

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



UNS
UNIVERSIDAD
NACIONAL DEL SANTA

**Influencia de la humedad y grasa de la torta de separadora
ambiental en el rendimiento de producción de harina de pescado
en la empresa pesquera Exalmar S.A.A.-Huacho.**

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

AUTOR:

Bach. Casahuaman Castillo, Frank Glycer.

ASESOR:

M.Sc. Montañez Montenegro, Carlos Macedonio.

DNI: 42451038

Código ORCID:0000-0002-8439-4734

Nuevo Chimbote- Perú
2024

**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 título profesional en la Universidad Nacional del Santa (R.D N°492-2017CU-R-UNS) de acuerdo a la denominación siguiente:

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

**Influencia de la humedad y grasa de la torta de separadora
ambiental en el rendimiento de producción de harina de pescado
en la empresa pesquera Exalmar S.A.A.-Huacho.**

Autor Bach. Casahuaman Castillo, Frank Gleycer.


.....
M.Sc. Montañez Montenegro, Carlos Macedonio.

DNI: 42451038

Código ORCID:0000-0002-8439-4734

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



CONFORMIDAD DEL JURADO EVALUADOR

El presente Jurado Evaluador da la conformidad del presente informe, desarrollado en cumplimiento del objetivo propuesto y presentado con forme al Reglamento General para obtener el Título Profesional en la Universidad Nacional del Santa, titulado:

Influencia de la humedad y grasa de la torta de separadora ambiental en el rendimiento de producción de harina de pescado en la empresa pesquera Exalmar S.A.A.-Huacho.

AUTORES:

Bach. Casahuaman Castillo, Frank Gleycer.

Revisado y evaluado por el siguiente Jurado Evaluador:

Mg. Benites Villegas, Hector Domingo.

PRESIDENTE

DNI:17826239

CÓD. ORCID:0000-0002-8809-6371

M. Sc. Julio Escate Ravello, Hipolito Nestor.

SECRETARIO

DNI:32850228

CÓD. ORCID:0000-0001-9950-2999

M.Sc. Montañez Montenegro, Carlos Macedonio

INTEGRANTE

DNI:42451038

CÓD. ORCID:0000-0002-8439-4734



UNS
UNIVERSIDAD
NACIONAL DEL SANTA

FACULTAD DE INGENIERIA
Dirección E.P. de Ingeniería en Energía

ACTA DE SUSTENTACIÓN DE TESIS

Siendo las 10:00 a.m., del día viernes 20 del mes de diciembre del año dos mil veinticuatro, en el Aula E-3 de la Escuela Profesional de Ingeniería en Energía, en cumplimiento al Art. 68 del Reglamento General de Grados y Títulos, aprobado con Resolución N°337-2024-CU-R-UNS de fecha 12.04.24, se instaló el Jurado Evaluador designado mediante Resolución N° 802-2024-UNS-CFI de fecha 05.12.24, integrado por los siguientes docentes:

- Mg. Héctor Domingo Benites Villegas : Presidente
- M.Sc. Julio Hipólito Néstor Escate Ravello : Secretario
- M.Sc. Carlos Macedonio Montañez Montenegro : Integrante

Y según la Resolución Decanal N°842-2024-UNS-FI de fecha 17.12.24., se **DECLARA EXPEDITO** a los bachilleres para dar inicio a la sustentación y evaluación de la Tesis, titulada: "INFLUENCIA DE LA HUMEDAD Y GRASA DE LA TORTA DE SEPARADORA AMBIENTAL EN EL RENDIMIENTO DE PRODUCCIÓN DE HARINA DE PESCADO EN LA EMPRESA PESQUERA EXALMAR S.A.A. - HUACHO", perteneciente al bachiller: **CASAHUAMAN CASTILLO FRANK GLEYSER** código de matrícula N°0201411003, teniendo como asesor al docente M.Sc. Carlos Macedonio Montañez Montenegro, según Resolución Decanal N°321-2023-UNS-FI de fecha 01.06.23.

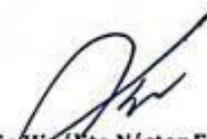
Terminada la sustentación del bachiller, respondió las preguntas formuladas por los miembros del jurado y el público presente.

El Jurado después de deliberar sobre aspectos relacionados con el trabajo, contenido y sustentación del mismo y con las sugerencias pertinentes, en concordancia con el artículo 73° del Reglamento General de Grados y Títulos de la Universidad Nacional del Santa, declara:

BACHILLER	PROMEDIO	PONDERACIÓN
CASAHUAMAN CASTILLO FRANK GLEYSER	18	Bueno

Siendo las 11:00 a.m. del mismo día, se da por terminado el acto de sustentación, firmando los integrantes del jurado en señal de conformidad.


Mg. Héctor Domingo Benites Villegas
PRESIDENTE


M.Sc. Julio Hipólito Néstor Escate Ravello
SECRETARIO


M.Sc. Carlos Macedonio Montañez Montenegro
INTEGRANTE



Recibo digital

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

La primera página de tus entregas se muestra abajo.

