesqueras por el cual se tiene datos e indicadores así como ratios y estándares de producción, con estas referencias se buscara que el empleo de los recursos energéticos como el vapor producido por los calderos y el combustible empleado sean utilizados de forma eficiente, para ello se atendió los requerimiento consumidores de energía térmica principales siendo así los cocinadores, secadores, vapor para calentamientos y otros.

Entonces como resultado de la evaluación se determinaron los siguientes parámetros energéticos con las que contará la planta luego de su instalación y operación:

Se determinó que la cantidad de vapor requeridos por las áreas de consumo de energía térmica para el Cocinador será de 7208 Kg de vapor, para los secadores 14511 kg de vapor, para el tanque de licor de prensa 2099 kg de vapor, para el tanque de licor de separadora 738 kg de vapor, para la celda de espuma 253.5 kg de vapor, para calentamiento de petróleo 184 kg de vapor, y para tuberías en planta 250 kg de vapor.

El flujo másico de vapor de los calderos es de 31655 Kg/h necesarios para cubrir la producción de 60 toneladas de harina de pescado por hora.

ABSTRACT

This report thesis research aims to conduct an assessment of consumer equipment, heat and steam flow to determine the nearest indicators will be to put in testing and operation of the future plant flour that has projected the canning enterprise Ferrol S.AC.

To effect calculations analysis matter and production standards considered depending on the capabilities of the plants where use of saturated for heating and fuel generally is the residual 500 vapor is, the amount of vapor demanded is estimated each thermal equipment, as well as the amount of energy flow necessary for operation, these values are estimated based on the performance of other fisheries for which you have data and indicators and ratios and production standards, these references are sought that the use of energy resources as the steam produced by the boilers and fuel used are used in such a way efficient, for this consumer requirement main thermal energy were attended wellbeing cookers, dryers, steam for heating and others.

Then as a result of the evaluation the following energy parameters that tell the plant after installation and operation were determined:

It was determined that the amount of steam required by the areas of thermal energy to the cooker will be 7208 kg steam for dryers 14,511 kg steam, to the tank of press liquor 2099 kg of steam to the tank liquor separator 738 kg of steam to foam cell 253.5 kg of steam for heating oil 184 kg of steam pipes and steam plant 250 kg.

The mass flow of steam cauldrons is 33237.92 kg / h needed to cover the production of 60 ton of fishmeal per hour.

ÍNDICE GENERAL

Hoja de conformidad del asesor	i
Hoja de conformidad del jurado evaluador	ii
Dedicatoria	iii
Agradecimientos	v
Introducción	vi
Resumen	vii
Abstract	viii
CAPITULO I: ASPECTOS GENERALES DEL ESTUDIO	01
1.1 Realidad problemática	02
1.2 Antecedentes	03
1.3 Descripción general donde se ha realizado el estudio	04
1.4 Justificación	06
1.5 Hipótesis	06
1.6 Objetivos Generales	06
1.6.1 Objetivos específicos	06
CAPITULO II: MARCO TEÓRICO	07
2.1 La industria pesquera en el Perú	08
2.2 Diagrama de flujo de proceso de harina de pescado	09
2.3 Descripción del procesamiento	10
2.3.1 Recepción de materia prima	10
2.3.2 Almacenamiento de materia prima	10
2.3.3 Cocinado	10
2.3.4 Prensado	12
2.3.5 Separación de sólido-líquido	14
2.3.6 Secado	15
2.3.7 Transporte neumático	17
2.3.8 Adición de antioxidantes	17
2.3.9 Almacenamiento	19
2.4 Aspectos básicos de diseño de equipos térmicos	19
2.4.1 El cocinador	19
2.4.2 Tipos de cocinadores	20
2.4.3 Operación de cocinado	23
2.4.4 Cocción de acuerdo a la calidad del pescado	25
2.4.5 Secadores	26
2.4.6 Evaporadores	29
2.4.7 Tipos de evaporadores	37
2.4.8 El prensado	42
2.5 Balance de materia	42
2.6 Balance de energía	44

CAPITULO III: MATERIALES Y MÉTODOS	47
3.1 Materiales	48
3.1.1 Recursos de diseño	48
3.2 Método de investigación	49
3.2.1 Evaluación energética de equipos consumidores de energía térmica	49
CAPITULO IV: CÁLCULOS Y RESULTADOS	50
4.1 Cálculo del potencial térmico	51
4.2 Cálculo de número de calderos	52
4.3 Cálculo de requerimientos de calor en el Cocinador	52
4.3.1 Consumo de vapor y combustible equivalente en el Cocinador	52
4.3.2 Calor para precalentamiento del Cocinador	52
4.3.3 Consumo de vapor para calentamiento del Cocinador	53
4.3.4 Pérdidas de calor en el Cocinador	53
4.3.5 Calor para cocinado del pescado	54
4.3.6 Calor cedido por el condensado	54
4.3.7 Consumo de petróleo para cocinar la materia prima	55
4.3.8 Gasto de vapor de los calderos para la cocina	55
4.4 Consumo de combustible para los secadores	56
4.4.1 Calor para precalentar el equipo secador	56
4.4.2 Consumo de petróleo en secadores	57
4.4.3 Consumo de vapor para precalentar secadores	57
4.4.4 Perdidas de calor en el secador	57
4.5 Gasto de vapor y combustible para precalentar el licor de prensa	59
4.5.1 Consumo de vapor para calentar licor de separadora	63
4.5.2 Consumo de calor para calentar espumas en celdas	64
4.5.3 Consumo de calor por calentamiento de tanque de petróleo	66
4.5.4 Pérdidas de calor por conducción, radiación y convección en el tanque De petróleo. (Zona de Calderos)	66
4.5.5 Indicadores Relacionado al consumo de vapor y combustibles	70
4.6 Análisis de la simulación de producción de gastos de vapor y consumo de Combustible petróleo Residual 500	72
4.7 Simulación de Balance de Materia para 60 Tn/h	73
4.8 Posibilidad de ahorro de energía térmica en proceso	74
V. Conclusiones	76
VI. Recomendaciones	77
VII. Referencias bibliográficas	78
VIII. Anexos	79

CAPÍTULO I

ASPECTOS REFERENTES AL ESTUDIO

1.1 REALIDAD PROBLEMÁTICA

Actualmente el proceso productivo industrial de harina de pescado representa la actividad de mayor relevancia en la cadena económica para el mercado de exportación. La poca presencia del recurso ictiológico debido a la depredación industrial, motivan la búsqueda de soluciones basados en procesos más adecuados, con mayor aprovechamiento y sobretodo menor inversión tecnológica para su obtención, en tal sentido debido a la realidad industrial se debe contribuir a mejorar cada etapa de producción y más aún si se trata de un porcentaje de la materia prima que se puede aprovechar para incrementar la producción, y procesada con tecnología eficiente, cuyo fundamento este basado en el uso eficiente de las energías primarias y la conservación de las mismas.

Es necesario aplicar un nuevo concepto a la tradicional actividad de procesado de harina de pescado, debido a las últimas décadas de actividad la industria se ha magnificado de tal modo que ha depredado sin contemplar algún mecanismo de uso eficiente de la materia prima.

Por el lado medioambiental las plantas actuales tienen serias deficiencias en sus operaciones ya que sus procesos infringen las normas medioambientales relacionados a los fluidos de descargas a altas temperaturas o la situación que atraviesan al desalojar sus efluentes llevando consigo valores considerables en ppm en grasas y solidos suspendidos totales.

Actualmente el ministerio de la producción ha incorporado mecanismos de producción eficiente integrando o derivando en lo posible aquellos excedentes de energía que se puedan aprovechar en otras áreas del proceso, así mismo esto incentiva a ir renovando el proceso convencional hacia la modernización de las plantas desde el punto de vista normativo y eficiencia.

Formulación del problema.

¿De qué manera el estudio energético de los equipos consumidores de energía térmica permitirá la implementación óptima de una planta de harina de pescado en el consorcio pesquero el Ferrol SAC - Chimbote?

1.2 ANTECEDENTES:

Se tienen los siguientes estudios que sirven como antecedente al presente informe de tesis:

- Gutiérrez Bravo A. (2012).” Desarrollo de un modelo de gestión de proyectos para una empresa del sector pesquero”, Pontificia Universidad Católica del Perú, Lima, ha demostrado que se logra la implementación del modelo en un proyecto denominado” sistema PAMA Paita”, con el cual se logra obtener una mejora de 60% en retrasos promedios en los proyectos pesqueros, es decir, solo hubo un retraso de 4 días respecto a los 10 días de retraso promedio antes de la implementación de la metodología.
- Nuñuvero Y &,Díaz V.(2011)”Evaluación del cambio tecnológico de los secadores directos por secadores a vapor con aprovechamiento de vahos en una planta evaporadora de película descendente”, Universidad Nacional del Santa-Chimbote-Perú; ha demostrado que ;Realizando los balances de energía y masa se concluye que para la tecnología proyectada de secado y evaporación se tendrá : el secador a rotativos, tiene una eficiencia del 88.61%, lo que indica una eficiencia aceptable con un menor calor de ingreso para realizar el proceso de secado. Para la planta evaporadora de película descendente tipo WHE, se tiene una economía de planta de 1.95Kg de vahos evaporados/Kg de vahos de secado, lo cual indica una economía de planta aceptable. esta tecnología propuesta le dará un valor agregado a la energía residual.
- Gadea Cerna L. (2012).”Estudio tecnológico y energético de secadores en planta de harina de pescado”, Universidad Nacional del Callao, concluye que los equipos secadores que utilizan como medio de calefacción el vapor ,pueden incrementar su eficiencia si se integra de manera total un cambio de materiales cuyas propiedades ayuden a transmitir más el calor ,por otro lado la ventaja de mejorar con cambios tecnológicos significa un 4% más de eficiencia y una reducción de energía primaria como es el vapor directo en 11.2%.
- Muñoz Caldas. (2012)” Ahorro de energía mediante el uso de revalorizado en la cadena productiva de la industria pesquera”, Universidad nacional de Trujillo - Perú. Concluye que las aplicaciones de recuperación de energía mediante la expansión del condensado, genera un aporte significativo del 4% en energía de vapor vivo que se deja de producir y que a la vez se representa en unidades de combustibles dejados de quemar.
- Bach. Quiñones, L.; Quiñones, S. 2008”Incremento de La Eficiencia En La Caldera De 350 BHP, Instalando Un Sistema Control Automático de exceso de aire En La Empresa Pesquera Don Fernando S.A.C.” Las actividades para este proyecto implico la realización de un diagnostico energético a la caldera para conocer en qué condiciones en términos de eficiencia se encuentre para lo cual se tiene que hacer un balance de materia y energía térmica en el proceso de la planta de conservas de pescado, encontrándose los siguientes resultados la caldera se encuentra operando con un factor de carga de 65.7% cuando la

planta está operando a plena carga y una eficiencia de 76.93% la cual es un valor bajo ya que el valor recomendado se encuentre entre 80 a 85% , y la mayor pérdida térmica de la caldera se encuentra en los gases de escape con 16.31%, debido a la alta temperatura de los gases de 280°C y esto es consecuencia de un elevado exceso de aire de 73.65%, el ahorro económico debido a la elevación de la eficiencia térmica de la caldera se obtuvieron los siguientes resultados eficiencia térmica de las calderas de 76.93 a 83%, factor de carga de 65.7 a 62.4%, producción de vapor de 3.92675 a 3.72795Ton/h, costo de generación de vapor al año de 367744.06 a 340044.95(soles/año) lográndose un ahorro total anual de 27699.11 S/año.

1.3 DESCRIPCIÓN DEL LUGAR DONDE SE HA REALIZADO EL ESTUDIO.

El lugar donde se realizará el estudio para la implementación de una planta de harina es en la empresa conservera el Ferrol S.AC quienes han dispuesto de un área específica en la zona industrial de Chimbote para llevar a cabo el proyecto.

a. ORGANIGRAMA DE LA EMPRESA:

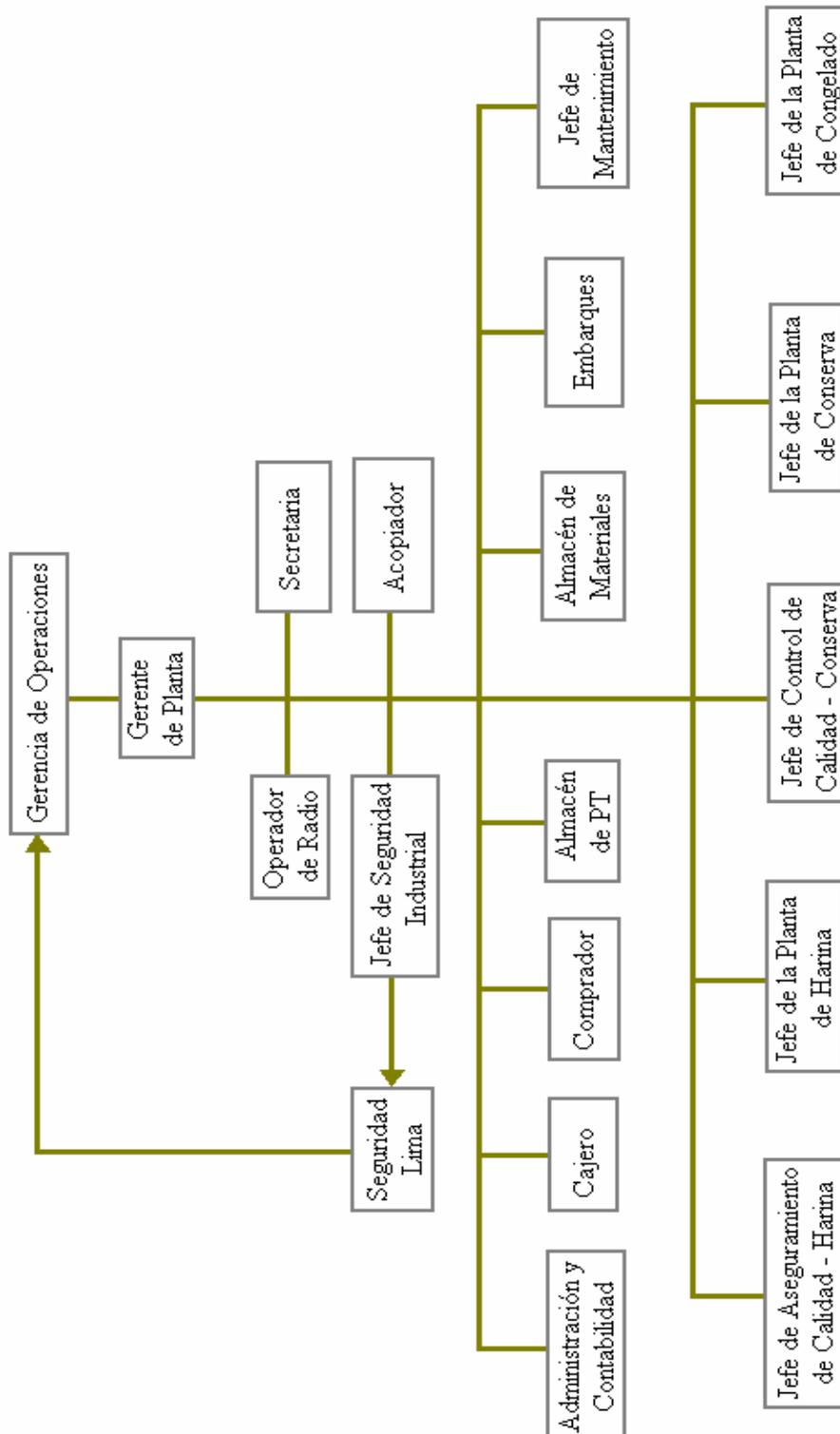


Figura N° 1 Organigrama de la Empresa
Fuente: Área de mantenimiento y logística.

1.4 JUSTIFICACIÓN

En la actualidad el incesante crecimiento de la actividad industrial ha generado problemas de ausencia del recurso más aún si sabemos que la explotación del recursos ha disminuido fuertemente en la región, debido a estas razones y la importancia del medio ambiente de su entorno hemos direccionado el tema de estudio a utilizar de manera eficiente los procesos productivos ,manejando los indicadores energéticos y proponiendo nuevas alternativas que ayuden a optimizar materia prima , agentes energéticos y costos de inversión .

La tecnología ha avanzado poco en materia de producción por lo cual hemos visto que el manejo de nuevas formas de producir sería una alternativa más para controlar y mejorar procesos, así como el diseño correcto de equipos y reconfiguración de líneas y procesos todo esto propuesto para mejorar el performance de una planta convencional de harina Residual

1.5 HIPÓTESIS:

Mediante el estudio energético de los equipos consumidores de energía térmica se logrará la implementación óptima de una planta de harina optimizando en 3% el consumo de energía térmica en el consorcio pesquero el Ferrol SAC- Chimbote.

1.6 OBJETIVOS:

1.6.1 OBJETIVO GENERAL

Realizar el estudio energético de equipos consumidores de energía térmica para la implementación de una planta de harina de pescado en el consorcio pesquero el Ferrol S.A.C. Chimbote

1.6.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Realizar el dimensionamiento por capacidad térmica de los equipos de la planta de harina de pescado.
- Determinar la potencia térmica necesaria en BHP de calderos para suministro de energía térmica para cada área de los procesos.
- Realizar el cálculo para determinar el consumo de vapor de los equipos de la planta de harina de pescado.
- Evaluar y simular los indicadores energéticos y de producción.
- Determinar los indicadores energéticos de producción.

CAPÍTULO II
MARCO TEÓRICO

2.1.- La industria pesquera en el Perú

La industria pesquera en el Perú como en otros países es una actividad extractiva cuyo fin es la de utilizar los recursos del mar para manufactura transformación de productos con alto valor proteico y económico.

Muchos países industrializados han dedicado esfuerzos a la creación de sistemas y tecnologías para optimizar y aprovechar mejor estos recursos, pero sigue siendo una lucha interminable el agotamiento de estos recursos.

En el Perú existen empresas dedicadas a la producción y comercialización de harina y aceite de pescado y derivados que se destinan a consumo interno y a la exportación.

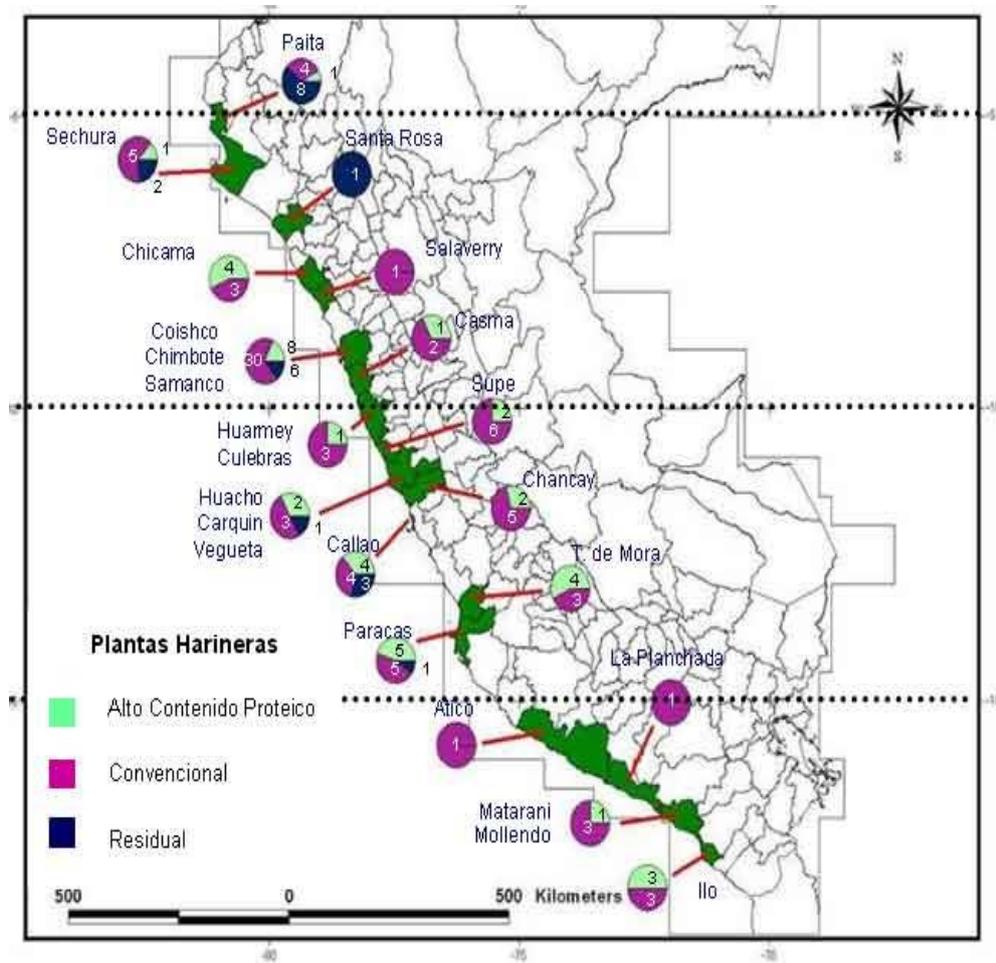
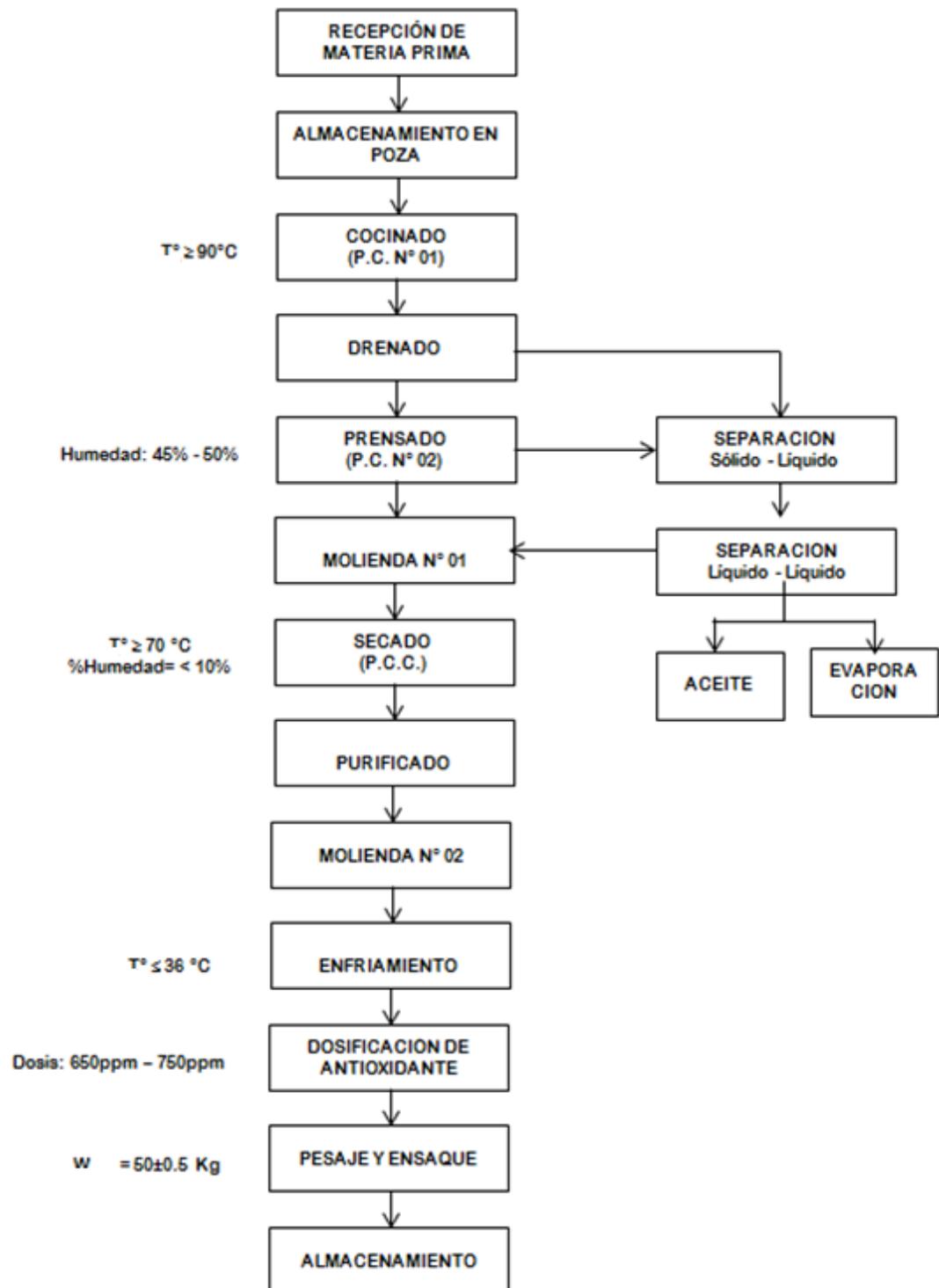


Figura 01. Ubicación de principales plantas de harina de pescado

Fuente. Pescamar revista.

2.2 Diagrama de flujo de procesos de harina de pescado



Fuente: Área de administración El Ferrol S.AC.

2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESAMIENTO

2.3.1 RECEPCIÓN DE MATERIA PRIMA

Inicia desde la recepción de la materia prima y almacenada en las pozas. En este punto se toman muestras para realizar análisis físicos y químicos a la materia prima y así proceder a su proceso.

2.3.2 ALMACENAMIENTO DE MATERIA PRIMA

Inicia en poza de almacenamiento de materia prima, transportador helicoidal y elevador de cangilones.



Figura 02. Poza de almacenamiento de pescado
Fuente: Instituto tecnológico Pesquero.

La materia prima decepcionada es almacenada en la poza, la cual tiene un fondo inclinado que ayuda a evacuar el pescado por gravedad. Las condiciones de almacenamiento en poza se determinan por las características físicas-organolépticas de las especies, esta planta dispone de una poza de recepción con capacidad de 40 TM.

Por otro lado, las pozas de almacenaje están provistas de rejillas ubicadas en las esquinas adyacentes a las compuertas y pisos utilizados para el drenaje de la sanguaza la cual es enviada hacia la trampa de grasa para ser tratada junto con los efluentes vertidos de la planta de conservas y harina de pescado.

2.3.3 COCINADO

La etapa inicia en el elevador de cangilones, tolva de cocina, cocinador y termina en chute de descarga al Prestrainer.

El proceso de cocción se realiza en una cocina mixta, la cual consiste en un equipo cilíndrico con eje calefaccionado y en forma de tornillo que permite el avance de la carga y una camiseta también calefaccionada, además de los inyectores de vapor directo



Figura 03. Montaje de cocinadores para proceso.
Fuente: Instituto tecnológico Pesquero.

Se somete a calentamiento a la materia prima a un rango de temperatura de 95° - 100 °C, con un tiempo de residencia de 11 a 20 min. Con vapor indirecto y/o directo, con la finalidad de deshidratar el pescado, coagular la proteína y liberar los lípidos para facilitar la operación de las siguientes etapas del proceso. El proceso de cocción se realiza para conseguir los siguientes objetivos:

- **Coagulación de Proteínas**, que es la desnaturalización causada por cambios de las propiedades físicas y químicas.

La proteína se coagula en fase sólida y esto permite que el pescado soporte la presión que se requiere para separar el aceite y los residuos viscosos líquidos

- **Liberación de Lípidos**, Consiste en que por acción del calor las células de grasa deberán liberarse, mientras más eficiente sea la cocción de acuerdo a la calidad de la materia prima, la liberación de lípidos será más eficiente.
- **Esterilización**, la cocción tiene por objeto detener la actividad microbiológica y enzimática, que es la responsable de la degradación del pescado. En esta etapa no se asegura la esterilidad de la materia prima, pero sí es reducida la carga bacteriana.

Si el cocinado es adecuado la eficiencia del prensado será mayor y por consiguiente la operación de secado se verá facilitada más aún si tenemos en cuenta que el queque de prensa recibirá los sólidos recuperados por las separadoras de sólidos.

El cocinador es accionado por una moto reductora que permite regular las RPM deseados para controlar la sincronización del cocinador –Prestrainer y prensa.

Los controles realizados en la presente operación por parte de producción y Aseguramiento de la Calidad son el rpm de las cocinas, la presión de ingreso de vapor al transportador helicoidal y a las chaquetas, y la temperatura de salida de la materia prima de las cocinas.

○ **Parámetros Operacionales:**

- ❖ Temperatura de cocción : 95°C a 100°C
- ❖ Presión (helicoide) : 40 lb/pulg² (cada camiseta)
- ❖ Tiempo de cocción : de 11 a 20 minutos
- ❖ Revolución por minuto (RPM): min 1.5 - Max= 4.5 RPM

○ **Pre –Drenado o Prestrainer**

Inicia en el chute de salida de cocinador, Prestrainer, chute de salida de Prestrainer. Luego de la cocción se realiza una operación intermedia de drenaje muy importante que se lleva a cabo en el Prestrainer.

El pescado cocinado es sometido a un proceso de drenaje en tambores rotativos perforados, con la finalidad de aliviar la masa cocida de una parte del líquido y este no ingrese a la prensa y obtener un queque de prensa con humedad que no supere el 50%.

2.3.4 Prensado

Inicia en el chute de descarga del Prestrainer, prensa, hasta chute N° 01 de ingreso a molino húmedo.

La operación del prensado es netamente mecánica, que no afecta directamente la calidad microbiológica del producto, pero sin embargo puede afectar indirectamente la calidad química, provocando resultados de calidad desfavorables al producto final.

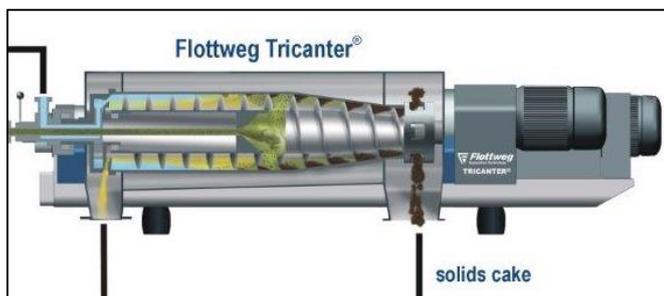


Figura 04. Esquema de una prensa
Fuente: Delprex Perú Company SAC.

Con una cocción óptima, la materia debe soportar una presión relativamente alta que se requiere para separar el agua y aceite, para tal fin el pescado cocido ingresa a una operación mecánica para separar la parte líquida (licor de prensa) y la parte sólida (queque prensa) las variables que afectan el prensado son la presión aplicada, la velocidad y temperatura, esta operación se desarrolla en una prensa de doble tornillo, en que el volumen de paso disminuye y el licor escurre a través de una malla, siendo el objetivo la obtención de una torta con mínima cantidad de agua y lípidos y un licor pobre en sólidos tanto solubles como insolubles.

○ **Parámetros Operacionales:**

❖ Amperaje	: Mínimo 20 - Máximo 30
❖ RPM	: 3.5 a 8.0 RPM
❖ Capacidad	: 5 – 12 TM/H.
❖ Queque: % Humedad	: Mínimo 45 % - Máximo 50%
❖ Caldo	: % Sólidos: 10 %
❖ Temperatura	: 85 – 90°C

El licor de prensa ingresa a un proceso de calentamiento y separación, y el queque de prensa a través de transportador helicoidal N°03 entra al molino húmedo junto con la adición de concentrado, luego va a la fase de secado.

○ **Molienda**

Inicia en el chute de salida de la Prensa luego es transportado por el TH N° 03 entra al molino de martillos N° 01, terminando en chutes de salida de molino de martillos.



Figura 05. Instalación de molino.
Fuente: Delprex Perú Company SAC.

El queque de prensa y separadora juntamente con el concentrado entran al molino de martillos locos, donde es desmenuzado y homogenizado para lograr uniformidad en el tamaño de la partícula, para un mejor secado.

- **Parámetros Operacionales**

- ❖ RPM : 2 700 RPM

2.3.5 Separación de solido liquido

Inicia en las tuberías que conducen el licor de Prestrainer y prensa, tanque coagulador N° 01, separadora, transportador helicoidal N° 02, finaliza en el tanque de almacenamiento de licor de separadora.

El “licor de prensa” tras una operación de cocción y prensado contiene gran parte de los lípidos y el agua del pescado y un mínimo de sólidos solubles e insolubles se procesa en separadoras que son centrífugas horizontales cuya finalidad es separar los sólidos insolubles que luego se unen al queque de prensa.

El objetivo es lograr materia (queque) rica en sólidos insolubles y mínimo de agua, aceite y solubles, así mismo el licor de separadora obtenido deberá contener mínima cantidad de insolubles ya que este punto es crucial en la operatividad de los equipos que sigue e influyen directamente en el costo de producción.

Parámetros Operacionales:

- **CALDO** : Temperatura : 95 - 98 °C
% sólidos : 8.00 Max.
- **QUEQUE** : % Humedad : 62 % Max.

- **Separación de líquido-líquido.**

Inicia en el tanque de almacenamiento de licor de separadora, tanque coagulador N° 02, centrífuga, tanque colector de aceite, tanque colector de agua de cola y termina en tuberías que conducen el aceite al tanque de almacenamiento general.

El “licor de separadoras” rico en aceite ingresa a un pre-calentador para elevar la temperatura a 95 - 98 °C y será procesado en centrífugas verticales automáticas las cuales separan el aceite el cual es almacenado y agua cola (agua, sólidos solubles y un mínimo de aceite) que se lleva a la planta evaporadora.

- **Parámetros Operacionales**

- ❖ Temperatura : 95 - 98° C

- **ACEITE**
 - ❖ % Acidez : 0.5 - 3.0 máx.
 - ❖ % Humedad : 0.50 máx.
 - ❖ % sólidos : 0.50 máx.
- **COLOR**
 - ❖ Gardner : 14 máx.

Los procesos de separación no tienen influencia directa en la calidad biológica y/o bioquímica de los productos, sin embargo, al corresponder a una etapa 100% mecánica puede afectar la composición química de la harina; si la separación del aceite es ineficiente, existirá exceso que degrada en el producto harina y esto influirá directamente en la disminución porcentual de los contenidos proteicos.

Las etapas de prensado y centrifugación constituyen los dos procesos netamente mecánicos en la elaboración de harina y aceite de pescado.

2.3.6 Secado

Inicia en molino húmedo, Transportador helicoidal N° 04, secador Rotadisk, y termina en chute de descarga de secador rotadisk.

La operación de secado es fundamental en la calidad del producto obtenido el cual consiste en deshidratar las tortas de prensa, separadora y solubles concentrados unidos y homogenizados previamente. El objetivo del secado es reducir la humedad del queque para evitar niveles en que el agua remanente permita el crecimiento de microorganismos, este nivel debe también ser lo suficientemente bajo para detener las reacciones químicas que puedan tender a degradar el producto. Por otra parte, dado que el agua acompaña a los elementos nutrientes, la deshidratación es un proceso peligroso ya que pueden llevarse a niveles en que destruye dichos elementos nutricionales.

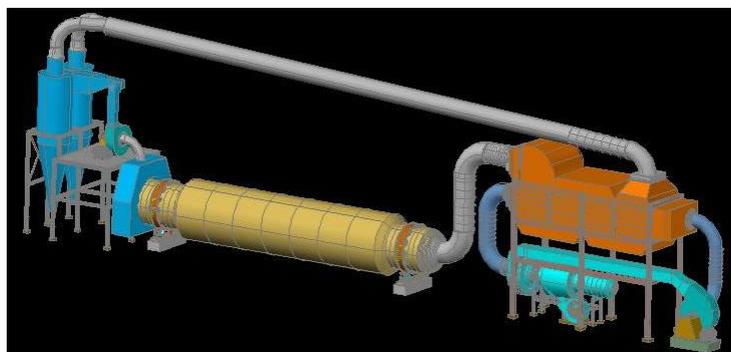


Figura 06. Instalación de secador rotativos para harina de pescado.
Fuente: Delprex Perú Company SAC.

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”.

Se ha establecido que para efectuar el secado debe ocurrir la siguiente situación: Proveer de energía terminada y retirar el vapor de agua generada.

La exposición del producto a tratamiento térmico influye directamente en la calidad nutricional de la harina por tal motivo la temperatura y tiempo de secado son dos parámetros fundamentales de controlar específicamente por sus efectos en las grasas, vitaminas y proteínas del producto, obviamente el proceso de secado ideal es bajas temperaturas, con periodos de aplicación mínimos.

La calidad de la harina de pescado depende de 3 factores; Materia prima, condiciones de proceso y condiciones de almacenamiento.

Entre las condiciones de proceso, las principales se refieren al secado ya que afecta directamente a:

- ❖ El contenido de nutrientes.
- ❖ La ausencia de elementos indeseados.
- ❖ La calidad de los nutrientes.

Los tratamientos térmicos afectan directamente la digestibilidad y concentración de algunos aminoácidos, especialmente lisina y cistina, lo cual define, en la parte la calidad de las proteínas presentes en los alimentos, además tratamientos térmicos específicos pueden provocar síntesis de tóxicos, como mollerossina, causante del vomito negro en las aves.

El valor biológico de las proteínas secados depende de las condiciones en que este se lleve a cabo, las exposiciones prolongadas a altas temperaturas pueden hacer que las proteínas sean menos útiles en las dietas que las utilizan, mientras que los tratamientos puedan aumentar la digestibilidad de estas mismas proteínas, en el caso de las grasas su oxidación en los alimentos es mayor a altas que a bajas temperaturas de deshidratación.

○ **Parámetros Operacionales:**

- ❖ Temperatura : ≥ 70 ° C
- ❖ Humedad queque: < 10%

○ **Purificado**

Inicia en el chute de salida TH N° 05, purificador, terminando en chute de salida de purificador.

El scrap de salida del secado pasa a través del equipo purificador el cual consta de un tamiz con diámetro de agujero variable (04, 8, 12mm) y con tapas para facilitar las labores de limpieza e inspección, el cual está diseñado para separar materias extrañas (hilos, plásticos, cabos, plumas, etc.) provenientes de las etapas anteriores.

○ **Molienda**

Inicia en el chute de salida del purificador TH N° 06, molinos de martillos N° 02, terminando en chutes de salida de molino de martillos.

El scrap juntamente con los finos es transportado hasta el molino de martillos locos con plancha perforada de 6mm de diámetro, donde es desmenuzado para lograr uniformidad en el tamaño de la partícula, debiendo obtenerse granulometría mínima de 95%.

Parámetros Operacionales

❖ **Malla N°** : 12/200

2.3.7 Transporte neumático -enfriamiento

Inicia en el chute de salida de molinos, ventilador, ductos neumáticos, ciclón, terminando en chutes de salida de ciclón.

Tiene por finalidad reducir bruscamente la temperatura del producto, a fin de estabilizar una serie de reacciones químicas, físico - químicos y biológicos que normalmente tiene lugar.

Para tal propósito se utiliza un ventilador rotativo que succiona aire frío del ambiente logrando enfriar la harina a temperaturas menores de 36 ° C.

Es necesario tomar en cuenta que el proceso de enfriamiento tiene lugar una deshidratación adicional, por lo tanto, se requiere controlar la humedad del sólido especialmente por el riesgo que puede significar en daño térmico en harinas muy secas.

2.3.8 Adición de antioxidantes

Inicia en salida de ciclón, TH N° 07, tolva de antioxidante, Dosificador de antioxidante, termina en chute de salida de dosificador de antioxidante entrada de mezclador.

Las grasas de las harinas de pescado se estabilizan mediante la adición de antioxidantes inmediatamente después de la fabricación (antes del ensaque).

La cantidad de antioxidante requerido dependerá principalmente de la concentración de los lípidos en nuestro caso oscila entre 650 – 750 ppm, los antioxidantes son compuestos químicos que retardan la auto oxidación. La auto oxidación supone que una molécula de oxígeno reacciona con una molécula de lípidos, en un enlace no saturado para formar un peróxido después que una o dos moléculas han sido activadas por medio de la absorción de una fracción de energía, el peróxido formado tiene la facultad de activar nuevas moléculas

formando nuevos peróxidos y de esta manera establecer una reacción en cadena. Si no se detiene la reacción, que es exotérmica, el producto combustiona, bajan los pesos moleculares y adicionalmente se produce mal olor y sabor rancio, la concentración de antioxidante decrece en el tiempo de almacenamiento, debido a que se trata de un elemento que actúa en competencia con las reacciones naturales, dicha disminución es acelerada en un comienzo y luego es paulatina sabiéndose claramente que su concentración disminuirá casi a la mitad de las primeras 600 horas.

a) Tipo de Antioxidante:

- ❖ Etoxiquin Líquido
- ❖ 1 - 2 dihidro - 6 extoxi - 2 - 2 - 4 trimetilquinoleína
- ❖ Fórmula molecular : $C_{14}H_{19}NO$
- ❖ Parámetros de adición : 650 – 750 PPM.

b) Ensaque y pesado.

Inicia en chute de salida de dosificador de antioxidante, mezclador, transportador helicoidal, tolvin, balanza neumática, faja transportadora horizontal y termina en faja transportadora inclinada.



Figura 07. Sistema de ensaque y pesado de harina de pescado.
Fuente: Delprex Perú Company SAC.

El envasado se realiza en una sala que tiene un diseño hermético y es de uso restringido. Consta de una tolva y balanza automática calibrada a 50 Kg. El envasado se realiza en sacos blancos laminados de polipropileno, que son cerrados con máquinas de coser para su posterior almacenamiento.

Desde el punto de vista del proceso, se debe controlar la temperatura con la que se introduce el producto al saco, especialmente por las reacciones que pudiesen desarrollarse referida con su composición física y biológica

2.3.9 Almacenamiento

Los sacos de 50 kg. Son almacenados sobre parihuelas en camas de 5 sacos, formando cañones de 100 sacos.



Figura 08. Ensaque de Harina de pescado
Fuente: Delprex Perú Company SAC.



Figura 09. Almacenamiento de Harina de pescado
Fuente: Pesquera Exalmar ,Callao.