Autor de la entrega: Frank Gleycer Casahuaman Castillo
Título del ejercicio: INFLUENCIA DE LA HUMEDAD Y GRASA DE LA TORTA DE SEPA...
Título de la entrega: INFLUENCIA DE LA HUMEDAD Y GRASA DE LA TORTA DE SEPA...
Nombre del archivo: Informe_Frank_Casahuaman.pdf
Tamaño del archivo: 4.35M
Total páginas: 126
Total de palabras: 26,933
Total de caracteres: 130,670
Fecha de entrega: 01-dic.-2024 08:15a. m. (UTC-0500)
Identificador de la entre... 2536578512



INFLUENCIA DE LA HUMEDAD Y GRASA DE LA TORTA DE SEPARADORA AMBIENTAL EN EL RENDIMIENTO DE PRODUCCION DE HARINA DE PESCADO EN LA EMPRESA PESQUERA EXALMAR S.A.A.-HUACHO

INFORME DE ORIGINALIDAD



FUENTES PRIMARIAS

1	repositorio.uns.edu.pe Fuente de Internet	13%
2	ECOGESTION CONSULTORES S.A.C.. "EIA-SD para el Traslado Físico con Innovación Tecnológica de la Planta de Harina de la Planta de 25 t/h de Capacidad del Distrito de Tambo de Mora, Ica, hacia la Planta de Harina de 84 t/h de Capacidad Ubicada en el Distrito de Caleta de Carquin, Lima-IGA0002145", R.D. N° 101-2019-PRODUCE/DGAAMPA, 2020 Publicación	3%
3	dspace.unitru.edu.pe Fuente de Internet	2%
4	repositorio.upn.edu.pe Fuente de Internet	1%
5	vsip.info Fuente de Internet	1%

DEDICATORIA

A Dios, por ser el
Guía en mi vida y de las
Cosas que realizo.

Para mi Madre, la Sra. Erlinda Castillo Domínguez y
Mi Sr Padre, Mario Casahuaman.

Para mi querido abuelo
Teodoro castillo Astuquipan
Que desde el cielo guía mis pasos

F.G.C.C

RECONOCIMIENTO

Agradecimiento a mi asesor Mg. Carlos Montañez Montenegro quien bajo su importante asesoría se alcanzó la meta propuesta.

Un reconocimiento a mis docentes de la Universidad Nacional del Santa y de la Escuela de Ingeniería en Energía por sus aprendizajes significativos.

F.G.C.C

INDICE GENERAL

INDICE

RESUMEN

I.	INTRODUCCIÓN.	1
1.1	Realidad Problemática	1
1.2	Antecedentes	2
1.3	Justificación	4
1.4	Hipótesis	6
1.5	Objetivos	6
II.	MARCO TEÓRICO.	7
2.1	Balance de materia y energía	7
2.2	Programa de adecuación al medio ambiente	13
2.3	Recuperación de condensados	24
2.4	Indicador de desempeño	28
2.5	Evaluación económica	30
III.	MATERIAL Y MÉTODO	32
3.1	Material	32
3.2	Método	49
IV.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	50
4.1	Balance de materia y energía con adición de sólidos recuperados a temperatura ambiente de TSA	50
4.2	Efecto del flujo de condensado disponible del proceso de expansión	64
4.3	Efecto del calentamiento de licor recuperado de DAF químico	65
4.4	Evaluación económica	74
4.5	Discusión de resultados	75
V.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	78
5.1	Conclusiones	78
5.2	Recomendaciones	79
VI.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	80
VII.	ANEXOS	84

INDICE DE FIGURAS

Figura 1 Balance de materia global en una planta de harina de pescado	8
Figura 2 Balance de materia global en una planta de harina de pescado incluyen Recuperación	10
Figura 3 Balance de materia por componentes	11
Figura 4 Unidad de tratamiento de agua de bombeo	16
Figura 5 Equipo absorbente de pescado	18
Figura 6 Filtros Trommel	19
Figura 7 Trampa de lípidos o grasa	20
Figura 8 Celda de flotación	21
Figura 9 Clarificador	23
Figura 10 Esquema interno de Tricanter Flottweg	24
Figura 11 Tanque de vapor flash	26
Figura 12 Proceso de recuperación del vapor flash y su empleo	27
Figura 13 Calentador enchaquetado de licor de proceso	28
Figura 14 Planta Exalmar-Huacho	33
Figura 15 Proceso Planta Exalmar-Huacho	35
Figura 16 Trommles con malla Johnson de 0.5 mm	37
Figura 17 Celda de Flotación Física DAF rectangular (50 m ³).	38
Figura 18 Tanque Ecuallizador 1200 m ³ .	39
Figura 19 Celda de Flotación Química DAF-Químico (100 m ³).	40
Figura 20 Separadora Ambiental FLOTTWEG Z73 - 70 000 l/h	41
Figura 21 Esquema de Proceso PAMA	42
Figura 22 Caldero pirotubular de 4 pasos Johnston Boiler Company de 1 300 BHP	44
Figura 23 Balance de masas sin contribución de separadora ambiental	47
Figura 24 Balance de masas en los trommels	50
Figura 25 Balance de masas en los DAF	51
Figura 26 Balance de masas en los DAF químico	52
Figura 27 Balance de masas antes de ingresar a los cocinadores	54
Figura 28 Composición de productos saliente de la prensa	55
Figura 29 Composición de productos saliente de separadoras de solidos	56
Figura 30 Composición de productos saliente de centrifugas	57
Figura 31 Composición de productos saliente de planta evaporadora WHE	58
Figura 32 Composición del mix entrante a secadores	58