2.4 ASPECTOS BASICOS DE DISEÑO DE EQUIPOS TERMICOS

2.4.1 El cocinador:

La cocción tiene tres objetivos; estos son esterilizar, coagular las proteínas y el rompimiento de las células grasas para su precipitación en aceite. Las proteínas del pescado son comparadas, a la clara del huevo, el cocimiento las endurece, permitiendo así formar una masa compacta que facilite, un buen prensado.

Si el pescado no es cocido suficientemente, la torta de prensa tendrá un alto contenido de aceite residual. Si es sobre cocinado los sólidos tenderán a desmenuzarse, con lo cual aumentaremos la cantidad de sólidos en los caldos, sobrecargando de esta forma la capacidad de separación de nuestras separadoras.

La regulación de la temperatura y el tiempo de cocinado se hace mediante ajuste manual de las válvulas de admisión de vapor indirecto. El cocimiento es una operación clave, si no se tiene una buena cocción todas las subsiguientes etapas se harán dificultosas debido a la insuficiente coagulación de las proteínas.

Dentro de los tipos de cocción existen los siguientes:

- a) **COCINADO DIRECTO:** -el objetivo de cocinado directo, es cocinar el pescado mediante la adicción de vapor de agua que toma contacto íntimo con la materia prima.
- b) **COCINADO INDIRECTO:** - El objetivo de este cocinado, es el cocinado de la materia prima con vapor de agua, pero sin que este tome contacto en ningún momento con el pescado.
- c) **COCINADO MIXTO:** - El objetivo de este cocinado, es la combinación de los dos tipos mencionados anteriores que son el directo e indirecto.

2.9.1 TIPOS DE COCINADORES.

a) Cocinador a vapor directo

Son básicamente y a grandes rasgos, los más simples y menos costosos, consiste en un cilindro horizontal totalmente cerrado con un gusano transportador en su interior a lo largo del cilindro se encuentran un número predeterminado de toberas, que están colocadas a un cabezera manifold por el cual se suministra el vapor necesario, en un extremo del cilindro o alimentación, y por el extremo opuesto de la descarga

El pescado que alimenta el cocinador es transportado a lo largo del cilindro por medio del gusano. Mientras esto sucede se va inyectando vapor por medio de las boquillas laterales. Al final, el pescado se descarga ya cocinado.

Cuando una planta utiliza este tipo de Cocinadores, El inconveniente del uso de estos Cocinadores es que el vapor agregado al pescado resulta antieconómico, quiere decir que se está inyectando más cantidad de agua en la forma de vapor para poder cocinar el pescado, indudablemente en los siguientes procesos de separación y centrifugación nos veremos en la necesidad de aumentar la capacidad de tratamiento de caldos, para poder procesar el condensado proveniente de este vapor; al que finalmente evaporemos en la planta de agua de cola.

b) Cocinador de vapor indirecto

Estos Cocinadores son más costosos que los anteriores ya que el diseño técnico es mucho más complicado. Están contruidos en un cilindro horizontal de doble pared con espacio anular o chaqueta donde se inyecta vapor de 2 a 5 kg/cm². Para luego aumentar a medida que el coeficiente de película aumenta. El calor transmitido en forma indirecta (en forma de transferencia de calor por convección y conducción), y es el encargado de realizar la cocción.

En este caso, el cocinador tiene generalmente cuatro camisetas situadas a lo largo del cilindro para así poder admitir el vapor dentro de dichas camisetas y cocinar indirectamente el pescado por transferencia de calor.

El eje y las aletas del tornillo interiormente son huecos, diseñados por un sistema de extracción continua y automática del condensado. Todos los Cocinadores indirectos vienen provistos de un sistema para inyectar vapor directo si ello fuera necesario y las chaquetas están seccionados de manera que permiten la aplicación de vapor en forma que se desee.

Todos estos cocinadores tienen una red de trampas de vapor que sirven para expulsar el condensado que se produce durante el cocinado del pescado.

En este tipo de cocinadores la mayor parte de la superficie de calentamiento se encuentra en el transportador helicoidal con un 62% y solamente de 38% en las chaquetas.

Es menester recordar que los cocinadores a vapor indirecto simplifica un ahorro de agua que alcanza aproximadamente al 70 % ya que, con ello se está recuperando el condensado, el cual se vuelve a utilizar nuevamente en los calderos. Esto es muy importante y digno de considerarse en las plantas donde el suministro de agua para los calderos es bastante difícil, razón además para decidir el cambio de Cocinadores directos por indirectos. Independientemente del ahorro de combustible y calderos para producir más vapor.

Las ventajas de usar cocinadores a vapor indirecto son:

No hay agregado de condensado lo que permite obtener menor gasto de combustible en la planta de evaporación. Las chaquetas están seccionadas permitiendo aplicar permitiendo aplicar vapor en la forma que se desee. La prensa trabajara mejor, por ser el material de mejor textura. La calidad de aceite es mejor debido a que el vapor directo recuece y quema parte del aceite dando un producto final más oscuro.

c) Cocinador de vapor mixto

Todos los Cocinadores indirectos vienen provistos de un sistema para inyectar vapor directamente, si ello fuese necesario durante cierta parte del proceso. A esto se le denomina Cocinadores mixtos.

Para los Cocinadores mixtos (directo –indirecto) se debe considerar los siguientes aspectos.

- Debe haber suficiente superficie de calentamiento para poder cocinar casi el 100% con el sector de vapor indirecto.
El vapor de inyección directa, debe usarse como elemento para humedecer indirectamente el primer sector de ingreso de materia prima y así evitar que se incruste este sector.
- También debe usarse el vapor directo para suplir falta de transferencia de calor del sector indirecto por tener las superficies internas muy sucias.

- camiseta exterior tiene cuatro (4) sectores con el 10 % respectivamente cada una, de la superficie total. El consumo de vapor de cada sector, es proporción a su superficie.
- El calentamiento de materia prima se produce por el calor latente del vapor al convertirse en condensado en los sectores indirectos. Si no se elimina el condensado a la misma velocidad en que se produce, el cocinador se llena de condensado caliente, esto impide el ingreso de más vapor y se paraliza la acción de la cocción de la materia prima, Igualmente si el vapor arrastra gases no condensables, estos se acumulan en la parte superior de los sectores indirectos y así anulan la acción. La única manera de controlar el exceso de condensado y/o gases acumulados es por las trampas de vapor y las purgas de aire.
- Los cocinadores deben tener un termómetro a la salida como mínimo, para que el operador pueda controlar y ajustar la carga o ingreso de vapor. Tiene que tener un manómetro en cada uno de los cinco (5) sectores de vapor indirecto. Y un accionamiento de velocidad variable del cocinador para regular la carga.
- Es muy común que los cocinadores se trabajan con fallas en algunos de los puntos anteriores mencionados y se recurre para suplir la falla, de trabajar con todas las válvulas de vapor directo abierto.
- El cocinador mixto es un pésimo cocinador de vapor directo solamente y no permite un cocimiento uniforme en toda la masa de pescado, ya que, las entradas de vapor directo están muy distanciadas del centro masa del pescado.
- para efectuar los controles y mantenimiento necesario del cocinador debe haber amplios accesos y comodidad para el operario, por la experiencia lo ideal es trabajar con este tipo de cocinadores teniendo un consumo de vapor aproximadamente 160 kilos por tonelada de pescado: de los cuales son 120 kilos de vapor indirecto y 40 kilos de vapor directo.

2.4.3 OPERACIÓN DE COCINADO.

La operación unitaria de cocimiento, tiene por objeto coagular las proteínas y romper las células adiposas, a fin de que en el desaguado y luego en el prensado se elimine la mayor parte de su contenido de agua y aceite.

a) Tiempo y temperatura de cocción

El tiempo de cocinado depende de 3 puntos importantes:

La capacidad del cocinador, las RPM del eje de helicoidal y el tipo y estado de conservación de la materia.

De manera general el tiempo de cocción fluctúa entre 10 y 20 minutos para efectuar la cocción del pescado es necesario que la materia alcance lo más antes posible, una temperatura de 95-100°C, ya que a la salida del cocinador la temperatura de la anchoveta cocida debe ser 100°C o muy cercana a esta.

b) Partes del cocinador

- CILINDRO: Es de forma alargada y en la parte superior tiene la entrada del pescado crudo. Por lo general están forradas de asbesto y fibra de vidrio, lo cual permite que no pierda calor en cocina.
- Pueden ser de dos tipos: De pared simple (cocinador directo), de pared doble (cocinador indirecto).
- HELICOIDAL: Está situado en el interior del cilindro y tiene la función de trasladar el pescado hacia la salida del cocinador, Son de dos tipos.
 - Hueco
 - macizo.
- TRANSMISIONES: Es el conjunto de elementos que dan movimiento al cocinador (catalinas, piñones, cadenas, variador, etc.).
- ACCESORIOS: Entre ellos tenemos; manómetros, chumaceras termómetros, trampas de vapor etc.

- **Resultados de la cocción de pescado**

Durante la operación del cocinado del pescado se presentan los casos:

- a) **Una buena cocción**

Una buena cocción se obtiene mediante un buen aprovechamiento de la superficie de calentamiento y tratando al pescado a temperaturas cercanas a 100°C durante un tiempo determinado. Como consecuencia de una buena cocción se incrementará la capacidad fabril de la planta, ya que permite un buen prensado de la materia prima, obteniéndose una torta de prensa con bajo contenido de agua y grasa, asimismo el aceite en el licor de prensa no formara emulsiones y las centrifugas podrán trabajar con alta eficiencia.

- b) **Una mala cocción**

Los resultados de una mala cocción (de la capacidad). Son diversos siendo los más serios, la reducción de la capacidad fabril y el alto porcentaje de aceite en la harina aquí se pueden distinguir dos casos:

- c) **Pescado semisólido**

Cuando sucede esto, las proteínas no están bien coaguladas, las células adiposas no han sido rotas totalmente y gran parte del agua se encuentra químicamente unido a los tejidos. Este material es muy difícil de prensar y la harina así obtenida, tendrá un alto tenor de grasa con tendencia a la auto combustión espontánea. Por otro lado, el pescado semisólido se vota al piso, teniendo que pasar nuevamente por el cocinador, lo que trae como consecuencia trabajos innecesarios y pérdidas de tiempo.

- d) **Pescado sobre cocido**

Cuando el pescado, esta sobre cocido la estructura fibrosa de la carne se destruye y como ella sirve de filtro durante el pescado, al destruirse permite el pasaje de gran cantidad de sólidos con alto porcentaje de aceite al licor de prensa sobrecargando las desbarradoras, y estos, al ser añadidos al cake de prensa se incrementará la cantidad de grasa en la harina.

- e) **Por otro lado, al venir el pescado muy aguado no se arma el cake y se formará un lodo llamado churreta, lo que trae como consecuencia el ensuciado de las máquinas y el atoro de las mallas además del tiempo que se pierde en la producción**

2.4.4 COCCIÓN DE ACUERDO A LA CALIDAD DEL PESCADO

a. Cocinado Del Pescado Fresco

Cuando el pescado está fresco no presentará dificultades ya que sus fibras son fuertes y soportan bien el esfuerzo mecánico durante el prensado, por tanto, se recomienda que el pescado debe cocinársele más fresco que sea posible.

Para que las rupturas de las células grasas sean completas el pescado deberá cocinarse a temperaturas elevadas o sea con mayor presión y algo de vapor directo, de lo contrario, se tendrá una harina con alto porcentaje de aceite.

El caldo drenado del pre-desaguador y de la prensa debe ser claro.

b. Cocinado del pescado en proceso de descomposición.

Como el pescado almacenado en pozas se deteriora y produce gran cantidad de sanguaza con alto contenido de sólidos y aceite, es necesario que el cocinado sea diferente al de la anchoveta fresca, ya que unas de las células grasas están liberadas en la sustancia, cosa que está ocurriendo en las pozas, además como el pescado descompuesto es gelatinoso no podrá circular.

c.- Problemas de cocinado

La superficie interna del cocinador; así como la externa del gusano se cubren de una película de grasa aumentando la relación de cocción/tiempo durante el proceso de cocimiento en el interior del cocinador van quedando residuos de pescado que acumulándose progresivamente pueden originar la rotura del gusano. Las camisetas para vapor indirecto se incrustan disminuyendo su coeficiente de transmisión calorífica y con un mayor consumo de vapor. Las trampas para salida de condensado se obstruyen llenándose las camisetas de agua dando lugar a la obtención de un pescado mal cocinado.

d.- Recomendaciones para cocinado.

Los cocinadores deben trabajar llenos para aprovechar su máxima capacidad y la total capacidad calorífica del vapor. No debe cocerse, como erróneamente acostumbran otras plantas lo hacen, pescado nuevo o fresco con pescado viejo.

La presión de vapor y la velocidad del gusano deben sincronizarse de acuerdo a la materia prima: tamaño, estado de conservación, contenido de grasas, etc.

El uso del vapor directo debe ser regulado de acuerdo con la consistencia de la materia prima. Si a un pescado pequeño y blando se le aplica el mismo vapor empleado para un pescado grande y consistente, este vapor lo destroza perdiéndose sólidos en el caldo de cocinado. Debe hacerse una limpieza general semanal con una solución de soda caliente al 10% seguida de un lavado con agua.

Debe usarse vapor limpio que no provenga de calderos donde se producen arrastres (carry - over). Está probado que el vapor proveniente de plantas de agua de cola a contra presión empleado para el cocimiento, indirecto, origina incrustaciones en las camisetas y corrosión.

2.4.4 ANÁLISIS EN COCINADORES ROTATORIOS

- Son cocinadores de flujo contracorriente del tipo convectivo, el cual opera con vapor saturado generado en calderos piro-tubulares de forma indirecta y en algunos casos de manera directa

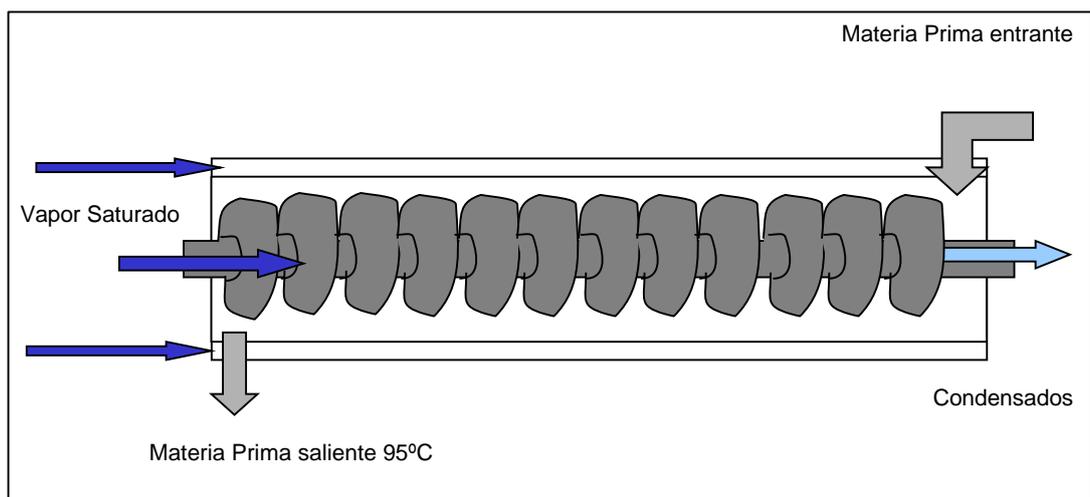


Figura 10. Almacenamiento de Harina de pescado
Fuente: Delprex Perú Company SAC.

2.4.5 SECADORES

Son equipos térmicos utilizados para deshidratar una determinada materia, a través de un proceso de adición de energía en forma de calor continuos o Lotes, de contacto directo o indirecto, convectivos o conductivos, utilizan el concepto del ahorro de energía.



Figura 11. Almacenamiento de Harina de pescado
Fuente: Goalco proyectos S.A

a) Secadores rotativos

- Son Secadores de contacto indirecto.
- De Flujo en contracorriente.
- Utilizan vapor saturado como elemento calefactor.
- Pueden ser de discos (ROTADISCOS) o de un haz de tubos (Rotatubos)



Figura 12. Secador rotadisco.
Fuente: Goalco proyectos S.A.

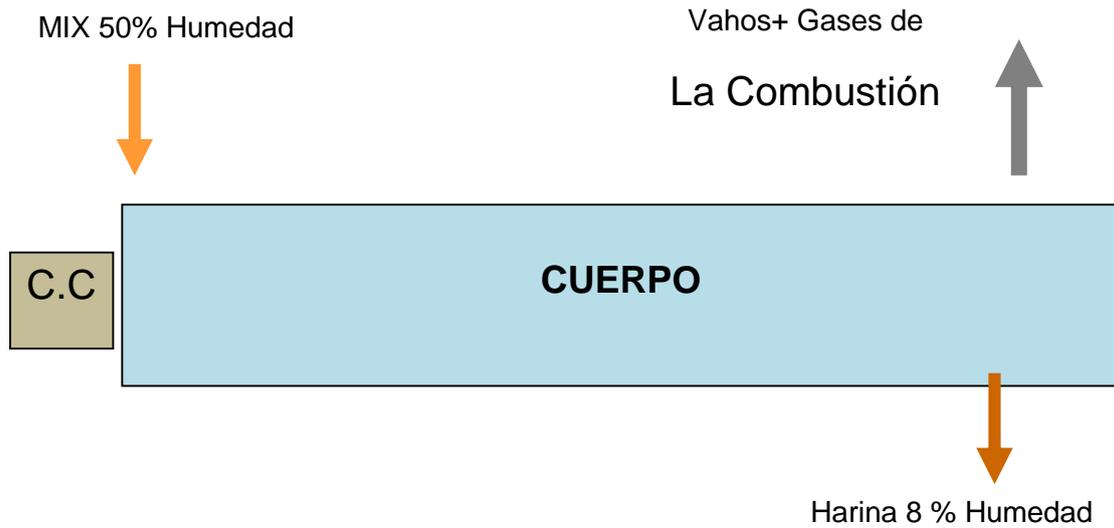


Figura 13. Almacenamiento de Harina de pescado
Fuente: Manual Diagnostico y Racionalización de la Energía, Guevara R.,(2011).UNS.

b) SECADORES CONVECTIVOS

Secadores de aire caliente con generador de vapor de fluido térmico.

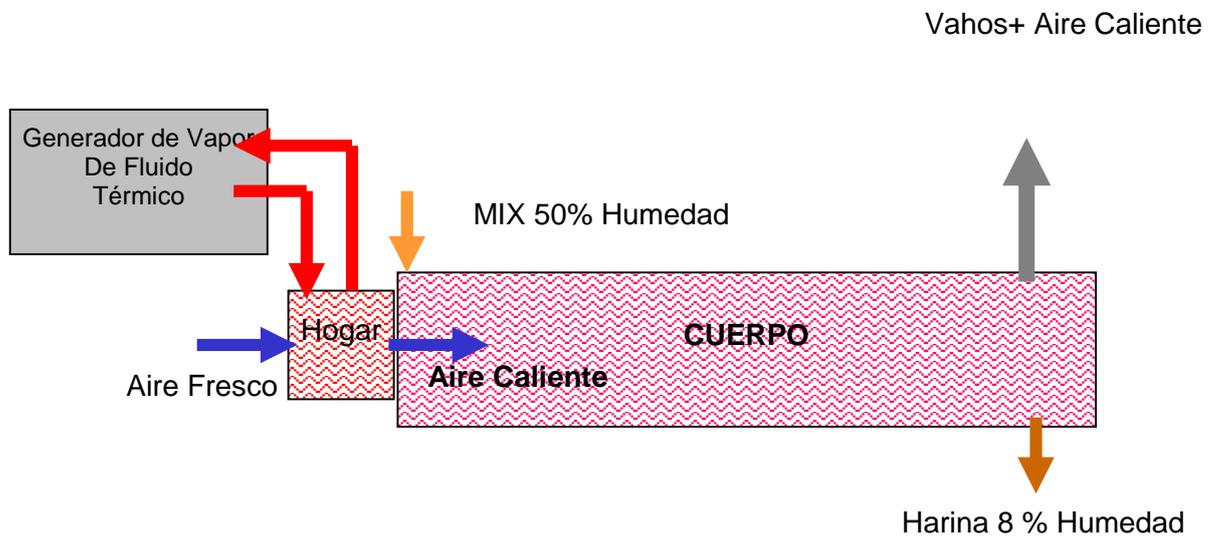


Figura 14. Almacenamiento de Harina de pescado
Fuente: Manual Diagnostico y Racionalización de la Energía, Guevara R.,(2011).UNS.

2.4.6 Evaporadores

a) PROCESO DE EVAPORACIÓN

El proceso de evaporación consiste en la eliminación de un líquido de una solución, suspensión o emulsión por tratamientos térmicos. Se dice entonces, que la solución, suspensión o emulsión se está concentrando, y para lograr dicho propósito debemos suministrar una fuente de calor externo; esta fuente calórica se logra generalmente con vapor de agua, el cual se pone en contacto con el producto a través de una superficie calefactora. Es una separación de componentes por efecto térmico, en donde se obtienen dos productos de distintas composiciones físico-químicas. En la mayoría de los casos, el producto evaporado, (solvente volátil, que generalmente es agua) es un producto sin valor comercial, mientras que el líquido concentrado, (solute no volátil) es el que tiene importancia económica. (Cabe mencionar que puede suceder al revés). Debemos tener en cuenta que los productos a evaporar se comportan de diferentes formas de acuerdo a su características físico-químicas, las cuales pueden definir un comportamiento de termo sensibilidad, de producir reacciones de precipitación, de aglomeración o de polimerización, y un tratamiento inadecuado puede producir un deterioro parcial o total de distintos componentes químicos involucrados en el líquido y de esta forma modificar indeclinablemente las propiedades del mismo. Por esta razón se deben realizar ensayos previos y poder así determinar el equipo adecuado para cada una de las necesidades. Estos ensayos son realizados por ingenieros calificados de nuestra empresa, ya que la misma cuenta con evaporadores a escala de laboratorio y piloto, los cuáles permiten determinar variables termodinámicas, coeficientes térmicos, comportamientos en ebullición, grados de ensuciamiento, concentraciones límites y todo lo necesario para asegurar al cliente, un apropiado diseño y construcción de sus equipos.

b) Características del líquido

La solución práctica a un problema de evaporación está en estrecha relación con el carácter del líquido que se concentra. Como en la gran variedad de características de licores (que demanda criterio y experiencia en el diseño y operación de evaporadores) lo que amplía esta operación desde una sencilla transferencia de calor hasta un arte en el proceso de separado. A continuación, se explican algunas causas o circunstancias que involucran el líquido a la hora de evaporarse, por un proceso de transferencia de calor.

b.1 Concentración.

Aunque la solución de alimentación que entra como licor a un evaporador puede estar suficientemente diluida teniendo muchas de las propiedades físicas del agua a medida que aumenta la concentración la solución adquiere cada vez un carácter más individualista. La densidad y la viscosidad aumentan con el contenido de sólidos hasta

que la solución se transforma en saturada o el licor se vuelve demasiado viscoso para una transferencia de calor adecuada. La ebullición continuada de una solución saturada da lugar a la formación de cristales, que es preciso separar, pues de lo contrario los tubos se obstruyen. La temperatura de ebullición de una solución concentrada puede ser mucho mayor que la del agua a la misma presión.

b.2 Formación de Espuma:

Algunos materiales, en especial las sustancias orgánicas, forman espuma durante la vaporización. Una espuma estable acompaña al vapor que sale del evaporador, causando un fuerte arrastre.

b.3 Sensibilidad a la temperatura:

Muchos productos químicos finos, productos farmacéuticos y alimentos se deterioran cuando se calientan a temperaturas moderadas durante tiempos relativamente cortos. En la concentración de estos materiales se necesitan técnicas especiales para reducir tanto la temperatura del líquido como el tiempo de calentamiento.

b.4 Incrustaciones

Algunas soluciones depositan costras sobre la superficie de calentamiento. En estos casos, el coeficiente global disminuye progresivamente hasta que llega un momento en que es preciso interrumpir la operación del evaporador y limpiar los tubos.

c) Operación de simple efecto

La mayoría de los evaporadores se calientan con vapor de agua que condensa sobre tubos metálicos. Excepto en algunos casos de evaporadores de tubos horizontales, el material a evaporarse fluye dentro de los tubos, generalmente el vapor es de baja presión, inferior a 3 atm de presión tan baja hasta 0.05 atm absolutas. Al reducir la temperatura de ebullición del líquido, aumenta la velocidad de transferencia de calor en el evaporador

Cuando se utiliza un solo evaporador, el vapor procedente del líquido en ebullición se condensa y desecha. Este método recibe el nombre de evaporación de simple efecto y se requiere de 1 a 1.3 kg de vapor. Si el vapor procedente de uno de los evaporadores se introduce como alimentación en el elemento calefactor de un segundo evaporador y el vapor procedente de este se envía al condensador, la operación recibe el nombre de doble efecto. El calor del vapor de agua original es reutilizado en el segundo efecto y la evaporación obtenida por unidad de masa del vapor de agua de alimentación al primer efecto es aproximadamente el doble. Es posible añadir efectos de la misma forma. El método general para aumentar la evaporación por kilogramo de vapor de agua utilizando una serie de evaporadores entre el suministro de vapor y el condensador, recibe el nombre de evaporación de efecto múltiple.

d) Tipo de evaporadores

Los principales tipos de evaporadores tubulares calentados con vapor que se utilizan actualmente son:

d.1 Evaporadores con un paso y circulación

Los evaporadores se pueden operar como unidades con un paso o como unidades de circulación. En la operación con un solo paso, el líquido de alimentación pasa una sola vez a través de los tubos, libera el vapor y sale de la unidad como solución concentrada (o licor espeso). Toda la evaporación tiene lugar en un solo paso, por lo tanto, estos evaporadores se adaptan bien a la operación de múltiple efecto, donde la concentración total puede conseguirse en varios efectos. Los evaporadores de película agitada operan siempre con un solo paso; los evaporadores de película ascendente y descendente pueden también operar en esta forma.

Los evaporadores con un solo paso son especialmente útiles para materiales sensibles al calor. Al operar a vacío elevado, es posible mantener baja la temperatura del líquido. Con un solo paso rápido a través de los tubos, la solución concentrada está a la temperatura de evaporación, pero solamente durante un corto periodo, y puede enfriarse rápidamente en cuanto sale del evaporador. En los evaporadores de circulación se mantiene una masa de líquido dentro del equipo. La alimentación que entra se mezcla con la masa global de líquido y después pasa a través de los tubos. El líquido no evaporado descarga de los tubos, retorna al equipo, de forma que en cada paso solamente ocurre una parte de la evaporación total. Todos los evaporadores de circulación forzada operan en esta forma; los evaporadores de película ascendente son generalmente unidades de circulación.

d.2 Evaporadores de tubos largos verticales

En estos tipos de evaporadores la alimentación se produce por la parte inferior de equipo y la misma asciende por los tubos.

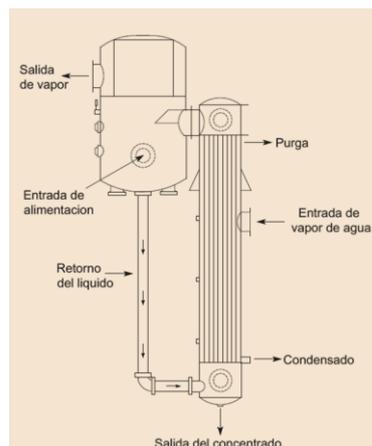


Figura 15. Unidad de tubos largos verticales de película descendente.

Fuente. ATI GROUP S.AC

d.3 Evaporador de película descendente

En estos evaporadores la alimentación es introducida por la parte superior del equipo, la cual ha sido normalmente precalentada a la temperatura de ebullición del primer efecto, mediante intercambiadores de calor adecuados al producto. Se produce una distribución homogénea del producto dentro de los tubos en la parte superior del evaporador, generando una película descendente de iguales características en la totalidad de los tubos. Este punto es de suma importancia, ya que una insuficiente humedad de los tubos trae aparejado posibles sitios en donde el proceso no se desarrolla correctamente, lo cual lleva a bajos rendimientos de evaporación, ensuciamiento prematuro de los tubos, o eventualmente al taponamiento de los mismos. Dentro de los tubos se produce la evaporación parcial, y el producto que está siendo concentrado, permanece en íntimo contacto con el vapor que se genera

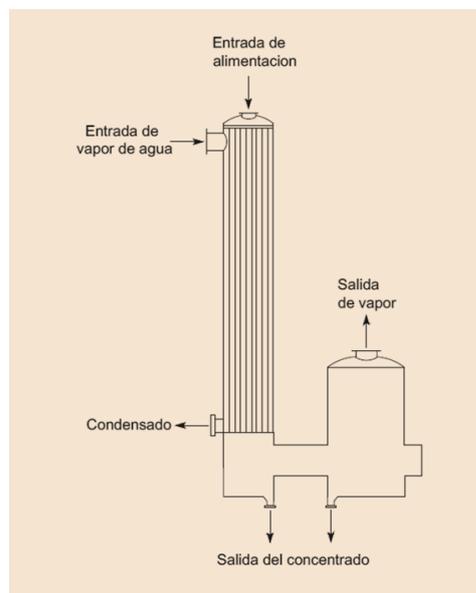


Figura 16. Unidad de tubos largos verticales de película descendente.

Fuente. ATI GROUP S.AC

d.4 Balance de entalpia para evaporadores de simple efecto

En un evaporador de simple efecto, el calor latente de condensación del vapor es transferido a través de una superficie de calentamiento para vaporizar agua de una solución en ebullición. Se necesitan los balances de entalpia, uno para agua y otro para el lado del líquido. La figura muestra esquemáticamente un evaporador de tubos verticales de simple efecto. La velocidad de flujo de vapor y el condensado es mayor a la de la solución diluida, o alimentación es más la del líquido concentrado, la velocidad de flujo de vapor hacia el condensador.

$$q_s = m_s(H_s - H_c) = m_s\lambda_s$$

q_s : Velocidad de transferencia de calor a través de la superficie de calentamiento desde el vapor de agua.

H_v : Entalpia especifica del vapor de agua.

H_c : Entalpia especifica del condensado.

λ_s : Calor latente de condensación del vapor de agua.

m_s : Velocidad de flujo de vapor de agua.

El balance para el lado del licor es:

$$q_s = (m_f - m)H_v - m_f * H_f + mH$$

Donde se tiene.

q_s : Velocidad de transferencia de calor a través de la superficie de calentamiento hacia el líquido.

H_v : Entalpia especifica del vapor de agua.

H_f : Entalpia especifica de la solución diluida.

H : Entalpia especifica de la solución concentrada.

m_s : Velocidad de flujo de vapor de agua.

En ausencia de pérdidas de calor, el calor transferido desde el vapor de calentamiento hacia los tubos es igual al transferido desde los tubos hacia el licor y, por tanto, Así combinando las ecuaciones.

$$q_s = q$$

$$q_s = m_s \lambda_s = (m_f - m)H_v - m_f * H_f + mH$$

Las entalpías de lado de la solución dependen de las características de la solución que se concentra.

d.5 Balance de materia en la planta de agua de cola

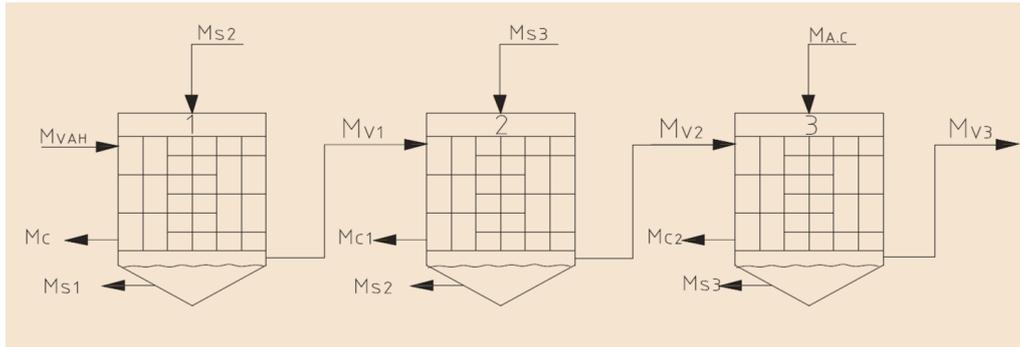


Figura 17. Unidad de tubos largos verticales de película descendente.

Fuente. Manual del curso Técnicas de conservación y uso eficiente de la energía, Robert Guevara ,2011).UNS-Perú.

M_s : Flujo de solución concentrada

M_v : Flujo de vapor

M_c : Flujo de condensado

M_{VH} : Flujo de vahos

En el primer efecto.

$$M_{VH} * h_g + M_{s2} * C_{p,2} * T_2 = M_{V1} * h_{g,1} + M_{s,1} * C_{p,1} * T_1$$

En el segundo efecto

$$M_{v,1} * h_{g,1} + M_{s,3} * C_{p,3} * T_3 = M_{V2} * h_{g,2} + M_{c,1} * h_{f,1} + M_{s,2} * C_{p,2} * T_2$$

En el tercer efecto

$$M_{v,2} * h_{g,2} + M_{A,C} * C_{p,AC} * T_{AC} = M_{V3} * h_{g,3} + M_{c,2} * h_{f,2} + M_{s,3} * C_{p,3}$$

- Los Evaporadores son uno de los principales equipos térmicos utilizados en la industria de procesos para la concentración de disoluciones acuosas. Normalmente implica la separación de agua de una disolución mediante la ebullición de la misma en un recipiente adecuado, el evaporador, con separación del vapor. Si el líquido contiene sólidos disueltos, la disolución concentrada resultante puede convertirse en saturada, depositándose cristales.
- Los distintos líquidos a evaporar pueden clasificarse de la siguiente forma: Los que pueden ser calentados a altas temperaturas sin sufrir descomposición, y los que únicamente pueden calentarse a bajas temperaturas (330 K).
- Los que dan lugar a la aparición de sólidos al concentrarlos, en cuyo caso el tamaño y forma de los cristales pueden ser importantes, y los que no originan sólidos. Los que a una presión dada cualesquiera hierven aproximadamente a la misma temperatura que el agua, y los que tienen un punto de ebullición mucho más elevado.
- La evaporación se lleva a cabo suministrando calor a la disolución para vaporizar al disolvente. El calor se suministra en gran parte para proporcionar el calor latente de vaporización y, mediante la adopción de métodos de recuperación de calor del vapor, el concepto de ahorro de energía ha podido conseguir una gran economía en la utilización del calor.
- Mientras que el medio calefactor es generalmente vapor de agua a baja presión, para casos especiales puede utilizarse Dowtherm o gases de combustión.

PLANTAS EVAPORADORAS DE FLUJO PARALELO

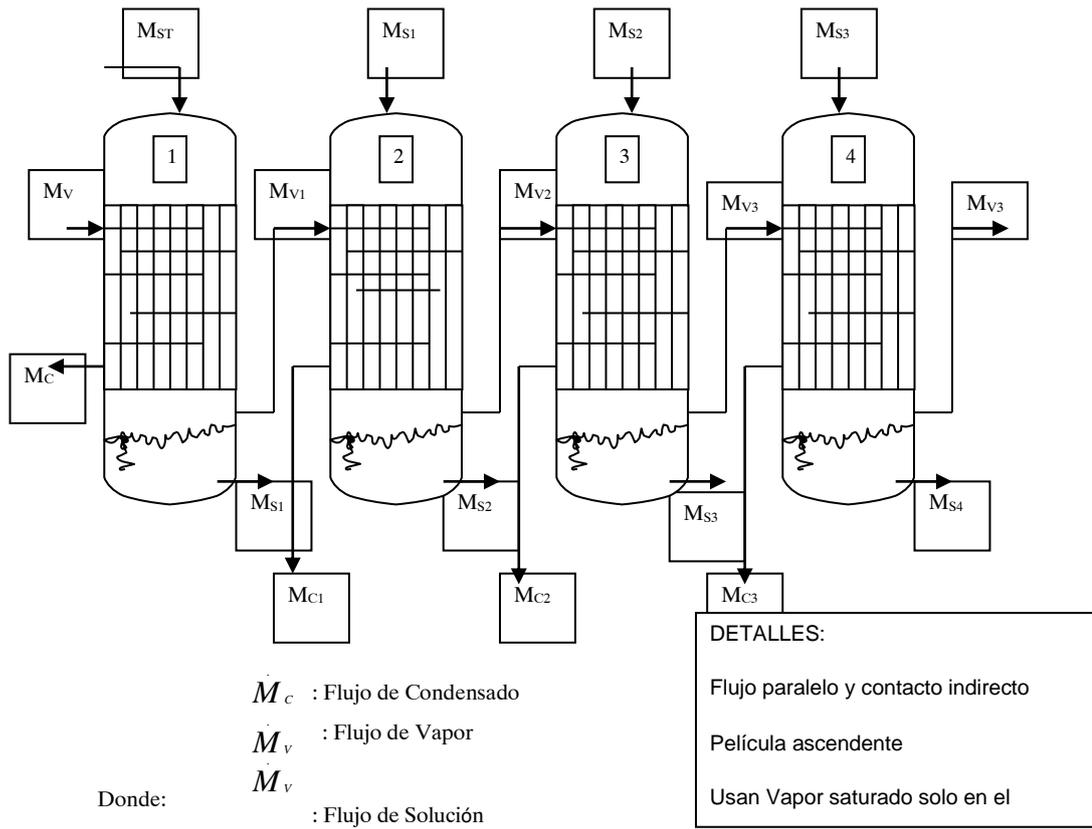


Figura 18. Almacenamiento de Harina de pescado

Fuente: Manual Diagnostico y Racionalización de la Energía, Guevara R.,(2011).UNS.

PLANTAS EVAPORADORAS DE FLUJO EN CONTRACORRIENTE

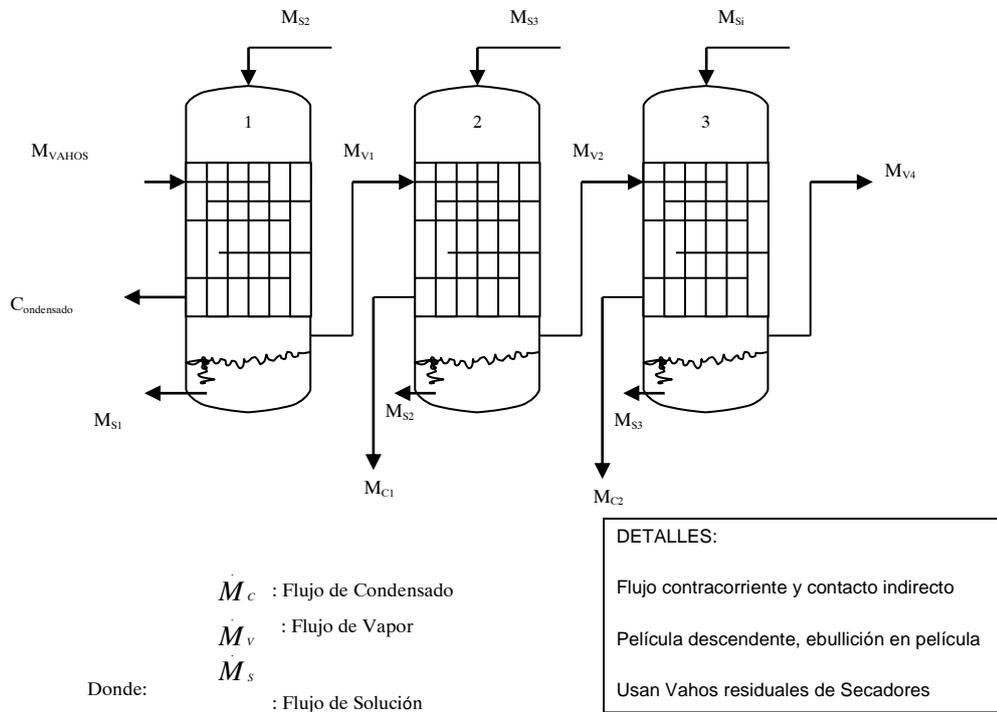


Figura 19. Esquema de una planta de evaporadores de flujo en contracorriente.

Fuente. Manual del curso Técnicas de conservación y uso eficiente de la energía, (2012)
Guevara Chinchayan R., UNS-Chimbote, Perú.

2.4.6 TIPOS DE EVAPORADORES

a) Evaporador de película

Estos tipos de evaporadores son los más difundidos en la industria alimenticia, por las ventajas operacionales y económicas que los mismos poseen. Estas ventajas se pueden resumir de la siguiente forma: Alta eficiencia, economía y rendimiento. Alta flexibilidad operativa. Altos coeficientes de transferencias térmicos. Capacidad de trabajar con productos termo sensibles o que puedan sufrir deterioro parcial o total de sus propiedades. Limpieza rápida y sencilla.

En estos evaporadores la alimentación es introducida por la parte superior del equipo, la cual ha sido normalmente precalentada a la temperatura de ebullición del primer efecto, mediante intercambiadores de calor adecuados al producto.

Se produce una distribución homogénea del producto dentro de los tubos en la parte superior del evaporador, generando una película descendente de iguales características en la totalidad de los tubos. Este punto es de suma importancia, ya que una insuficiente humedad de los tubos trae aparejado posibles sitios en donde el proceso no se desarrolla correctamente, lo cual lleva a bajos rendimientos de evaporación, ensuciamiento prematuro de los tubos, o eventualmente al taponamiento de los mismos.

Dentro de los tubos se produce la evaporación parcial, y el producto que está siendo concentrado, permanece en íntimo contacto con el vapor que se genera. Los dos fluidos, tanto el producto como su vapor, tienen igual sentido de flujo, por lo que la salida de ambos es por la parte inferior de los tubos.

En la parte inferior del evaporador se produce la separación de estas dos fases. El concentrado es tomado por bombas y el vapor se envía al condensador (simple efecto), mientras que los sistemas múltiefecto utilizan como medio calefactor, el vapor generado en el efecto anterior, y por lo tanto el vapor generado en el último cuerpo es el que se envía al condensador.