Figura 33 Balance de masas en secadores rotadiscos	59
Figura 34 Balance de masas en secadores rotatubos	60
Figura 35 Balance de masas en secador de aire caliente	61
Figura 36 Balance de energía en tanque flash de cocinadores	64
Figura 37 Circuito de aprovechamiento de condensados de baja presión	67
Figura 38 Balance de masas en los DAF químico con calentamiento	68
Figura 39 Composición del mix entrante a secadores con nuevo aporte	69
Figura 40 Balance de masas en secadores rotadiscos con nuevo aporte	69
Figura 41 Balance de masas en secadores rotatubos con nuevo aporte	70
Figura 42 Balance de masas en secador de aire caliente con nuevo aporte	71

INDICE DE TABLAS

Tabla 1 Datos marco de la empresa	32
Tabla 2 Características de calderos	43
Tabla 3 Características de área de cocinado	44
Tabla 4 Características de 1 etapa de secado	45
Tabla 5 Características de 2 etapa de secado	46
Tabla 6 Características de 3 etapa de secado	46
Tabla 7 Composición de solidos recuperados en trommels	51
Tabla 8 Composición de solidos recuperados en efluentes de espuma	52
Tabla 9 Composición de solidos recuperados en TSA	53
Tabla 10 Composición de la materia prima	53
Tabla 11 Composición de la materia prima antes del tolvin	54
Tabla 12 Composición de la materia prima ingresando a cocinadores	54
Tabla 13 Composición de la materia prima saliendo de prensas-torta de prensa	55
Tabla 14 Composición de la materia prima saliendo de prensas-licor de prensa	55
Tabla 15 Composición de la torta de separadoras	56
Tabla 16 Composición del licor de separadora	56
Tabla 17 Composición del aceite de pescado	57
Tabla 18 Composición del agua de cola	57
Tabla 19 Composición del concentrado	58
Tabla 20 Composición del mix	59
Tabla 21 Composición del Scrap 1	60
Tabla 22 Composición del Scrap 2	60
Tabla 23 Composición de la harina de pescado	61
Tabla 24 Consolidado de vapor requerido	62
Tabla 25 Oferta de energía térmica en calderos	63
Tabla 26 Oferta de energía térmica de vapor flash	65
Tabla 27 Composición de solidos recuperados en TSA-calentamiento del proceso	68
Tabla 28 Composición del mix con nuevo aporte	69
Tabla 29 Composición del Scrap 1 con nuevo aporte	70
Tabla 30 Composición del Scrap 2 con nuevo aporte	70
Tabla 31 Composición de la harina de pescado con nuevo aporte	71
Tabla 32 Consolidado de vapor requerido con nuevo aporte	72
Tabla 33 Oferta de energía térmica en calderos con nuevo aporte	72

RESUMEN

El Programa de adecuación al medio ambiente es cumplido por las Empresas de Harina de Pescado que tiene por finalidad de cumplir la normativa de límites máximos permitidos vertidos al mar, los fluidos tratados contienen un alto porcentaje de sólidos y grasas contenidos principalmente en el agua de bombeo que son recuperados, y pasan a incrementar el flujo de materia entrante al proceso productivo.

La Empresa Exalmar. S.A.A-Huacho de 90 TM/h de capacidad real de procesamiento tiene instalados equipos PAMA para recuperación desde escamas y solidos provenientes del agua de bombeo, estos últimos se procesan a temperatura ambiental.

Se realizó un balance de energía en el sistema de captación de condensados que generan vapor flash, obteniéndose un total de 39 873,30 kg/h de condensados en una presión de 2 bar que pueden ser recuperados antes de enviárseles al desareador, con lo cual se puede calentar 6 000 kg/h de licor de DAF químico desde 20°C a 80°C, en un recipiente enchaquetado. A través de un balance de materia y energía con el nuevo aporte de los sólidos recuperados del DAF químico los cuales se encuentran a 80°C con un porcentaje de humedad de 68,70% y grasa de 6,11% , se obtiene como resultado un rendimiento de planta de 3,99 Toneladas de materia prima/Tonelada de harina producida, mejorando en 4,1%. Y Una optimización del índice de eficiencia energética técnico en 6,22%, desde 43,08 a 40,20 galones de petróleoR500/Tonelada de harina producida y una disminución en el consumo de combustible de 22,2 galones por hora.