A modo de ejemplo, si alimentamos con 1 kilogramo de vapor vivo un evaporador simple efecto, obtendremos aproximadamente 1 kilogramo de agua evaporada, mientras que, si alimentamos un evaporador doble efecto con la misma cantidad de vapor, o sea 1 kilogramo, obtendremos 2 kilogramos de agua evaporada, uno por cada efecto. Se concluye entonces, que, a mayor cantidad de efectos, mayor será el rendimiento de evaporación, lográndose estupendas relaciones de vapor vivo consumido por kilogramo de líquido evaporado.

Otra posibilidad de aumentar el rendimiento del evaporador es instalando un sistema de termo compresión de vapores; este proceso constituye un recurso muy utilizado en la actualidad, en donde el vapor generado es comprimido por vapor de alta presión, lográndose un aumento significativo del poder calorífico del vapor resultante o mediante compresión mecánica (para altas capacidades de evaporación). El reuso de vapor permite obtener excelentes economías durante la operación.

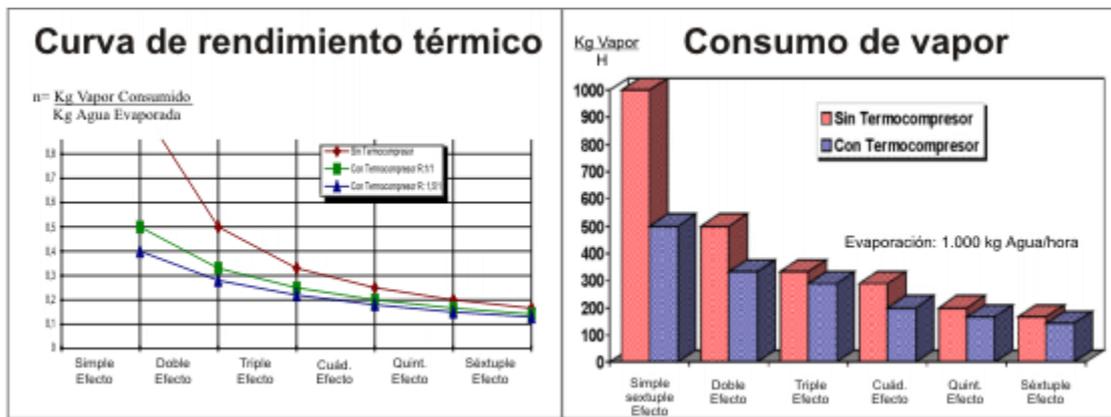


Figura 17. Almacenamiento de Harina de pescado
Fuente: Delprex Perú Company SAC.

Tanto los evaporadores simple efecto, como los múltiples efectos tienen la ventaja de poder realizar su limpieza a continuación del proceso y de esta forma economizar tiempos muertos. Aplicando un buen cronograma de limpieza, se aumenta significativamente los ciclos de funcionamiento del equipo y mantienen intactas las propiedades finales del producto concentrado.

○ **Evaporador de película descendente**

En estos tipos de evaporadores la alimentación se produce por la parte inferior del equipo y la misma asciende por los tubos.

El principio teórico que tienen estos evaporadores se asimila al 'efecto sifón', ya que cuando la alimentación se pone en contacto con los tubos calientes, comienza a producirse la evaporación, en donde el vapor se va generando paulatinamente hasta que el mismo, empieza a ejercer presión hacia los tubos, determinando de esta manera, una película ascendente. Esta presión, también genera una turbulencia en el producto que está siendo concentrado, lo que permite mejor la transferencia térmica, y por ende, la evaporación.

En estos evaporadores existe alta diferencia de temperaturas entre la pared y el líquido en ebullición. Cabe mencionar que la altura de los mismos es limitada, ya que la capacidad del vapor en arrastrar la película formada hacia la parte superior del equipo no es suficiente y determina la altura máxima posible para el diseño.

Son evaporadores en los cuales se puede recircular el producto concentrado, donde el mismo es enviado nuevamente al interior del equipo, y de esta forma, asegurar un correcto caudal de alimentación.

a) Evaporador de circulación forzada

Los evaporadores de circulación forzada pueden no ser tan económicos, pero son necesarios cuando los productos involucrados en la evaporación tienen propiedades incrustantes, altas viscosidades, precipitaciones, cristalizaciones o ciertas características térmicas que imposibilitan una circulación natural.

Son equipos en donde el producto es calentado a través de un intercambiador de calor (el intercambiador puede ser horizontales o verticales), luego se envía a un separador, donde la evaporación se lleva a cabo gracias a la presión reinante dentro del mismo, produciéndose de esta forma una evaporación flash y por ende un enfriamiento del producto. La velocidad de circulación del producto dentro de los tubos es un factor esencial a tener en cuenta para cada tipo de producto.

b) Evaporador continuo de película

Los evaporadores de película agitada han sido desarrollados como consecuencia de las necesidades de trabajar con productos viscosos y termo sensibles tales como la pasta de tomate, pulpas concentradas de frutas, jugos de fruta límpidos y pulposos mostos concentrados de uva y leche. Productos cuyo principal requerimiento es conservar las propiedades naturales (color, sabor, contenido vitamínico y proteico).

Se adapta perfectamente para ser incorporado en líneas donde debe actuar como concentrador total o bien como terminación del proceso. Los equipos se caracterizan por la funcionalidad en el trabajo y por la practicidad y simplicidad del uso. Se construyen de una forma robusta y con el empleo de materiales idóneos para el contacto con el producto alimenticio.

Los intercambiadores de superficie raspada se han diseñado para procesar productos de alta viscosidad en forma continua. Dentro de la industria alimenticia pueden utilizarse en distintos procesos como:

- Cocción de confituras, carnes, jarabes etc.
- Congelamiento de gelatina, margarinas, cremas, helados etc.
- Cristalización de azúcares en leche condensada.
- Pasteurización de cremas, concentrados de frutas y hortaliza.
- Enfriamiento de pasta, féculas comestibles, concentrados de pulpas y jugos de frutas.

Las características especiales de este equipo permiten asegurar la mejor calidad de producto terminado a muy bajo costo de operación.

c) Unidad de desaireador flash

Se utiliza para desairear por expansión al vacío, jugos de tomate y jugos de diversas frutas, preservando el sabor, color, calidad de contenido vitamínico y minimizando la degradación por efecto de la oxidación en los productos tratados. -

Estos equipos pueden acoplarse a condensadores semibarométricos o de superficies, apto para reducir la pérdida de aromas de la fracción de agua auto evaporada mediante recuperación y reintegración de la condensación aromática.



Figura 18. Tanque de expansión flash
Fuente: Goalco Perú SAC.

d) Equipo Turbo extractor

Equipamiento de última generación de extrema versatilidad, alto rendimiento, gran capacidad y bajo mantenimiento que puede ser utilizado en diversos sectores de la industria alimenticia para el tratamiento de frutas y hortalizas. Funcionando como refinadora, separadora, desintegradora y homogeneizadora se puede lograr:

- Jugos y pulpas más homogéneas
- Residuos con grado de humedad reducido
- Jugos pulposos de alta consistencia y suave textura

2.4.7 El prensado

De los Prestrainer la masa cocida y pre-desaguada cae por gravedad a la prensa ya puesta en movimiento con anterioridad y con el gusano caliente, por un shute que se haya en su parte posterior (lado opuesto donde se haya el sistema de transmisión de movimiento al gusano). Siendo conducida por este a todo lo largo de la prensa y ocupando el espacio o luz de 1/32".

En su recorrido es prensado por el tornillo sobre las mallas con perforaciones a través de las que salen el líquido producto del prensado, llamado caldo de prensa, que va a la batea colectora y por medio de un tubo a un tanque colector ubicado en el piso.

La torta o cake obtenido del prensado sale por la parte anterior de la prensa cayendo a un shute y a un gusano colector de cake que logra desmenuzarlo y lo transporta a la próxima etapa del secado.

Durante la operación debe observarse y palpase la torta (análisis organoléptico). para variar la velocidad de acuerdo con la calidad de prensado obtenido.

Una buena torta debe ser compacta y poco húmeda (40 a 50 %) y grasosa (65%)

2.5 Balance de materia

Basados en la ley de la conservación de la materia, "La masa de un sistema cerrado permanece constante, sin importar los procesos que ocurran dentro del sistema, la masa que entra en un sistema debe, por lo tanto, salir del sistema o acumularse dentro de él:

$$\text{Entradas} = \text{Salidas} + \text{Acumulación}$$

En cada elemento o equipo por la que pasa la materia prima se tomó muestras obteniendo su composición en %sólidos, grasas y humedad (E y S).

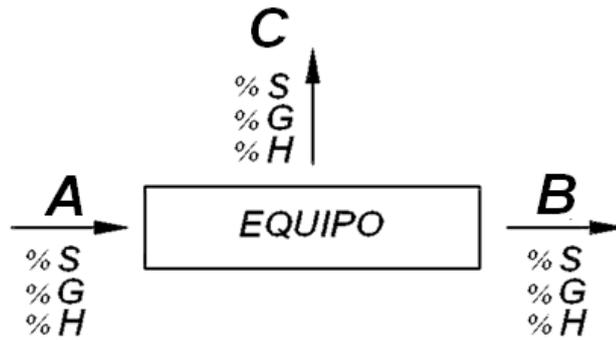


Figura 19: Diagrama de equipo para balance de materia.

Fuente. Elaboración propia

Donde:

- A** : Entrada
- B** : Salida Primaria
- C** : Salida Secundaria.
- %S** : % de Sólidos
- %G** : % de Grasas
- %H** : % de Humedad.

Para la composición de humedades, tenemos con dato de entrada (A) y composiciones de (B) y (C)

$$A = B + C \quad (1)$$

$$\% H_A \cdot A = \% H_B \cdot B + \% H_C \cdot C \quad (2)$$

Para hallar B:

$$C = A - B \quad (3)$$

Reemplazamos (3) en (2) y despejando:

$$\% H_A \cdot A - \% H_C \cdot A = \% H_B \cdot B - \% H_C \cdot B$$

$$B = \frac{A(\%H_A - \%H_C)}{(\%H_B - \%H_C)} \quad (4)$$

Aplicamos la ecuación (4) en todos los puntos de muestreo

2.6 Balance de energía

2.6.1.- Cocinadores

a) Capacidad efectiva de cocinas (t/h)

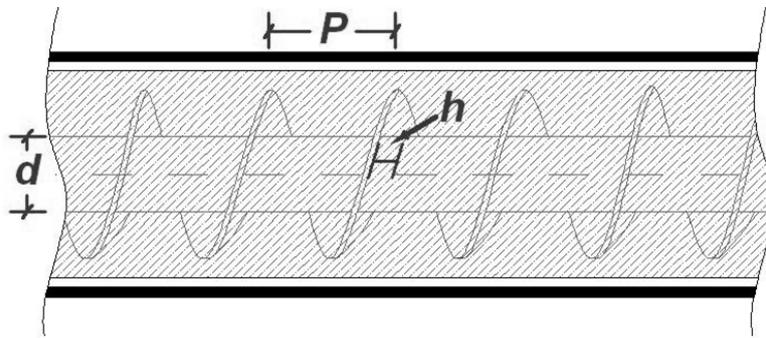


Figura 20. Sección longitudinal de un cocinador mixto.

Fuente. Elaboración propia

$$PE = 45.027 N f [P (Dc^2 - De^2) - (D^2 - De^2) E] \quad (5)$$

$$N = \frac{L}{P \times T} \quad (6)$$

f = 0.75 Cocinadores Directos

f = 0.85 Cocinadores Mixtos

f = 0.95 Cocinadores Indirectos

Donde:

PE = Capacidad efectiva del cocinador en T/h

N = R.P.M. del eje

f = Factor de llenado del cocinador, según tipo.

T = 11 min. Promedio del mínimo y máximo tiempo de cocción, fijado entre 10 y 12 min.

- L = Longitud entre chutes de carga y descarga (m)
- P = Paso de las paletas o helicoides (m)
- Dc = Diámetro interno del cilindro (m)
- De = Diámetro exterior del eje (m)
- D = Diámetro exterior del helicoide (m)
- E = Espesor del helicoide, según tipo de cocinador (m)

b) Calor suministrado por cocinas

Hallamos el Cp. del pescado a la entrada:

$$C_p = 1.00\%H + 0.50\%G + 0.32S \quad (7)$$

Donde:

Cp. : Calor específico del pescado.

%H : Porcentaje de agua en el pescado.

%G : Porcentaje de grasa del pescado.

%S : Porcentaje de sólidos del pescado.

(1.00, 0.50, 0.32) Calor específico del agua, grasa y sólidos, respectivamente en Kcal/kg °C.

Determinamos el calor que consumen las cocina.

$$Q = m * C_p * (T_2 - T_1) \quad (8)$$

Donde:

Q : Calor consumido por la cocina (Kcal/h).

M : Flujo de materia en la cocina (kg/h).

T₂ : Temperatura de salida del pescado (°C).

T₁ : Temperatura de entrada del pescado (°C).

Calculamos la cantidad de vapor requerido:

$$\text{Kilogramo de vapor} = \frac{Q}{h}$$

Donde:

Q : Calor consumido por el equipo (Kcal/h).

h : Entalpia de evaporación a presión de alimentación del vapor (Kcal/kg).

Kg Vapor : Vapor requerido para el equipo (Kg/h).

c) Pérdida de calor al medio ambiente

$$Q_{perd} = U * A * (T_4 - T_3) \quad (10)$$

$$U = h_c + h \quad (11)$$

$$U = A_c + A \quad (12)$$

Donde:

Q_{Perd} : Calor perdido al ambiente (Kcal/H).

U : Coeficiente global de perdida (Kcal/h m² °C).

T₄ : Temperatura exterior de la superficie de la cocina (°C).

T₃ : Temperatura ambiente (°C).

h_c : Coeficiente convectivo (Kcal/h m² °C).

h : Coeficiente radiactivo (Kcal/h m² °C).

A : Área de la cocina (m²).

A_c : Área del cilindro (m²).

A_r : Área de las tapas (m²).

CAPÍTULO III

MATERIALES Y MÉTODOS

3.1 Materiales

3.1.1 Recursos de diseño

Se emplearán formatos de cálculos y diseño para evaluar las capacidades de los equipos en función al consumo de vapor saturado que requerirán, para ello también se evaluará el equivalente de combustible consumido tanto para calentamiento como la futura operación de planta.

a) Microsoft Excel:

Se emplearán bases programables en Excel, donde se han dispuesto las configuraciones de las plantas de diseño convencional, y en estos formatos se ingresarán los datos para las capacidades deseadas a fin de obtener esos indicadores necesarios para proyectar como serán los requerimientos energéticos y flujos de vapor cuando se realice las pruebas y operación de la instalación pesquera.

b) Microsoft Word

Para la redacción del informe de investigación se hará uso de Microsoft Word , haciendo uso de sus herramientas para el diseño de gráficos y esquemas representativos de las etapas y secuencias del informe.

c) AutoCAD

Para realizar los diseños de planos de detalle y equipos se hará uso de las herramientas de diseño del programa AutoCAD.

3.2 MÉTODO DE INVESTIGACIÓN:

El tipo de investigación es pre experimental ya que la variable independiente no será manipulada, en consecuencia, la variable dependiente se verá influenciada por esta, representándose como información para examinar y evaluar los resultados que serán contrastados y calificados para dar validación a la hipótesis.

3.2.1 EVALUACION ENERGETICA DE QUIPOS CONSUMIDORES DE ENERGÍA TÉRMICA.

A través de los antecedentes de operación de otras fábricas se identificarán los parámetros ideales a fin de caracterizar las necesidades térmicas en función al calor y flujo de vapor necesario para cada etapa del proceso.

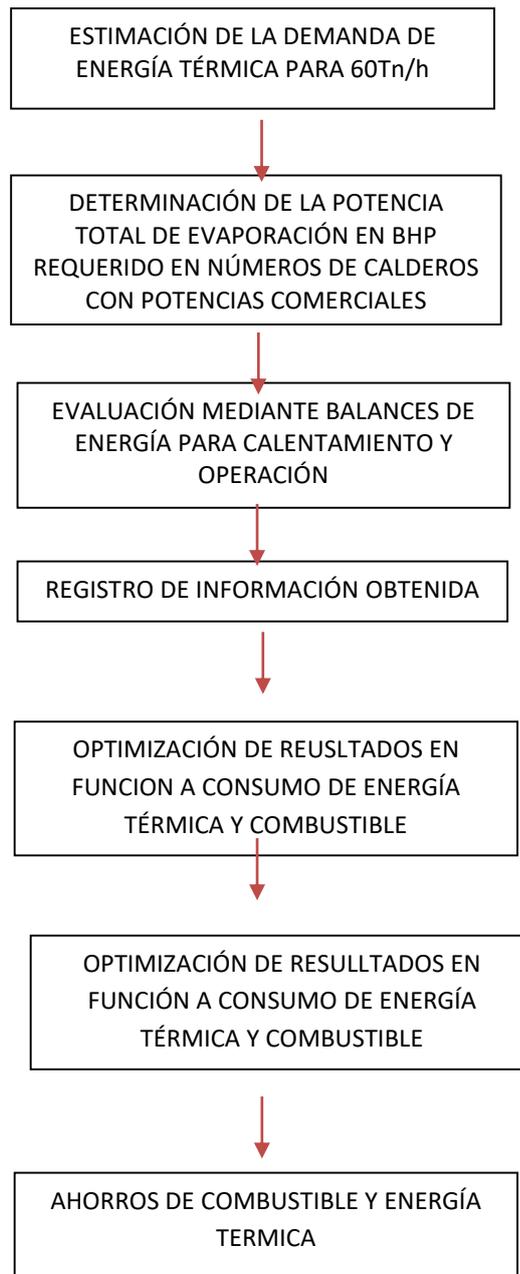


Figura N° 21. Secuencia metodológica para evaluación de equipos por capacidad de consumo de vapor y uso de energía térmica

Fuente: Elaboración propia

CAPÍTULO IV
CÁLCULOS Y RESULTADOS

4.1 Cálculo del potencial térmico

Los cálculos para las capacidades de equipos se harán en función a la cantidad de energía térmica requerida, mediante el uso de balance de energía y masa se dimensionará los equipos y se evaluarán los flujos.

Se considerará una capacidad de generación de vapor de 03 calderos pirotubulares de 800 BHP, 900 BHP y 1 000 BHP, con los siguientes datos:

- Temperatura de agua de alimentación : 90°C
- Presión de trabajo : 115psi
- Eficiencia de calderos : 80%

a) **Estimando la generación de vapor para estas características se tiene:**

Producción de vapor de caldera N° 01.

$$Vap_{800BHP} = 800BHP * \frac{(32.3lb/h)/BHP}{2.204Lb/Kg} * 0.80 = 9\ 379\ Kg/h$$

Producción de vapor de caldera N° 02.

$$Vap_{900BHP} = 900BHP * \frac{(32.3lb/h)/BHP}{2.204Lb/Kg} * 0.80 = 10\ 552\ Kg/h$$

Producción de vapor de caldera N° 03*

$$Vap_{1000BHP} = 1\ 000BHP * \frac{(32.3lb/h)/BHP}{2.204Lb/Kg} * 0.80 = 11\ 724\ Kg/h$$

b) **Capacidad total de calderas en planta:**

$$Vap_{800BHP} + Vap_{900BHP} + Vap_{1000BHP} = 9\ 379 \frac{Kg}{h} + 10\ 552 \frac{kg}{h} + 11\ 724 \frac{kg}{h}$$

$$Vap_{800BHP} + Vap_{900BHP} + Vap_{1000BHP} = 31\ 655\ Kg/h$$

$$BHP = \frac{Kg.\ de\ vapor\ generado * factor\ de\ evap.}{15.65Kg.\ vapor * eficiencia\ de\ caldero}$$

$$BHP\ CALDEROS = \frac{31\ 655 * 1.052}{15.65 * 0.80} = 2\ 659.83\ BHP$$

4.2 Cálculo de numero de calderos

Se dispondrá de un caldero de 800 BHP, 900 BHP y 1000 BHP, contando además con la potencia del caldero de 250 BHP, que existe en planta conservera como respaldo.

4.3 Cálculo de requerimientos de calor en el Cocinador

4.3.1 Consumo de vapor y combustible equivalente en el Cocinador

La planta contará con un Cocinador de capacidad de 60Tn/h que consume vapor saturado.

- Calentamiento de Cocinador
- Pérdidas de calor
- Cocción del pescado

Balance de masa



Se estiman los siguientes parámetros para la humedad, grasas y sólidos.