PALABRA CLAVE: Recuperación de sólidos, rendimiento de planta, indicadores energéticos

ABSTRACT

The environmental suitability Program is implemented by the Fishmeal Companies which aims to meet the maximum permissible limits of discharges into the sea, the treated fluids contain a high percentage of solids and fats contained mainly in the pumping water which are recovered, and happen to increment the flow of matter entering the process productive.

The Exalmar Company. S.A.A-Huacho of 90 TM/h actual processing capacity has installed PAMA equipment for recovery from flakes and solids coming from the pumping water, the latter being processed at ambient temperature.

An energy balance was performed in the flash steam-generating condensate recovery system, obtaining a total of 39 873.30 kg/h of condensates at a pressure of 2 bar that can be recovered before sending them to the deaerator, with which 6 000 kg/h of DAF liquor can be heated chemical from 20°C to 80°C, in a jacketed container. Through a balance of matter and energy with the new contribution of the solids recovered from the chemical DAF which are located at 80°C with a percentage of moisture of 68.70% and fat of 6.11% , it is obtained as a result a plant yield of 3.99 Tonnes of raw material/Tonnes of flour produced, improving by 4.1%. And an improvement in the technical energy performance indicator by 6.22%, from 43.08 to 40.20 gallons of petroleumR500/Ton of flour produced and a reduction in fuel consumption of 22.2 gallons/hour.

KEYWORDS: Solids recovery, plant performance, energy indicators

I. INTRODUCCIÓN.

1.1 Realidad problemática

Los balances de masas dentro del sector pesquero tienen por finalidad cerrar con un rango alto de recuperación de la materia prima para poder ser transformada en harina de pescado, para ello los Programas de adecuación al medio ambiente implementados en el sector industrial de transformación tienen por objetivo la recuperación de los sólidos y grasa contenidos en la descarga, básicamente asociada al agua de descarga que acompaña a la materia prima.

El tratamiento de los efluentes pesqueros que se generan a partir del agua de bombeo, genera una carga orgánica de aceite y grasas característico de cada etapa en el proceso de la materia prima en sus instalaciones, donde es obligatorio tratar los efluentes pesqueros hasta obtener indicadores de impacto ambiental permisibles que las hacen aptas para evacuarla. Sin embargo, en el proceso de recuperación de restos sólidos entre ellas materia orgánica, aceites y grasas, en la etapa de la separadora ambiental, se obtiene una torta de separadora con características de concentración y humedad específica que hace posible que la humedad a su salida influya se encuentre en porcentajes óptimos de 80%, sin embargo en la operación de la separadora ambiental, las condiciones de salida de humedad puede fluctuar haciendo que las maniobras para su adecuación exijan un manejo de deshidratación haciendo uso de condensados calientes que provienen de otras áreas como de cocinas y secadores, estas maniobras para alcanzar la humedad y concentración en la torta de separadora exige que las maniobras en los equipos en planta corrijan este defecto a tiempo real haciéndose necesario contar con un sistema que permita formar condensados caliente de los subsistemas para poder disponer de calor adicional al momento que lo requiera la torta de separadora para deshidratarlo hasta los límites de humedad adecuado, cuidando que la humedad baje desde 85% hasta 76% aproximadamente .

Si la humedad de la torta de separadora ambiental se reduce por debajo de 76% se concentrarán las grasas en la torta haciendo que estas produzcan una reacción enzimática que altera su composición química disminuyendo las características esenciales para reintegrarse a la línea de producción de harina, considerando que actualmente el PAMA recupera entre un 6 a 10% de la capacidad de producción en planta de harina.

1.1.1 Realidad problemática objetiva.

De acuerdo con lo planteado en la situación problemática se plantea lo siguiente:
¿Cuál es el porcentaje final de humedad y grasas de la torta de separadora ambiental que mejora el rendimiento de planta de harina de pescado para la empresa pesquera Exalmar S.A.A -Huacho?

1.2 Antecedentes:

Se presentan los antecedentes analizados:

Sánchez & Román. (2020), en su investigación, diseñó un sistema de tratamiento de aguas residuales para la Empacadora y Exportadora de Camarón, de la ciudad de Guayaquil. Desarrolló el test de jarras de forma variada y con 5 tipos de polímeros, el agua dura presenta 200 ppm de sólidos en suspensión totales y pH igual a 10.1, aun así, los parámetros físicoquímicos del efluente previo al tratamiento fueron de: pH= 7.9, grasas 3.60 ppm y SST= 144 ppm, los cuales superaron el valor normado, luego mediante un tratamiento de coagulación y floculación dio como resultado un agua con 34 ppm de SST, pH= 8.20.

Flores, D. (2021), en su tesis titulada “Influencia del tratamiento del agua de bombeo en la Calidad de Harina de Pescado en la Empresa Pesquera Cantabria S.A. – Coishco 2021”, Este investigador llegó a la conclusión que la grasa del tratamiento PAMA que se le aplica al agua de bombeo es un factor que influye en el producto final por ende afecta en la calidad del producto llevándola de super prime a prime. Concluyo que el aporte de grasa del TSA en la calidad de la harina de pescado mediante un balance de masa es del 8%.