Materia prima

Humedad: 74% = 44.4 Tn
Grasa : 7% = 4.2 Tn
Sólidos : 19% = 11.4 Tn

100% = 60.0 Tn

Humedad: 74% = 44.4 Tn
Grasa : 4.2% = 4.2 Tn
Sólidos : 19% = 11.4 Tn

100% = 60.0 Tn

4.3.2 Calor para precalentamiento del Cocinador(Q_A)

$$Q_A = m * C_p * (T_f - T_i)$$

Datos: estos datos se consideran a partir de la capacidad promedio que procesa una planta de 60 ton/h, se consultó como antecedentes a las capacidades de la planta de harina Austral Coishco.

$$m_{\text{cocina}} = 32\,500 \text{ kg}$$

$$C_{p(\text{Fe})} = 0.115 \frac{\text{kCal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

$$\Delta T = T_f - T_i = 100^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C} = 80^\circ\text{C}$$

Reemplazando:

$$Q_A = 32\,500 \text{ Kg} * 0.115 \frac{\text{kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} * (100 - 20)^\circ\text{C}$$

$$Q_A = 299\,000 \text{ kCal}$$

El combustible a emplear será el petróleo residual 500 , el gasto de petróleo residual 500 para calentamiento del cocinador será calculado de la siguiente forma:

$$P_{R-500} = \frac{Q_A * 3.97}{\eta * \text{PCI}}$$

$$P_{R-500} = \frac{299\,000 \text{ Kcal} * 3.97 \frac{\text{BTU}}{\text{Kcal}}}{0.80 * 145\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{Galon}}} = 10.23 \text{ Galones}$$

4.3.3 Consumo de vapor para precalentamiento del cocinador

$$\mathbf{vapor} = \frac{Q_T}{\Delta h}$$

Donde Δh : Se calcula de tablas a la presión manométrica de 2 bar.

$$\mathbf{vapor} = \frac{299\,000 \text{ Kcal}}{h_g - h_f}$$

$$\mathbf{vapor} = \frac{299\,000 \text{ Kcal}}{(651 - 134.3) \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}}}$$

$$\mathbf{vapor} = 579 \text{ kg}$$

Para poder calentar el cocinador se necesitará 579 Kg de vapor saturado .

4.3.4 Pérdidas de calor en el cocinador:

Suponiendo estas condiciones de operación en el cocinador se estimará las pérdidas posibles basadas en las dimensiones que este equipo tendrá, consultando catálogos de fabricantes de cocinadores se selecciona los siguientes para la capacidad de proceso de planta (60 Tn/h)

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

Datos: Se tendrán las siguientes dimensiones en función a catálogos de proveedores.

- Diámetro del cocinador : 1.4m
- Largo del cocinador : 16.17m

- Coeficiente global de transferencia: U (Ecuación que recomienda el ministerio de la producción).

$$U = 8.4 + 0.06 * (T_{ext} - T_{amb})$$

$$U = 8.4 + 0.06 * (40^\circ - 20^\circ) = 9.6 \frac{Kcal}{m^2 h^\circ C}$$

Calculamos el área:

$$A = 2 * \pi * R * L + \frac{(2 * \pi * D^2)}{4}$$

$$A = 2 * \pi * 0.7 * 16.17 + \frac{(2 * \pi * (1.4)^2)}{4}$$

$$A = 74.2m^2$$

Reemplazando se tienen:

$$Q = 9.6 * 74.2 * (100 - 20) = 56\,985.6 \text{ Kcal/h}$$

4.3.5 Calor para cocinado del pescado

se estimará la entrada de 60 000 Kg/h considerado la capacidad de planta.

$$Q = m * cp * \Delta T$$

m: masa del pescado: 60 000kg/h

$$Cp: 0.34*0.0.19+0.5*0.07+1*0.74=0.8396 \text{ Kcal/kg } ^\circ C$$

Reemplazando se tiene:

$$Q = 60\,000 \frac{kg}{h} * 0.8396 \frac{kCal}{kg^\circ C} * (100 - 20)^\circ C$$

$$Q = 4\,030\,080 \frac{Kcal}{h}$$

4.3.6 Calor cedido por el condensado (Q_{chaqueta}):

$$Q_{chaqueta} = m * Cp * (T_f - T_i)$$

m : se estimará que la masa que saldrá de secadores es 14 511 Kg/h, este dato se propone por la práctica en otras industrias pesqueras similares a su capacidad de producción.

$$C_p: 1\text{kCal/kg } ^\circ\text{C}, \quad T_f - T_i = 135^\circ\text{C} - 110^\circ\text{C} = 25^\circ\text{C}$$

Reemplazando:

$$Q_{\text{chaqueta}} = 14\,511 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 1 \frac{\text{kCal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} * (135 - 110)^\circ\text{C} = 362\,775 \text{ kCal/h}$$

- **Calor consumido en el eje (Q_{eje})= Consumo de calor del vapor**

$$Q_{\text{cocina pescado}} = Q_{\text{eje}} + Q_{\text{chaqueta}}$$

$$Q_{\text{eje}} = Q_{\text{cocina pescado}} - Q_{\text{chaqueta}}$$

$$Q_{\text{eje}} = 3\,667\,305 \text{ kCal/h}$$

4.3.7 Consumo de petróleo para cocinar la materia prima

$$P_{R-500} = \frac{Q * 3.97}{n * \text{PCI}}$$

Datos:

Calor de cocinador

$$(Q_{\text{total}}) = Q_{\text{eje}} + Q_{\text{cocina pescado}} + Q_{\text{chaqueta}} = 3\,667\,305 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} + 362\,775 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} + 56\,985.6 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

Eficiencia de caldero: 80%

Poder calorífico inferior: 145 000 BTU/galón

$$P_{R-500} = \frac{4\,087\,065.6 \frac{\text{kCal}}{\text{h}} * 3.97 \text{ BTU/kCal}}{0.80 * 145\,000 \text{ Btu/galón}}$$

$$P_{R-500} = 139.9 \text{ Gal /h}$$

4.3.8 Gasto de vapor de los calderos para la cocina

$$\text{vapor} = \frac{Q_T}{\Delta h}$$

$$Q_{\text{calor para cocinador}} = 4\,087\,065.6 \text{ kCal/h}$$

$$\lambda_{(a \text{ la presión manométrica } 2\text{bar})} = h_g - h_f = 651 - 134.3 = 516.7 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}}$$

Reemplazando se tiene:

$$\text{vapor} = \frac{4\,087\,065.6 \text{ Kcal/h}}{(651 - 134.3) \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}}} = 7\,909.9 \text{ kg/h}$$

4.4 Consumo de combustible para los secadores

La planta está diseñada para contar con 04 secadores rotadisco que consumirá vapor para:

- Calentamiento de los secadores
- Se determinarán pérdidas de calor
- Llegar a la temperatura antes de la evaporación
- Evaporar el agua



Condiciones de materia:

Humedad (54.88%) = 15.030 Tn	Humedad (20%) = 3.092 Tn
Grasa (3.52%) = 0.965 Tn	Grasa (6.24%) = 0.965 Tn
Sólidos (41.60%) = 11.393 Tn	Sólido (73.76%) = 11.393 Tn
27.387 Tn	15.450 Tn

4.4.1 Calor para precalentar el equipo secador.

$$Q = m * Cp * (T_f - T_i)$$

$$m = 220\,000 \text{ Kg/h (masa de los 04 secadores)}$$

Esta cantidad de materia o masa de pescado son las que saldrán de los 04 secadores.

$$Cp.Fe = 0.115 \frac{\text{kCal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

$$(T_{final} - T_{ambiente}) = 100 - 20 = 80^\circ\text{C}$$

Reemplazando:

$$Q_A = 220\,000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 0.115 \frac{\text{kCal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} * 80^\circ\text{C} = 2\,024\,000 \text{ kCal/h}$$

4.4.2 Consumo de petróleo para los 04 secadores

$$P_{R-500} = \frac{Q * 3.97}{E_c * PCI}$$

La cantidad de calor requerido será empleado para calentar la cocina.

$$P_{R-500} = \frac{2\,024\,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} * 3.97 \text{ BTU/Kcal}}{0.80 * 145\,000 \text{ BTU/galon}}$$

$$P_{R-500} = 69.27 \text{ Gal/h}$$

4.4.3 Consumo de vapor para precalentar secadores

$$\text{vapor} = \frac{Q_T}{\Delta h}$$

$$\Delta h = h_g - h_f = 658.5 - 160.24 = 498 \text{ kCal/Kg}$$

$$\text{masa}_{\text{vapor}} = \frac{2\,024\,000 \text{ Kcal}}{498 \text{ kCal/kg}} = 4\,064 \text{ Kg. vapor}$$

4.4.4 Pérdidas de calor en el secador(Q_b)

$$Q_b = U * A * (T_f - T_i)$$

Dimensiones del secador:

- Diámetro : 2.6m
- Largo : 9.5m
- N° de secadores : 04

U: Coeficiente global de transferencia de calor.

$$U = 8.4 + 0.06 * (T_{\text{ext}} - T_{\text{amb}})$$

$$U = 8.4 + 0.06 * (40 - 20) = 9.6 \frac{kCal}{m^2 h^{\circ}C}$$

$$A = N^{\circ} \text{ Secadores} * (2 * \pi * r * L) + \frac{2 * \pi * D^2}{4}$$

$$A = 4 * (2 * \pi * 1.3 * 9.5) + \left(\frac{2 * \pi * (2.6)^2}{4} \right)$$

$$A = 352.9 \text{ m}^2$$

Reemplazando se tiene:

$$Q_b = 9.6 \frac{kCal}{m^2 h^{\circ}C} * 352.9 * (100^{\circ}C - 70^{\circ}C) = 101664 \text{ Kcal/h}$$

L) Calor para llegar a la temperatura antes de la evaporación

$$Q_c = m * C_p * (T_f - T_i)$$

$$m = 27\,387 \text{ kg (masa a la entrada del secador)}$$

$$C_p = (0.5488 * 1) + (0.0352 * 0.05) + (0.34 * 0.4160) = 0.71 \text{ kcal/kg }^{\circ}C$$

$$\Delta T = T_{final} - T_{inicial} = 100 - 70 = 30^{\circ}C$$

Reemplazando se tendrá:

$$Q_c = 27\,387 \text{ kg} * 0.71 \frac{kcal}{kg^{\circ}C} * (100 - 70)^{\circ}C$$

$$Q_c = 583\,343.1 \text{ kCal/h}$$

M) Calor requerido para evaporar el agua (Q_D)

$$Q_D = m * (595 - 0.47 * T^{\circ})$$

Datos:

$$m = 11\,937 \text{ Kg/h (agua evaporada)}$$

$$T = 100^{\circ}C \text{ (Temperatura de vaporación del agua)}$$

Reemplazando:

$$Q_M = 11937 \frac{Kg}{h} * (595 - 0.47 * 100^{\circ}C)$$

$$Q_M = 6\,541\,476 \frac{kCal}{h}$$

Consumo de petróleo en calderos para los secadores

$$Q_{TOTAL} = Q_A + Q_B + Q_C$$

$$Q_{TOTAL} = 583\,343.1 \frac{kcal}{h} + 6\,541\,476 \frac{kcal}{h} + 101\,664 \frac{kCal}{h}$$

$$Q_{TOTAL} = 7\,226\,483.1 \frac{kcal}{h}$$

$$P_{R-500} = \frac{Q * 3.97}{E_c * P_c}$$

Donde:

$$Q_{secadores} = 7\,226\,483.1 \text{ kCal/h}$$

Eficiencia del caldero: 80%

Poder calorífico inferior: 145 000 BTU/Galón

$$P_{R-500} = \frac{7\,226\,483.1 \frac{kCal}{h}}{0.80} * 3.97$$

$$P_{R-500} = \frac{145\,000 \frac{BTU}{gal}}{145\,000 \frac{BTU}{gal}}$$

$$P_{R-500} = 247.32 \text{ Gal/h}$$

Gasto de vapor de los calderos para los secadores

$$\lambda_{Presion\ manometrica\ 5bar} = h_g - h_f = 658.5 - 160.24 = 438 \text{ kCal/Kg}$$

$$Vapor = \frac{Q_T}{h_g - h_f}$$

$$Vapor = \frac{7\,226\,483.1 \text{ kCal/h}}{438 \text{ kCal/Kg}}$$

$$Vapor = 14\,511 \text{ Kg/h}$$

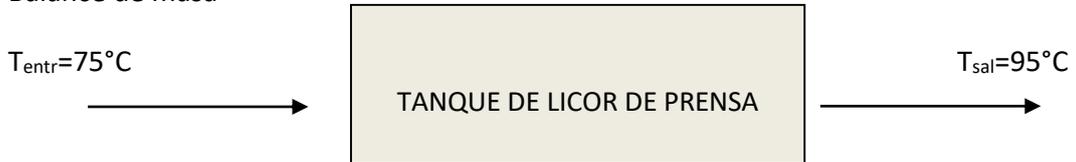
4.5 Gasto de vapor y combustible para precalentar el licor de prensa.

La planta contara con 02 prensas y cada prensa son su respectivo tanque de licor que consume vapor para:

- Calentar el licor de prensa
- Perdidas de calor

Por balance de masa

Balance de masa



Licor de prensa

Humedad (83.46%) = 36.33 Tn
 Grasa (7.76%) = 3.38 Tn
 Sólidos (8.76%) = 3.82 Tn

100% = 43.553 Tn

Licor de prensa

Humedad (83.46%) = 36.33Tn
 Grasa (7.76%) = 3.38Tn
 Sólidos (8.76%) = 3.82 Tn

100% = 43.53 Tn

Cantidad de calor para calentar el licor de prensa

- Calor para calentar el licor de prensa

$$Q_A = m * C_p * (T_f - T_i)$$

$m = 43\,530$ kg (masa de licor de prensa)

$$c_p = (0.34 * 0.0878) + (0.5 * 0.0776) + (1 * 0.8346) = 0.9 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = T_{final} - T_{inicial} = 95^\circ\text{C} - 75^\circ\text{C} = 20^\circ\text{C}$$

Reemplazando se tiene.

$$Q_A = 43\,530 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * 0.9 \frac{\text{kCal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} * 20^\circ\text{C} = 783\,640 \text{ kCal/h}$$

- **Pérdidas de calor**

Calor que se pierde por conducción.

$$Q_1 = \frac{(A * K)}{L} * (T_{caliente} - T_{fria})$$

Datos:

A: área exterior de tanques de licor de prensa (02 tanques) $27.6\text{m}^2 = 297.084$ pies²

- K: Conductividad del fierro negro: 31.8 BTU/h. Pie °F
- L: Espesor de la plancha del tanque: 3/16 " = 0.015625 pies
- $T_{caliente}$: Temperatura al interior del tanque = 95°C = 203°F:
- T_{fria} : Temperatura al exterior del tanque = 94 °C = 201.2 °F

Reemplazando:

$$Q_1 = \frac{(297.084 \text{ pie}^2 * 31.8 \frac{BTU}{h.pies.^{\circ}F})}{0.015625 \text{ pies}} * (203 - 201.2)F$$

$$Q_1 = 1\,325,64 \text{ BTU/h}$$

$$Q_1 = 274\,137,44 \text{ kCal/h}$$

Calor que se perdería al medio ambiente por convección.

$$Q_2 = \delta \cdot F_a \cdot (T_{\text{externa de la pared}} - T_{\text{ambiente}}) = 94 - 24 = 74^{\circ}C$$

δ : Coeficiente de pérdida de calor o película de aire = 13.09 kcal/h.°C.m²

F_a = Área total de los tanques de licor de prensa = 27.6m²

Reemplazando:

$$Q_2 = 13.09 \frac{kcal}{h.^{\circ}C.m^2} * 27.3m^2 * 74^{\circ}C = 26\,735 \text{ kCal/h}$$

Calor total que se requiere en el calentamiento del licor de prensa.

$$Q_{Total} = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

$$Q_{Total} = 783\,640 \frac{kCal}{h} + 274\,137 \frac{kCal}{h} + 26\,735 \frac{kCal}{h}$$

$$Q_{Total} = 1\,084\,512 \frac{kCal}{h}$$

Calculo de gasto de petróleo R-500

$$P_{R-500} = \frac{Q * 3.97}{E_c * PCI}$$

Datos:

$$P_{R-500} = \frac{1\,084\,512 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} * 3.97 \frac{\text{BTU}}{\text{Kcal}}}{0.80 * 145\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{Gal}}}$$

$$P_{R-500} = 37.12 \text{ Gal/h}$$

Consumo de vapor en el calentamiento de licor de prensa

$$vapor = \frac{1\,084\,512 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}}{516.7 \frac{\text{kCal}}{\text{kg}}} = 2099 \text{ Kg/h}$$

N) CONSUMO DE VAPOR Y PETROLEO PARA CALENTAR EL LICOR DE SEPARADORA

La planta está proyectada con 02 separadoras de (30000 Lt/h de capacidad, contando con un tanque de licor que consume vapor para:

- (A) Calentar el licor de prensa
- (B) pérdidas de calor



Datos estimables:

Humedad (84.42%) = 34.83Tn

Grasa (8.02%) = 3.31Tn

Sólidos (7.56%) = 3.12 Tn

100% 41.26 Tn

Humedad (84.42%) = 34.83Tn

Grasa (8.02%) = 3.31Tn

Sólidos (7.56%) = 3.12 Tn

100% 41.26 Tn

- o Calor requerido para calentar el licor de separadora.

$$Q = mx C_p x (T_f - T_i)$$

$$m = 41\,260 \frac{\text{kg}}{\text{h}} (\text{masa del licor de separadora})$$

$$C_p = (0.34 * 0.0756) + (0.5 * 0.0802) + (1 * 0.8442) = 0.91 \text{ kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$T = T_{final} - T_{inicial} = 95 - 85 = 10^\circ\text{C}$$

Reemplazando:

$$Q_A = 41\,260 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} * 0.91 \frac{\text{kCal}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} * 10^\circ\text{C} = 375\,466 \text{ kCal/h}$$

- Calor perdido por convección y radiación del tanque.

$$Q_A = U * A * (T_{\text{final}} - T_{\text{inicial}})$$

Datos:

U = Coeficiente global de transferencia de calor

$$U = 8.4 + 0.06 * (T_{\text{ext.aislamiento}} - T_{\text{amb.}})$$

$$U = 8.4 + 0.06 * (40 - 20)^\circ\text{C} = 9.6 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}}$$

$$A = 2 * \pi * r * L + \frac{(2 * \pi * D^2)}{4}$$

$$A = 2 * \pi * 0.4\text{m} * 2.8\text{m} + \frac{(2 * \pi * 0.8^2)}{4}$$

$$A = 8.042\text{m}^2$$

$$(T_{\text{final}} - T_{\text{inicial}}) = 90 - 15 = 75^\circ\text{C}$$

Reemplazando:

$$Q_B = 9.6 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{h}} * 8.042\text{m}^2 * 75^\circ\text{C} = 5\,790.24\text{kcal/h}$$

Gasto de petróleo para calentar el licor de separadora.

$$Q_{\text{Total}} = Q_A + Q_B = 381\,256.24 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

$$P_{R-500} = \frac{Q * 3.97}{E_c * PCI}$$

Datos:

$$P_{R-500} = \frac{381\,256.24 \frac{\text{kCal}}{\text{h}} * 3.97 \frac{\text{BTU}}{\text{kCal}}}{0.80 * 145\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{Gal}}}$$

$$P_{R-500} = 13.05 \text{ Gal/h}$$

4.5.1 Consumo de vapor en el calentamiento de licor de separadora.

$$Vapor = \frac{Q_T}{\lambda}$$

Datos:

$$Q_{Total} = 381\,256.24 \frac{kCal}{h}$$

$$\lambda_{Presion\ manometrica\ 2bar} = h_g - h_f = 651 - 134.3 = 516.7kcal/kg$$

$$Vapor = \frac{7\,226\,483.1kCal/h}{438kCal/kg}$$

$$Vapor = 14\,511kg\ vapor /h$$

Reemplazando:

$$Vapor = \frac{381\,256.24 \frac{kCal}{h}}{516.7kCal/kg}$$

$$Vapor = 738kg.\ vapor/h$$

4.5.2 Consumo de Calor para calentar la espuma en celdas.

En 60Toneladas se puede recuperar hasta el 0.35% de aceite=0.21 Tn de aceite)

	Humedad	: 76.56%	= 1.141 Tn
Espuma:	Grasa	: 14.07%	= 0.210 Tn
	Sólidos	: 09.37%	= 0.139 Tn
	TOTAL	100%	= 1.490 Tn

Es la composición promedio del aceite de pescado.

(A) Calor requerido para calentar la espuma.

$$Q = m * Cp * (T_f - T_i)$$

$$Q_A = ?$$

$$m: 1.490kg/h$$

$$C_p = (0.1407*0.5) + (0.0937*0.34) + (0.7656*1) = 0.858kCal/Kg^{\circ}C$$

$$(T_{\text{sal.de espuma}} - T_{\text{entr.de espuma}}) = 100^{\circ} - 20^{\circ} = 80^{\circ}\text{C}$$

$$Q_A = 1\,490\text{ Kg} * \left(\frac{0.858\text{kCal}}{\text{Kg}} \text{ }^{\circ}\text{C}\right) * 80^{\circ}\text{C}$$

$$Q_A = 102\,273.6\text{kCal}$$

- **Pérdidas de calor por conducción, radiación y convección.**

$$Q_b = U * A * (T_f - T_i)$$

U = Coeficiente global de transferencia de calor

$$U = 8.4 + 0.06 * (T_{\text{ext.aislamiento}} - T_{\text{amb.}})$$

$$U = 8.4 + 0.06 * (40 - 20) = 9.6 \frac{\text{kCal}}{\text{m}^2\text{h}^{\circ}\text{C}}$$

$$A = 2 * \pi * r * L + \frac{(2 * \pi * D^2)}{4}$$

$$A = 2 * \pi * 0.92\text{m} * 0.92\text{m} + 2 * (9.7\text{m} * (0.92\text{m})^2)/4 = 37.39\text{m}^2$$

$$(T_{\text{final}} - T_{\text{inicial}}) = 100^{\circ}\text{C} - 20^{\circ}\text{C} = 80^{\circ}\text{C}$$

Reemplazando:

$$Q_B = 9.6 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C} \cdot \text{h}} * 37.39\text{m}^2 * 80^{\circ}\text{C} = 28,714.6\text{kCal/h}$$

$$Q_B = 28\,714.6\text{kCal/h}$$

Consumo de petróleo para calentar la espuma en las celdas.

$$Q_{\text{Total}} = Q_A + Q_B = 130\,988.2 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}$$

$$P_{\text{R-500}} = \frac{130\,988.2 \frac{\text{kCal}}{\text{h}} * 3.97 \frac{\text{BTU}}{\text{kCal}}}{0.80 * 145\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{Gal}}}$$

$$P_{\text{R-500}} = 4.5\text{Gal/h}$$

Consumo de vapor en el calentamiento de espuma.

$$\text{Vapor} = \frac{Q_T}{\lambda}$$

Datos:

$$Q_{Total\ espuma\ de\ celdas} = 130\ 988.2 \frac{Kcal}{h}$$

$$\lambda_{Presion\ manometrica\ 2bar} = h_g - h_f = 651 - 134.3 = 516.7 kCal/Kg$$

Reemplazando:

$$m = \frac{130\ 988.2 \frac{kCal}{h}}{516.7 kCal/kg} = 253.5 Kg /h$$

$$m = 253.5 Kg /h$$

El consumo de petróleo se estima en 5.25 galón por tonelada de harina de pescado, por lo tanto, si en una hora se procesa 60Toneladas de materia prima se producirían 13.360Tn de harina.

$$13.360Tn\ de\ harina/h. * 5.25\ galones/Tn\ de\ harina = 70.14\ galones/h$$

4.5.3 Consumo de vapor y petróleo para calentamiento en tanque de petróleo:

Calor requerido para calentar el petróleo de los calderos

$$Q = m * Cp * (T_f - T_i)$$

Densidad del petróleo R-500= 0.9Kg/Lt.

Harina producida en una hora =13.36 Tn (es un dato estimado)

Petróleo gastado por calderas en quipos en una hora= 37.32 Galones

$$m = 37.32\ Gal/Tn.Harina * 3.785Lt/Gal * 0.9Kg/Lt * 13.36Tn\ Harina.$$

$$m = 1\ 698.5\ kg/h$$

$$C_p = 0.5\ Kcal/Kg^{\circ}C$$

$$(T_{final} - T_{inicial}) = 80 - 20 = 60^{\circ}C$$

Reemplazando:

$$Q_A = 1\ 698.5 \frac{kg}{h} * 0.5 \frac{kCal}{m^2h^{\circ}C} * 60^{\circ}C$$

$$Q_A = 50\ 955\ kCal/h$$

4.5.4 Pérdidas de calor por conducción, radiación y convección en el tanque de petróleo. (Zona de calderos)

$$Q_{b1} = U * A * (T_f - T_i)$$

Datos:

$$D = 3.1\text{m} \text{ , altura o largo } = 3.1\text{m}$$

$$U = 8.4 + 0.06 * (T_{\text{ext.aislamiento}} - T_{\text{amb.}})$$

$$U = 8.4 + 0.06 * (40 - 20)^\circ\text{C} = 9.6 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}}$$

$$A = 2 * \pi * r * L + \frac{(2 * \pi * D^2)}{4}$$

$$A = 2 * \pi * 1.55\text{m} * 3.1\text{m} + \frac{2 * \pi * (3.1\text{m})^2}{4}$$

$$A = 45.3\text{m}^2$$

$$(T_{\text{final}} - T_{\text{inicial}}) = 80^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C} = 60^\circ\text{C}$$

$$Q_{b1} = 9.6 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}} * 45.3\text{m}^2 = 26\,092.8\text{kCal/h}$$

- Para el tanque de petróleo zona de calderos pirrotubulares.

$$Q_{b2} = U * A * (T_f - T_i)$$

- Donde:

- $D = 1.8\text{m}$, altura o largo: 3.0 m

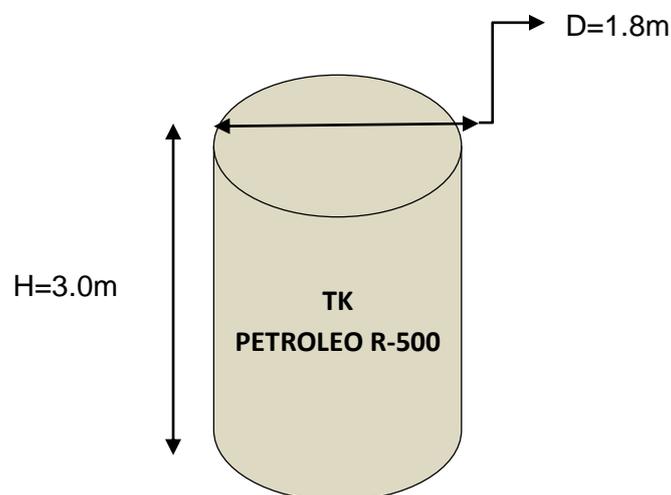
- $U = 8.4 + 0.06 * (T_{\text{ext.aislamiento}} - T_{\text{amb.}}) = 8.4 + 0.006 * (40^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C}) = 9.696 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}}$

- $(T_{\text{final}} - T_{\text{inicial}}) = 90 - 15 = 75^\circ\text{C}$

Reemplazando se tiene:

$$Q_{b2} = 9.6 \frac{\text{kCal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}} * 8.042\text{m}^2 * 75^\circ\text{C}$$

$$Q_{b2} = 17\,914.66 \text{ kCal/h}$$



- Cálculo del consumo de petróleo R-500 para calentar el combustible de los calderos.

$$P_{R-500} = \frac{Q * 3.97}{E_c * PCI}$$

$$Q_{Total} = Q_1 + Q_{b1} + Q_{b2}$$

$$Q_{Total} = 50\,955 \frac{\text{kCal}}{\text{h}} + 26\,092.8 \frac{\text{kCal}}{\text{h}} + 17\,914.66 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}$$

$$Q_{Total} = 94\,962.46 \text{kCal/h}$$

$$n_{Caldero} = 80\%$$

Poder calorífico del petróleo R-500.=145 000BTU/Galón

Reemplazando se tiene:

$$P_{R-500} = \frac{94\,962.46 \frac{\text{kCal}}{\text{h}} * 3.97 \frac{\text{BTU}}{\text{kCal}}}{0.80 * 145\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{Galon}}}$$

$$P_{R-500} = 3.25 \text{Galon/h}$$

Consumo de vapor en el calentamiento de petróleo de los calderos piro tubulares.

$$\text{Vapor} = \frac{Q_T}{\lambda}$$

Datos:

$$Q_{Total \text{ espuma de celdas}} = 94\,962.46 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}$$

$$\lambda_{Presion \text{ manometrica } 2bar} = h_g - h_f = 651 - 134.3 = 516.7 \text{kcal/kg}$$

Reemplazando:

$$\text{Vapor} = \frac{94\,962.46 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}}{516.7 \text{kCal/kg}} = \text{Kg /h}$$

$$\text{Vapor} = 184 \text{ Kg /h}$$

Gasto de vapor y petróleo por pérdidas en tuberías.

Se considerará que las pérdidas en el transporte del vapor estarán en función de la distancia y la presión de servicio.

Se asume como pérdidas en tuberías el 1% del total de la planta.

Cuadro N°02. Resumen de flujo de vapor y consumo de petróleo.

N°	EQUIPOS	PETROLEO R-500	FLUJO DE VAPOR (Kg vapor/h)
01	Cocinador	139.9	7 909
02	Secadores	247.32	14 511
03	Licor de prensa	37.12	2 099
04	Licor de separadora	13.05	738
05	Espuma de Pama	4.5	253.5
06	Calentamiento de petróleo	3.25	184
	TOTAL PLANTA	445.14	25 694.5

Finalmente, el 1% del total de planta =4.32 Gal/h(250kg.vapor/h)

RESUMEN

Cuadro N°03. Relación de consumo de vapor para calentamiento y producción.

N°	EQUIPO CONSUMO DE VAPOR CONSUMO DE PETROLEO	CONSUMO POR CALENTAMIENTO DE EQUIPO	CONSUMO EN PRODUCCION PARA 60Tn/hora
01	COCINADOR Kg de vapor Galones de R-500	579 10.23	7 909 139.9
02	SECADORES Kg de vapor Galones de R-500	40.64 69.27	14 511 247.32
03	TANQUE DE LICOR DE PRENSA Kg de vapor Galones de R-500	...	2 099 13.05
04	TANQUE DE LICOR DE SEPARADORA Kg de vapor Galones de R-500		738 13.05
05	CELDAS ESPUMA Kg de vapor Galones de R-500	...	253.5 4.5

06	CALENTAMIENTO DE PETROLEO Kg de vapor Galones de R-500	...	184 3.25
07	CALDERAS Kg de vapor Galones de R-500	...	70.14
08	TUBERIAS DE PLANTA Kg de vapor Galones de R-500	...	250 4.32
09	TOTAL Kg de vapor Galones de R-500	4 643 79.5	25 243.5 507.2

4.5.5 INDICADORES RELACIONADO AL CONSUMO DE VAPOR Y COMBUSTIBLES.

a) En el cocinador:

$$I_1 = \frac{\text{Cantidad de galones de combustible}}{\text{Kg de vapor}}$$

$$I_1 = \frac{7909 \text{ Kg de vapor}}{139.9 \text{ Gal R500}} = 56.53 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$$

b) En secadores :

$$I_2 = \frac{\text{Cantidad de galones de combustible}}{\text{Kg de vapor}}$$

$$I_2 = \frac{14511 \text{ Kg de vapor}}{247.32 \text{ Gal R500}} = 58.67 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$$

c) En tanque de licor de prensa:

$$I_3 = \frac{\text{Cantidad de galones de combustible}}{\text{Kg de vapor}}$$

$$I_3 = \frac{2099 \text{ Kg de vapor}}{13.05 \text{ Gal R500}} = 155.48 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$$

d) Tanque de licor de separadora:

$$I_4 = \frac{\text{Cantidad de galones de combustible}}{\text{Kg de vapor}}$$

$$I_4 = \frac{738 \text{ Kg de vapor}}{13.05 \text{ Gal R500}} = 56.55 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$$

e) Celdas de espumas :

$$I_5 = \frac{\text{Cantidad de galones de combustible}}{\text{Kg de vapor}}$$

$$I_5 = \frac{253.5 \text{ Kg de vapor}}{4.5 \text{ Gal R500}} = 56.33 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$$

f) Calentamiento de petróleo:

$$I_6 = \frac{\text{Cantidad de galones de combustible}}{\text{Kg de vapor}}$$

$$I_6 = \frac{184 \text{ Kg de vapor}}{3.25 \text{ Gal R500}} = 56.61 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$$

g) Calderas :

$$I_7 = \frac{\text{Cantidad de galones de combustible}}{\text{Kg de vapor}}$$

$$I_7 = \frac{70.14 \text{ Kg de vapor}}{3.25 \text{ Gal R500}} = 21.58 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$$

h) Tuberías de plantas :

$$I_8 = \frac{\text{Cantidad de galones de combustible}}{\text{Kg de vapor}}$$

$$I_8 = \frac{70.14 \text{ Kg de vapor}}{3.25 \text{ Gal R500}} = 21.58 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$$

i) Indicador global :

$$I_9 = \frac{\text{Cantidad de galones de combustible}}{\text{Kg de vapor}}$$

$$I_9 = \frac{25243.5 \text{ Kg de vapor}}{507.2 \text{ Gal R500}} = 49.76 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$$

4.6 ANÁLISIS DE LA SIMULACIÓN DE PRODUCCIÓN DE GASTOS DE VAPOR Y CONSUMO DE COMBUSTIBLE PETROELO RESIDUAL 500.

- La producción de vapor es de 31655 kg de vapor por hora.
- El consumo total de vapor para la capacidad de producción de 60 toneladas de pescado por hora es de 25 243.5 kg de vapor saturado.
- Se obtiene que al recuperar los condensados:

○ Cocinador	: 7 208 Kg
○ Secadores a vapor	:14 511 Kg

TOTAL : 21 719 Kg

- Para este caso no se consideró la recuperación de condensados de las siguientes áreas:

○ Licor de prensa	: 2 099 Kg
○ Licor de separadoras	:738 Kg
○ Espumas(PAMA)	:253.5 Kg
○ Calentamiento de petróleo	: 184 Kg

TOTAL 3 274.5 Kg

- El porcentaje de recuperación de condensados es de:

$$\frac{21\,719}{25\,243.5} * 100\% = 86\%$$

Se tendrá que inyectar una cantidad de agua de reposición del 14%

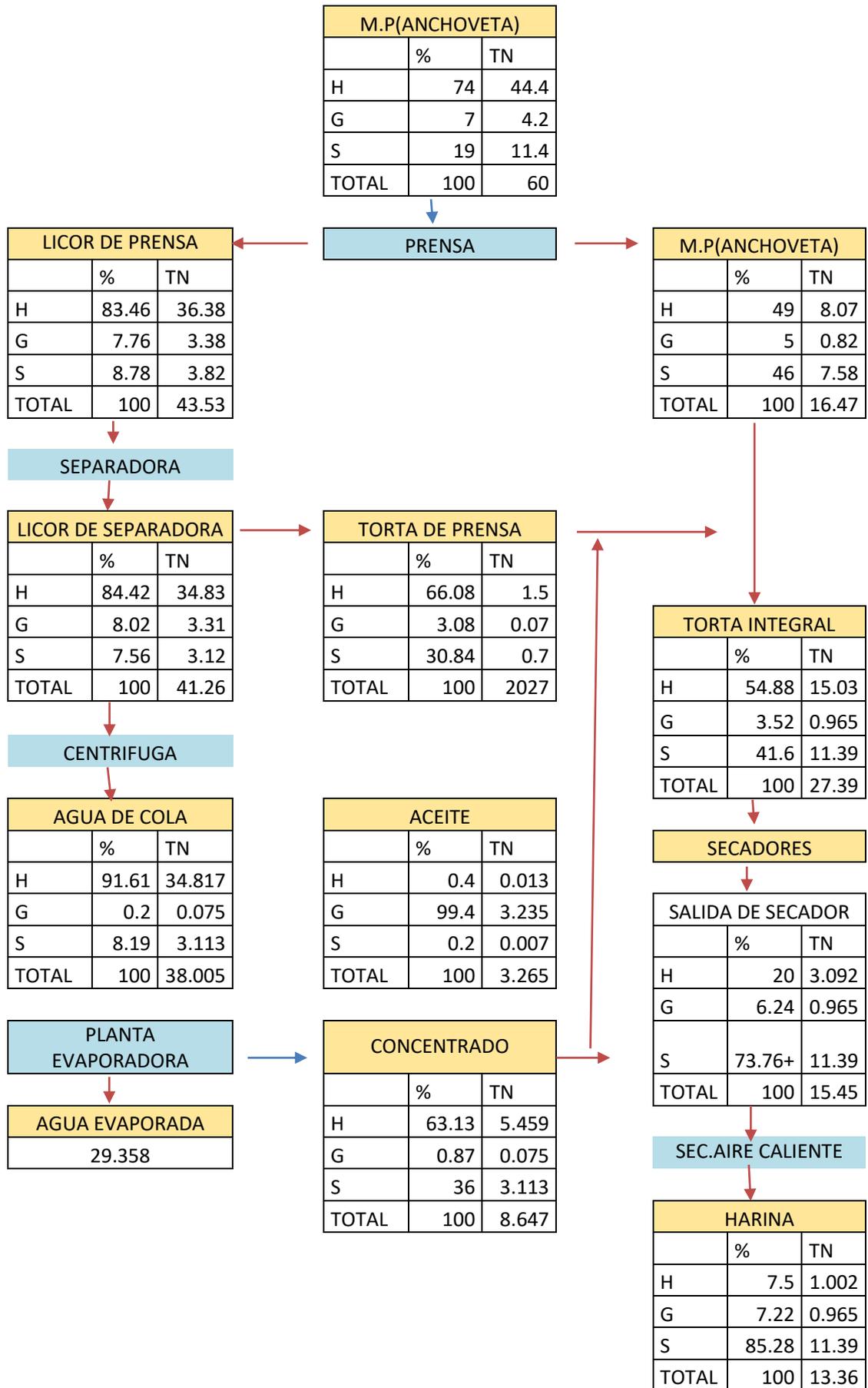
- El gasto de vapor por tonelada de pescado es de 420 .725 kg
- Se determina que el porcentaje de vapor utilizado para 60 toneladas de pescado por hora es de :

$$\frac{25\,243.5}{31\,655} * 100 = 80\%$$

- La capacidad de vapor en relación al porcentaje de utilización del vapor es de:

$$\frac{60 \text{ Tn. de pescado /h}}{0.80} = 75 \text{ Tn. de pescado /h}$$

4.7 SIMULACION DE BALANCE DE MATERIA PARA 60TN/H



4.8 POSIBILIDAD DE AHORRO DE ENERGIA TERMICA EN PROCESO

a) **A través de la mejora de la eficiencia de los calderos.**

Evaluando la operación de formas más eficiente de los calderos incrementando la eficiencia del generador de vapor de 80% a 83%, mediante el precalentamiento del petróleo residual hasta 105°C y regulando el exceso de aire.

○ **Producción de vapor de caldera N° 01.**

$$Vap_{800BHP} = 800BHP * \frac{(32.3lb/h)/BHP}{2.204Lb/Kg} * 0.83 = 9\,731\text{ Kg/h}$$

○ **Producción de vapor de caldera N° 02.**

$$Vap_{900BHP} = 900BHP * \frac{(32.3lb/h)/BHP}{2.204Lb/Kg} * 0.83 = 10\,947.41\text{Kg/h}$$

○ **Producción de vapor de caldera N° 03.**

$$Vap_{1000BHP} = 1\,000BHP * \frac{(32.3lb/h)/BHP}{2.204Lb/Kg} * 0.83 = 12\,163.79\text{Kg/h}$$

Flujo total de vapor que se produciría en planta :

$$\text{Flujo total de vapor} = 9\,731 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} + 10\,947.41 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} + 12\,163.791 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Flujo total de vapor} = 32\,842.2\text{Kg/h}$$

Se determina que el porcentaje de vapor utilizado para 60 toneladas de pescado por hora es de :

$$\frac{25\,243.5}{32\,842.2} * 100 = 76.8\%$$

Se consigue una reducción de vapor sin alterar el abastecimiento de flujo de vapor para cada necesidad de los equipos, esta mejora se consigue solamente haciendo más eficiencia el desempeño de los calderos.

Luego reemplazamos para hallar la capacidad de vapor en relación al porcentaje de utilización del vapor.

$$\frac{60\text{ Tn. de pescado /h}}{0.768} = 78,125\text{ Tn. de pescado /h}$$

A través de esos ajustes en la eficiencia de los calderos, se puede conseguir un incremento de la producción de 75 Th /h obtenido anteriormente a 78.125 Tn/h, mejorándose la productividad en 3.125 Toneladas de harina de pescado por hora.

j) Ahorro de combustible en calentamiento de cocinador.

El combustible a emplear será el petróleo residual 500 , el gasto de petróleo residual 500 para calentamiento del cocinador será calculado de la siguiente forma:

$$P_{R-500} = \frac{Q_A * 3.79}{\eta * PCI}$$

$$P_{R-500} = \frac{299\,000 \text{Kcal} * 3.79 \frac{\text{BTU}}{\text{Kcal}}}{0.83 * 145\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{Galon}}} = 9.41 \text{Galones}$$

k) Ahorro de combustible para calentar la espuma en las celdas.

$$P_{R-500} = \frac{130\,988.2 \frac{\text{kCal}}{\text{h}} * 3.97 \frac{\text{BTU}}{\text{kCal}}}{0.83 * 145\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{Gal}}}$$

$$P_{R-500} = 4.2 \frac{\text{Gal}}{\text{h}}$$

Se consigue un ahorro de 0.3 gal/h de combustible.

l) Cálculo del consumo de petróleo R-500 para calentar el combustible de los calderos.