López, R. (2019), en su tesis titulada “Uso eficiente de la sanguaza como recurso en la recuperación de sólidos y aceite, en la Compañía Pesquera del Pacifico Centro S.A. Supe Puerto Barranca”, Este investigador se planteó como objetivo determinar el empleo óptimo de la sanguaza en su proceso de recuperación de sólidos suspendidos totales y grasas y aceites. Concluyo que mediante el uso óptimo de este subproducto pueden llegar a tener eficiencias de 95 % a 98% en Sólidos suspendidos totales y 94% a 99% en aceites y grasas.

Espinoza (2016). En la investigación “Propuesta de adición de lodos recuperados del agua de bombeo para mejorar el rendimiento de harina de pescado en una empresa pesquera” tiene como objetivo principal el incremento del rendimiento de harina de pescado con la adición de sólidos recuperados del agua de bombeo con tratamientos químicos de coagulación y floculación; reduciendo los gastos de producción significativamente, lo cual representa un beneficio económico de US\$ 29 378,70 y minimiza los efectos de contaminación al medio ambiente cumpliéndose con los límites máximos permisibles aplicados al sector pesquero. La adición de sólidos al proceso permite la reducción del rendimiento de planta desde 4,37 a 4,32; con un incremento de 0,05, del mismo modo el indicador de desempeño de petróleo R500 disminuyó en 0,36 galones/toneladas equivalentes a US\$ 0,85/tonelada de ahorro; el contenido de sólidos suspendidos totales en los efluentes vertidos fue de 715 ppm y el contenido de grasas 345 ppm cercanos a los valores máximos permisibles de 700 ppm para sólidos suspendidos totales y 345 ppm para grasas.

Guerrero Vargas, E(2020), en su tesis titulada “Implementación de un sistema precalentador de lodos de pama y su impacto en la calidad de harina de pescado en una empresa pesquera en puerto Malabrigo”, tuvo como objetivo la evaluación del impacto de instalar un sistema de precalentamiento de lodos obtenidos de los equipos del PAMA, en los objetivos específicos consistieron en describir la calidad de harina de pescado, describir la implementación de un sistema de precalentamiento de lodos y describe la calidad final de la harina de pescado. La investigación es cuantitativa y aplicada. Se concluyó que luego de instalar el sistema de precalentamiento de lodos Pama se evaluó su impacto sobre la calidad de harina de pescado con valores de 442 y 204 toneladas de producto para los años 2018 y 2019, alcanzándose una mejora en términos de calidad y economía, incrementándose los beneficios económicos con la adición de los sólidos recuperados.

Paredes (2016). En la tesis “Empleo del sistema de deshidratación directa para mejorar el desempeño ambiental en una planta de harina y aceite de pescado”, en el estudio se desarrolla los resultados mediante la comprobación de las hipótesis llegando a demostrar que implementando el sistema de deshidratación directa se consigue mejorar

el desempeño ambiental con la reducción del nivel promedio de Sólidos Suspendidos Totales presentes en los efluentes para una planta de harina y aceite de pescado. Logrando pasar de 1420.4 - 1773.9 ppm (al 95% de confianza) a 476.36 - 571.14 ppm (al 95% de confianza), con lo cual se cumple con los Límites Máximos Permisibles normados según el Decreto Supremo 010-2008-PRODUCE (700 ppm). Así mismo las tres variables en estudio fueron el contenido de sólidos suspendidos totales del efluente que ingresa al sistema de deshidratación, la dosis de cloruro férrico y la dosis del floculante, presentan un efecto positivo en la disminución del contenido de sólidos cuando actúan en forma combinada.

1.3 Justificación:

Se justifica por lo siguiente:

La importancia se orienta a investigar la línea de proceso de tratamiento de efluentes en sus diversas etapas centrando el interés de investigación en la etapa de la separadora ambiental con el fin de evaluar la calidad y cantidad de materia orgánica que es posible recuperar para integrarse al proceso productivo de la planta para mejorar la rentabilidad de la producción. Se sabe que el porcentaje de recuperación de carga orgánica en el PAMA bordea entre el 6 al 8% en las etapas de producción durante el año y que la calidad del concentrado que sale de la separadora se puede mejorar en función del calentamiento para disminuir su humedad y concentrar las grasas hasta un límite adecuado, esto a través del uso de condensados que se recuperan del proceso de cocción y secado.

La propuesta de investigación plantea escenarios de solución para el caso en que la torta de la separadora ambiental sea extraído con una humedad elevada , proponiendo la solución de recircular los condensados del área de cocina y secadores para reducir la humedad a través de un intercambiador de calor para realizar la transferencia de calor, el otro escenario a resolver se orienta a la disposición de condensado para atender al momento que la torta de separadora ambiental lo requiera, es decir , es necesario hace un estudio donde se tenga las cantidad de flujo masico disponible de condensados y a la vez el tiempo de formación de estos para que se encuentren disponible al momento que la separadora ambiental lo requiera .

De este se obtendrá el análisis en la cual es importante que ambos procesos tengan un traslape o diferencia de tiempo corto a fin de que el condensado esté disponible para

su uso, según los reportes de los operadores en planta, los condensados tardan en formarse alrededor de 30 a 45 min , por lo que es indispensable analizar la sincronía de estas dos etapas(secado y cocina) y compararlo con la actividad de la separadora ambiental, toda vez que los recursos de diseño de un sistema de transferencia de calor resuelva las incidencias para dar cobertura al servicio. Sin embargo, bajo este enfoque se describen tres tipos de importancia

La importancia de la investigación tiene tres direcciones y la primera se orienta al aspecto de optimizar el recurso energético térmico disponible a partir de condensados recuperados que se utilizan para deshidratar la carga orgánica, disponer de un buen sistema de transferencia de calor permite usar el recurso energético térmico óptimamente y los balances de energía así como los criterios de mecánica de fluidos y el diseño de intercambiadores de calor aportan la técnica para hacer posible un sistema óptimo de secado.

El aspecto económico es muy importante en la recuperación de torta de separadora debido a que las cantidades que se manejan representan entre el 6 al 8 % de la capacidad productiva en planta y la calidad con esa se recupera hace posible incrementar la rentabilidad de la empresa considerando que constantemente se forma efluentes que debe tratarse fisicoquímicamente para liberarlos al mar en las condiciones aptas de límites máximos permisibles , además que es un proceso permanente que demanda el uso de recursos como polímeros para coagular y flocular las cargas orgánicas con el fin de obtener un lodo activado óptimo para recuperar y tratar, la inversión que se hace por metro cubico de agua tratada resulta un indicador importante frente a la cantidad de masa de torta de separadora que se recupera haciendo posible proyectar el ahorro económico que se consigue al realizar maniobras adecuadas de manejo y control de humedad y concentraciones grasas a su salida de la separadora ambiental.

El aspecto ambiental es otro de los efectos importantes y que tiene como fin el proceso mismo del tratamiento del agua de bombeo, como se sabe la legislación actual exige el cumplimiento de los indicadores ambientales para evacuar el agua de bombeo en los indicadores óptimos hacia el emisor marino, y el cumplimiento de estos significa no ser sancionados por la entidad competente cumpliendo el proceso de manera sostenible.

1.5 Hipótesis:

El porcentaje de humedad de hasta 72% y entre 5 a 6% de grasas en la torta de la separadora ambiental mejora hasta en 8%, el rendimiento productivo de harina de pescado en la empresa Exalmar. S.A.A-Huacho.

1.6 Objetivos:

Objetivo general

Determinar la influencia de la humedad y grasa de la torta de separadora ambiental en el rendimiento de producción de harina de pescado en la empresa Pesquera Exalmar S.A.A-Huacho.

Objetivos específicos:

- Determinar mediante un balance de materia y energía a los equipos del PAMA las características del rendimiento de planta.
- Estimar los flujos de condensados disponible de para evaluar el aporte calórico para la separadora ambiental
- Evaluar las características de mejora de la reducción de la humedad y concentración de las grasas de la torta de separadora ambiental con adición indirecta de agua caliente.
- Determinar el porcentaje de mejora de los indicadores energéticos para la propuesta de mejora.

II. MARCO TEÓRICO.

2.1 Balances de materia y energía.

2.1.1 Balances de materia.

Un sistema se puede entender como un conjunto de componentes que actúan de manera conjunta a fin de cumplir con cierto(s) objetivo(s). No necesariamente se limita a objetivos meramente físicos, sino que puede aplicarse a fenómenos dinámicos abstractos pertenecientes a otras áreas del conocimiento (economía, biología, antropología,). Un proceso se puede definir, según el diccionario, como una operación o conjunto de operaciones que se suceden unos a otros de modo relativamente fijo, y que producen un resultado final. Se puede hablar de procesos biológicos, económicos, físicos, químicos, entre otros. (Gómez, 2018)

Cuando se estudia un sistema, o una porción de un sistema, es imprescindible establecer la frontera del sistema. Dependiendo del proceso (o procesos) a ser analizados, habrá que delimitar hasta donde una unidad o parte pertenece o no al sistema objeto de estudio. Al delimitar el objeto de estudio, es posible formular las estrategias de análisis y resolución del problema planteado. Toda parte o componente que no pertenece al sistema en estudio (que está fuera de la frontera del sistema) se considera parte de los alrededores o del entorno. Un sistema se considera abierto cuando se transfiere materia por la frontera del sistema; es decir, que entra materia del entorno al sistema o sale materia del sistema hacia el entorno, o ambas cosas. Un sistema es cerrado cuando no tiene lugar una transferencia semejante de materia, durante el intervalo de tiempo en el que se estudia el sistema. (Gómez, 2018)