Poder calorífico del petróleo R-500.=145,000BTU/Galón

Reemplazando se tiene:

$$P_{R-500} = \frac{94\,962.46 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} * 3.97 \frac{\text{BTU}}{\text{Kcal}}}{0.83 * 145\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{Galon}}}$$

$$P_{R-500} = 3.13 \text{Gal/h}$$

V.- CONCLUSIONES

- El consumo de energía térmica o para el área de cocina es de 887 251.07 kcal/h para el área de licor de prensa será de 381 256.24 kcal/h. y para al área de secadores será de 2 024000 kcal/h.
- La capacidad de generación de vapor para la producción de la planta consta de 2700 BHP distribuidos en un caldero de 800, 900 y 1000 BHP, más 250 BHP de respaldo que aportara el generador de vapor existente en planta de conserva.
- Se determinó que la cantidad de vapor requeridos por las áreas de consumo de energía térmica para el cocinador será de 7909 Kg de vapor, para los secadores 14 511 kg de vapor, para el tanque de licor de prensa 2 099 kg de vapor, para el tanque de licor de separadora 738 kg de vapor, para la celda de espuma 253.5 kg de vapor, para calentamiento de petróleo 184 kg de vapor, y para tuberías en planta 250 kg de vapor.
- Respecto a la simulación se verifico en plantillas de Excel determinándose que el flujo de calor necesario para calentamiento del cocinador es de 579 kg de vapor empleando 10.23 galones de petróleo residual 500, para los secadores se obtuvo 40.64 kg de vapor consumiéndose 69.27 galones de petróleo residual 500, para el calentamiento de licor de prensa se empleó 783 640 kcal/h, para el calentamiento de licor de prensa se requiere de 381256.24 kcal/h consumiendo 13.05 galones de petróleo residual por hora.
- Los indicadores de relacionados a la producción de vapor por cantidad de gañones de combustible en las áreas evaluadas, son las siguientes: En el cocinador $56.53 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$, en el área de secado $58.67 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$, en el tanque de licor de prensa $155.48 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$, en el tanque de licor de separadora $56.55 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$, en la celda de espumas $56.33 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$, para calentamiento de petróleo $56.61 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$, para calderas $21.58 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$, para tubería de planta $21.58 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Gal R 500}}$.
- Los ahorros de energéticos relacionados a la disminución de combustible para calentamiento en el cocinador es de 0.3 gal/h, al incrementar la eficiencia de 80% a 83% en los generadores de vapor el porcentaje de vapor utilizado para 60 toneladas de pescado por hora es de 76.8%

VI.- RECOMENDACIONES

- Para estimar con precisión el flujo de vapor para abastecer a cada equipo de la planta se deberá de realizar una prueba a distintos factores de carga de los calderos, para simular el comportamiento de la planta a diversos regímenes ya que la producción puede ser afectada por la cantidad de materia prima que se procesen en temporadas auge y veda.
- Se recomienda realizar una evaluación económica de ajuste cuando se pruebe la instalación para determinar ahorro de energía por aislamiento térmico en las tuberías de vapor principales que saldrán desde el cabecero.
- En el uso del petróleo residual 500 se recomienda emplear un sistema de calentamiento que eleve su temperatura hasta 95°C para garantizar su fluidez y presión de atomización.
- Para aprovechar los remanentes de condensador y vapores se deberá de evaluar la puesta en operación de un tanque re vaporizador flash que provengan de cocinadores y secadores.
- En la puesta en operación se deberá considerar un suministro para cambio de combustible de petróleo residual a gas natural para disminuir costos de producción.

VII. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- ❖ ALAMO MADRID, P., BOHORQUEZ CAIRO, K., PADILLA GUTIÉRREZ, L. E., SILVA CABRERA, J., TRINIDAD VEGA, M., & UGARTE LAZO, F. (1994). ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL PARA UNA PLANTA DE HARINA DE PESCADO. IN ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL PARA UNA PLANTA DE HARINA DE PESCADO.
- ❖ TILIC, I. (1963). MATERIAL ESTADÍSTICO SOBRE LA INDUSTRIA PERUANA DE HARINA DE PESCADO.
- ❖ ABARCA BAHAMONDES, P. (2010). DESCRIPCION DE CALDERAS Y GENERADORES DE VAPOR. COLOMBIA: COLUMBUS.
- ❖ GARRIGA, D. (2010). AHORRO DE ENERGIA EN LA INDUSTRIA. ESPAÑA: MARCOMBO”.
- ❖ SPIRAX SARCO. (2010). GUÍA TÉCNICA DE CALDERAS A VAPOR ACCESORIOS. EDICIONES WEB DE SPIRAX SARCO.
- ❖ WELTY JAMES R. (1995). FUNDAMENTOS DE TRANSFERENCIA DE MOMENTO, CALOR Y MASA, LIMUSA.
- ❖ INCROPERA F, DEWITT D. (1999). FUNDAMENTOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR, 4TA EDICIÓN, PEARSON EDUCATION, MÉXICO.
- ❖ PAREDES, C. (2010). REFORMANDO EL SECTOR DE LA ANCHOVETA PERUANA. PROGRESO RECIENTE Y DESAFÍOS FUTUROS. INSTITUTO DEL PERÚ, UNIVERSIDAD DE SAN MARTÍN DE PORRES, LIMA.
- ❖ QUISTIAL, C., ISAÍAS, B., GÓMEZ, S., & LUIS, J. (2010). DISEÑO DE UN SISTEMA DE GESTIÓN EN CONTROL OPERACIONAL Y SU APLICACIÓN EN UNA FÁBRICA PRODUCTORA DE HARINA Y ACEITE DE PESCADO.
- ❖ ARMSTRONG, GUÍA PARA LA CONSERVACIÓN DE VAPOR EN EL DRENADO DE CONDENSADOS; ARMSTRONG; E.U.A.; 1998.
- ❖ KOHAN; ANTHONY L. (2000). MANUAL DE CALDERAS; MCGRAW. HILL; MÉXICO.
- ❖ BLANK, L. Y TARQUÍN, A. (2008). INGENIERÍA ECONÓMICA, MC GRAW HILL, MÉXICO.
- ❖ ASME, B31.1, TUBERÍAS DE GENERACIÓN Y SISTEMAS DE POTENCIA, E.U.A, 2004

ANEXOS

ANEXO

FORMULAS PARA LA DETERMINACION DE LAS CAPACIDADES DE OPERACION INSTALADAS DE LAS PLANTAS DE PROCESAMIENTO PESQUERO

1) HARINA DE PESCADO:

1.1 COCINADOR

$$PE = 45.027 N f \left(P (Dc^2 - De^2) - (D^2 - De^2) E \right)$$

$$N = \frac{L}{P * T}$$

f = 0.75 Cocinadores Directos

f = 0.85 Cocinadores Mixtos

f = 0.95 Cocinadores Indirectos

Donde:

PE = Capacidad efectiva del cocinador en t/h

N = R.P.M. del eje

F = Factor del llenado del cocinador, según tipo.

T1 = 11 mín, promedio del mínimo y máximo tiempo de cocción, fijado entre 10 y 12 min.

L = Longitud entre chufes de carga y descarga (m).

P = Paso de las paletas o helicoides (m).

Dc = Diámetro interno del cilindro (m).

De = Diámetro exterior del eje (m).

D = Diámetro exterior del helicoide (m).

E = Espesor de helicoide, según tipo de cocinador (m).

1.2 PRENSA DE TORNILLOS

Para simple tornillo:

$$\text{Cap (1)} = 131.319 N \left(P_s (Dc^2 - ds^2) - t (Ds^2 - ds^2) \right)$$

Para doble tornillo:

$$\text{Cap (2)} = 257.384 N \left(P_s (Dc^2 - ds^2) - t (Ds^2 - ds^2) \right)$$

Donde :

Cap(1) = Capacidad promedio de la prensa de simple tornillo en t/h

Cap(2) = Capacidad promedio de la prensa de doble tornillo en t/h

N = R.P.M. promedio del eje

Ps = Paso del helicoide en la salida (m)

Dc = Diámetro interno del cilindro (m)

Ds = Diámetro exterior del helicoide en la salida (m)

ds = Diámetro del eje en la salida (m)

t = Espesor del helicoide (m)

1.3 SECADORES EN PARALELO

En el secado en paralelo la capacidad de secado la determinan la suma de capacidades de los secadores.

1.3.1 INDIRECTOS : CAP = A/K

- a) Para los secadores a vapor indirecto tipo Rotadisk y Rotaplate se aplicará la siguiente fórmula, donde:

CAP = Capacidad efectiva del secador en t/h

A = Área de calentamiento (m²)

K = 25.5 m²/ t/h, Promedio de 23 a 28 m² / t/h

$$\text{CAP (t/h)} = \frac{\text{Área de calentamiento (m}^2\text{)}}{25.5 \text{ m}^2 / \text{t/h}}$$

- b) Para los secadores a vapor indirecto tipo Rotatubos se aplicará la siguiente fórmula, donde:

CAP = Capacidad efectiva del secador en t/h

A = Área de calentamiento (m²)

K = 33 m²/ t/h

$$\text{CAP (t/h)} = \frac{\text{Área de calentamiento (m}^2\text{)}}{33 \text{ m}^2 / \text{t/h}}$$

1.3.2 CAPACIDAD DEL SECADOR DIRECTO DETERMINADO POR CONSUMO DE ENERGÍA CALORÍFICA O FLUIDO TÉRMICO

$$\text{CAP S2} = \frac{3.4695 * T(1 - T2)}{10000}$$

Donde :

CAP S2 = Capacidad del secador en t/h

HP = Potencia en HP del motor del extractor de gases

T1 = Temperatura de gases calientes a la entrada del secador (°F)

T2 = Temperatura de gases calientes a la salida del secador (°F)

$$\text{HP} = 1.975 * 10^{-3} * I * V$$

$$CAP = \frac{6.8517}{10^7} I * V(T1 - T2)$$

Donde :

I = Intensidad de la corriente

V = Voltaje

T1 = Temperatura de gases calientes a la entrada del secador (°F)

T2 = Temperatura de gases calientes a la salida del secador (°F)

1.4 SECADORES EN SERIE

1.4.1 Secado en serie

En el secado en serie la capacidad esta en función del total de agua evaporada en dos o mas etapas de secado.

$$CAP. SEC. EN SERIE = \frac{\text{Total Kg. de agua evaporada en el secado/h}}{240 \text{ kg. agua evapor./h/t/h}} =$$

CAPACIDAD DE PLANTA (CAPP)

La capacidad de la planta será la correspondiente al equipo de menor capacidad entre cocina, prensa y secador.

SEPARADOR DE SOLIDOS

$$SEP 1 = 650 * CAPP \text{ Litros / Hora}$$

CENTRIFUGA

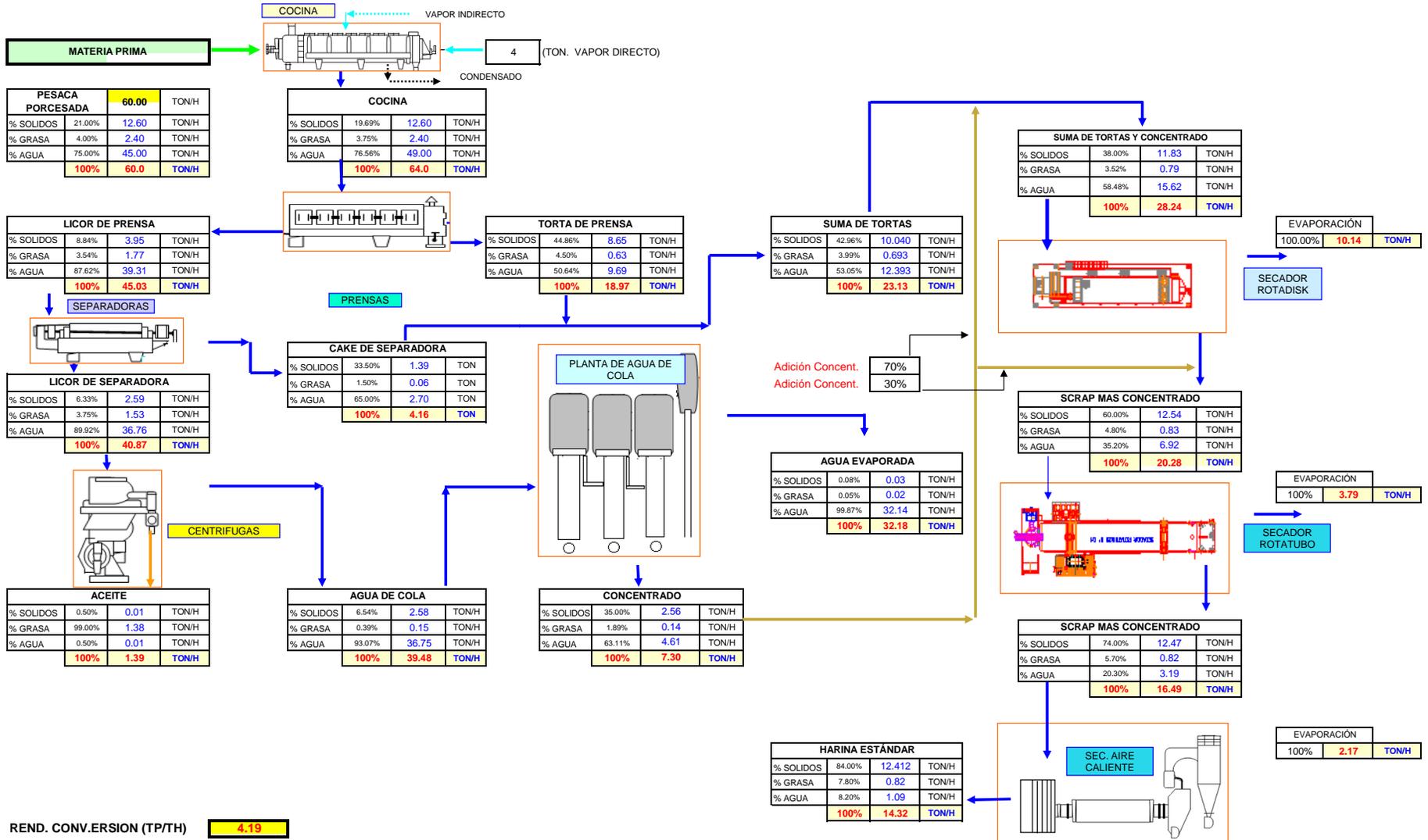
$$CEN 1 = 650 * CAPP \text{ Litros/hora}$$

PLANTA DE EVAPORACION

$$EV 1 = 590 * CAPP \text{ Litros/hora}$$

Estas capacidades (SEP1, CEN1 y EV1), se comparan con las capacidades tomadas en planta y se determinan si son suficientes o no; las capacidades de estos equipos complementarios.

BALANCE DE MATERIA EN PLANTA DE HARINA Y DE ACEITE DE PESCADO DEL CONSORCIO PESQUERO EL FERROL S.A.C



DETERMINACION DEL VOLUMEN DE AIRE ALIMENTAR A SECADOR

DATOS INGRESO

CANT. HUMEDAD EVAP.	2.17	TON/H
T ent. AIRE A SECADOR	25	° C
HUMEDAD RELATIVA ENT.	70	%
T sal. AIRE A SECADOR	80	° C
HUMEDAD RELATIVA SAL.	75	%

POR TABLA

HUMEDAD ABS. ENTRADA	0.0139	%
HUMEDAD ABS. SALIDA	0.303	%
VOLUMEN AIRE HUEMDO ENTR.	0.8636	m3/Kg.

VOLUMEN AIRE DE INGRESO **6,493.5** M3/H

CALCULO DE ENFRIADOR DE HARINA

DATOS

capacidad	60000	kg/h
cp harina	0.376	kcal/kg x °C
cp del aire	0.238	kcal/kg x °C
tipo de proceso	flujo paralelo	
temp entrada harina	60	°C
temp del aire	25	°C
ganancia del aire	7	°C
temp max salida aire	32	°C
densidad del aire	1.16	kg/m ³
diferencial aire salida vs harina	4	°C
temp salida harina	36	°C

20000	kg/h
0.376	kcal/kg x °C
0.238	kcal/kg x °C
contraflujo	
60	°C
25	°C
7	°C
53	°C
1.1	kg/m ³
4	°C
29	°C

CALOR A SER TRANSFERIDO DE LA HARINA

calor	541,440	kcal/h
-------	---------	--------

233,120	kcal/h
---------	--------

MASA DE AIRE REQUERIDO

masa	324,994	kg/h
ratio	5	kg aire/kg harina

34,982	kg/h
2	kg aire/kg harina

VOLUMEN DE AIRE REQUERIDO PARA ENFRIAMIENTO

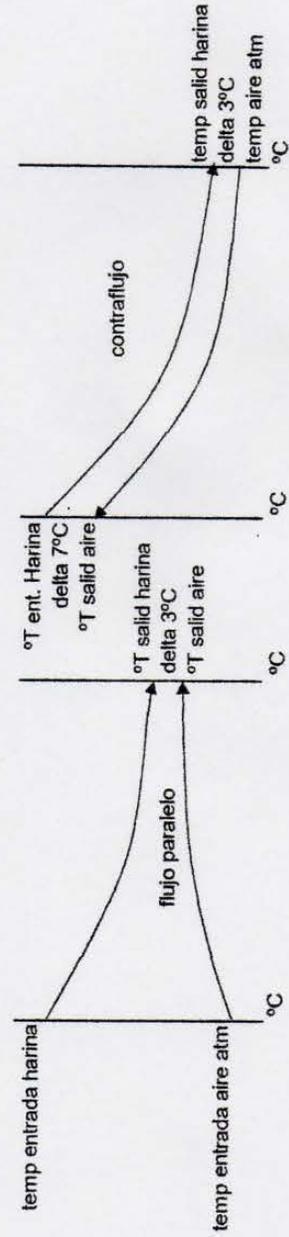
volumen	280,167	m ³ /h
en CFM	164,774	CFM

31,802	m ³ /h
18,703	CFM

enfriadores por ciclon y ducto enfriadores de tambor flujo paralelo

enfriadores de lecho fluidizado enfriadores a contraflujo

para transporte neumático se requiere 35 pie³ de aire por 1 lb de harina esto es un dato verificado y comprobado o lo que es lo mismo 2.8 kg de aire por 1 kg de harina, tiene que ver con la sustentación la densidad y el tamaño de las partículas.



DATOS

capacidad de pescado	60	ton/h
tiempo de coccion	10	min
altura de helice	0.28	m
paso de helice	0.25	m
diametro de helice	1.5	m
diametro de tubo	0.94	m
presion de trabajo	4.5	bar
calor especifico pescado	0.83	kcal/kgx°C
temperatura ingreso pescado	20	°C
peso especifico pescado	1000	kg/m3
temperatura salida pescado	95	°C

37.007874

66.15 psi

CALCULOS

volumen de pescado	60.00	m3/h
volumen de pescado en 10 min	10.00	m3
volumen por paso	0.188	m3
cantidad de pasos	56	pasos
longitud entre bridas estimada	14	m
longitud de plancha	1.5	m
cantidad de planchas enteras	10	c/u
longitud entre bridas	15.4	m
revoluciones del rotor	5.6	RPM
cantidad real de pasos	59.6	pasos

70% lleno

CALCULO DE HELICOIDES

DATOS :

DIAMETRO	1500	mm
PASO	250	mm
TUBO DIA EXT	940	mm
ESPESOR	6.4	mm

RESULTADOS :

diametro mayor	1506	mm
diametro menor	946	mm
peso de plancha	116	kg

FORMULARIO

ALTURA	280	mm
CATEIO1	63	mm
CATEIO2	610	mm
HIPOTENUSA	613	mm
RADIO MAYOR	753	mm
RADIO MENOR	473	mm

AREAS DE TRANSFERENCIA TERMICA

cantidad de discos	121.2	c/u
diametro mayor disco	1.506	m
diametro menor disco	0.946	m
area de un disco	1.079	m2
area de helicoides	130.75	m2
ancho de raíz de helicoides	0.06	m
area de raíz muerta	10.17	m2
area del tubo	45.79	m2
area con calor tubo	35.62	m2
longitud con chaqueta	13.15	m
espesor del tubo	25	mm
espesor de helicoides	6.4	mm
espesor de cuerpo	9.5	mm
espesor de chaqueta	8	mm
espesor de aislamiento	50	mm lana
cobertura de aislamiento	0.4	mm inox
seccion de chaqueta	40	mm
seccion libre de cuerpo	25	mm
diametro exterior de chaqueta	1.665	m
diametro exterior de cuerpo	1.569	m
area de chaqueta	51.59	m2
area total	217.96	m2
transferencia en cocinadores	3.6	m2/ton
rendimiento	60.54	ton/h

VERIFICACION DE LA FLECHA DEL TUBO CENTRAL

peso de helicoides	6694.34	
peso del tubo	9157.34	
peso de bridas	1110.36	
peso de ejes	1000.00	
peso total rotor	17962.05	39516.51 lbs
longitud del rotor	15.4	50.512 pies
carga repartida	782.32	lbs/pie
diametro mayor	3.0832	pies
diametro menor	2.919	pies
modulo	29000	kpsi
(diametro mayor) ⁴	90.366	pie ⁴
(diametro menor) ⁴	72.616	pie ⁴
momento de inercia	0.871	pie ⁴
flecha maxima	0.2187	plg
flecha maxima	5.55	mm

CONSUMO DE VAPOR

calor requerido	3,735,000	kcal/h
entalpia vapor 4.5 bar	501.44	kcal/kg
vapor equivalente	10217	kg/h
ratio vapor	170	kg/ton pescado

CALCULO EVAPORATIVO Y ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA UN EVAPORADOR DE PELICULA DESCENDENTE

ALIMENTACIÓN EN CONTRACORRIENTE

CLIENTE: **EL FERROL** FECHA: **martes, 13 de Setiembre de 2016**