El balance de materia es un método matemático utilizado principalmente en ingeniería de procesos de los sectores industriales en las cuales una materia prima va transformándose progresivamente en un producto final. Se basa en la “ley de conservación de la masa, la cual establece que la masa no se crea ni se destruye”, esto quiere decir que la masa de un sistema cerrado. permanece siempre constante y la masa que entra a un sistema debe salir del sistema o acumularse dentro del él, excluyendo las reacciones nucleares o atómicas. La mayoría de los procesos industriales son continuos, con un mínimo de alteraciones o paradas. En este tipo de procesos, a excepción de los periodos de puesta en marcha y paradas, el tiempo no es una variable a considerar, por lo que las variables intensivas dependen solamente de la posición, siendo el régimen estacionario. (Cobaquil, 2014)

Los balances de materia son según su naturaleza, integrales o diferenciales. El balance integral se basa en el análisis total del sistema en estudio, por otro lado el balance diferencial lo realiza en los mecanismos que forman el sistema (los cuales, influyen sobre el comportamiento global). Para cualquier proceso la materia que ingresa, se le nombra como materia de ingreso, y al que sale se le conoce como materia de salida. “A menudo los procesos constan de múltiples pasos y cada uno de ellos se lleva a cabo en una unidad de proceso, cada una de las cuales está asociada a un conjunto de corrientes de procesos de entrada y salida”. (Cobaquil, 2014)

Para la determinación del balance de materia, inicialmente se debe identificar las fronteras del sistema, esto significa, disponer la fronteras o límites del sistema en estudio y del mismo modo identificar cómo el medio externo afecta al sistema; clasificándose los procesos de la siguiente forma:

- Proceso por batch o por lotes: en este caso el sistema no intercambia masa con el medio externo.
- Proceso continuo: la carga fluye de manera continua durante todo el proceso. Las plantas de harina de pescado se adecuan a esta forma de proceso, en el cual continuamente una materia prima ingresa y sale, con una determinada pérdida de masa. En donde la relación de masas de entrada y salida es de 4-4,1 Toneladas de materia prima/1 Tonelada de anchoveta en promedio.
- Proceso semicontinuo: se refiere a los procesos distintos a los intermitentes o continuos. (Cobaquil, 2014)

Figura 1

Balance de materia global en una planta de harina de pescado



Nota. Elaboracion propia

Los balances de materia son aplicados a sistemas, que se caracterizan por la identificación de sus límites por donde se transfiera la energía o materia, sin importar si el sistema es de naturaleza física, química o abstracta. Representan ser herramientas de análisis de los sistemas, así como lo son: los balances de energía, las relaciones físico-químicas entre las variables físicas o químicas y las restricciones en la operatividad del proceso. Una variable de proceso es una magnitud física que caracteriza una etapa o fase de un proceso. Así tenemos, la temperatura, presión, volumen, flujo masico, caudal y velocidades de flujo. (Gómez, 2018)

Los balances de materia o masa son fundamentales para el dimensionamiento de los procesos industriales, ya que permiten determinar el flujo de materia prima requerido, así como los productos a procesar o obtenidos en cada etapa o fase intermedia del proceso. De esta forma se determinan los caudales y la composición de las corrientes de los diferentes procesos, con lo cual se establecen las ecuaciones necesarias para el diseño de los componentes necesarios para la fabricación o manufactura de productos. (Cedeño, 2017)

Existen dos tipos de balances que se aplican a los sistemas. El balance diferencial indica lo que puede ocurrir para un sistema en un instante. Este tipo de balance se aplican a los sistemas de flujo continuo, en los cuales existe intercambio de masa y energía constante del sistema con el medio que lo rodea, el cual es estacionario al no variar en función del tiempo. En caso contrario el sistema es transitorio, cuando sus variables cambian en función del tiempo. (Gómez, 2018)

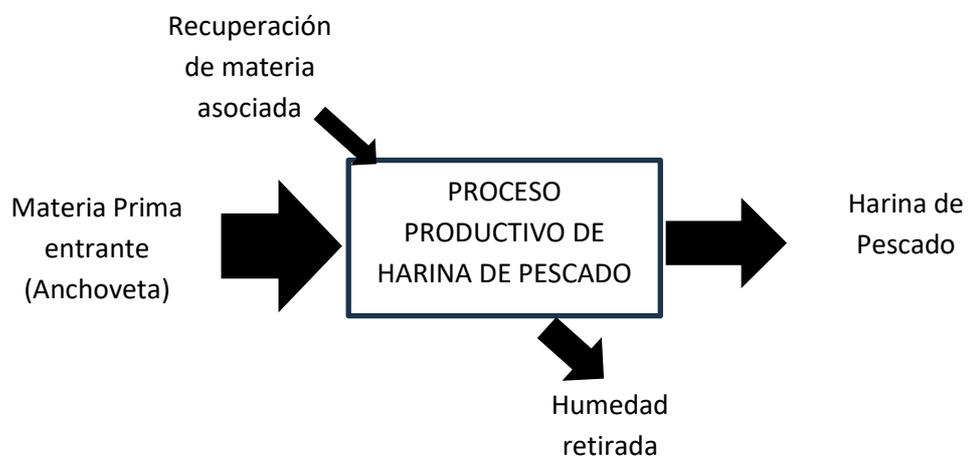
Un balance integral indica el comportamiento de un sistema durante dos instantes de tiempo. Establece cual es el comportamiento del sistema dentro del intervalo de tiempo. Por lo general, los balances integrales son aplicados en procesos tipo lotes o discontinuos, los cuales presentan un estado inicial y final identificadas. En forma matemática se plantean las ecuaciones integrales y diferenciales para su resolución según los límites de integración planteadas. (Gómez, 2018)

Dentro de los procesos industriales el indicador por excelencia de la actividad de productiva es el rendimiento de planta, el cual según el proceso productivo del cual la industria de harina de pescado no es ajena, se refiere a la recuperación de los subproductos

asociados con la materia prima, los cuales pueden ser desde efluentes o residuos orgánicos, que al adherirse al proceso productivo incrementan el rendimiento de planta. La capacidad de planta esta referido a la capacidad productiva de una instalación de producción, determinado para un periodo de tiempo determinado, la cual puede variar hasta el valor de capacidad mínima de planta. (Turovski, 2023)

Figura 2

Balance de materia global en una planta de harina de pescado incluyen recuperación



Nota. Elaboracion propia

El rendimiento de la producción puede incrementarse mediante los procesos de recuperación de los efluentes, los cuales aun contienen parte de la materia prima útil que a sido arrastrado en los efluentes. Por otro lado en la fabricacion de harina de pescado, se cuenta con agua de mar y sanguaza que son decantados en los procesos de descarga y almacenamiento, los cuales arrastran solidos que son de vital importancia ser recuperados. (Turovski, 2023)

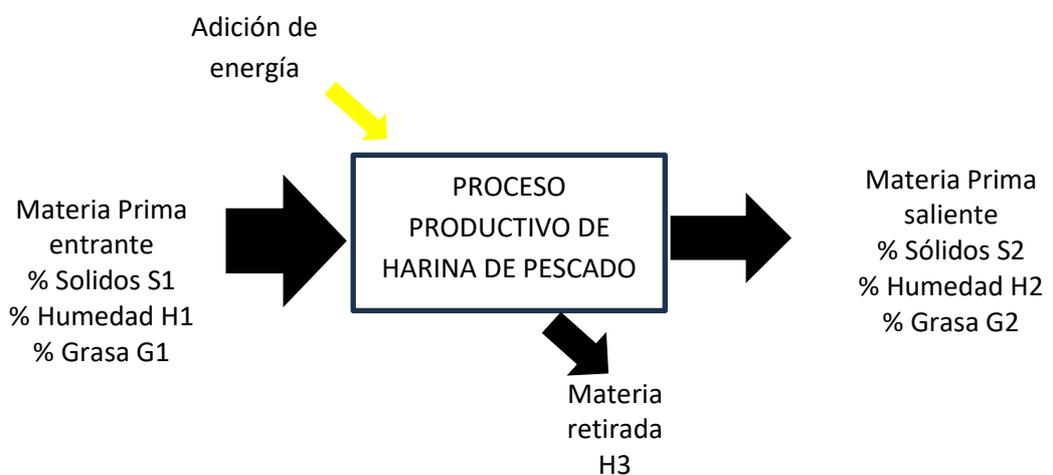
Balance de materia por componentes. Son aplicadas teniendo en cuenta los mismos principios que se aplican en el balance total de materia. Pueden ser formuladas a partir de ecuaciones que permitan modelizarla. El problema de los balances de materia es la identificación de las masas de varios flujos de sustancias que entran y salen de un sistema, por lo cual es necesario formular las ecuaciones que incluyan todas las sustancias en estudio y deben ser resueltas de forma simultánea para poder hallar su solución. Es

necesario la inclusión de las magnitudes de los flujos de los flujos del proceso y las concentraciones de los componentes los cuales son representadas en los diagramas de proceso, para todas las corrientes fluidas intervinientes y para que tengan facilidad de poder ser analizadas. (Cedeño, 2017)

Normalmente, los flujos intervinientes están representadas en unidades de flujo masico y la concentración en fracción en peso o en porcentaje en peso. Cuando las sustancias intervinientes son expresadas en unidades de volumen, la unidad de análisis se denomina caudal, que evalúa el cambio de volumen en una unidad de tiempo que puede ser estacionario o transitorio. Cuando se establece las ecuaciones de un balance de componentes, estas pueden ser función de la cantidad de variables timadas en consideración. (Cedeño, 2017)

Figura 3

Balance de materia por componentes



Nota. Elaboracion propia

2.1.2 Balances de energía.

La ley de la conservación de la energía establece que la energía no puede crearse ni destruirse, sólo convertirse de una forma de energía a otra. Esto significa que un sistema siempre tiene la misma cantidad de energía, a menos que se añada desde el exterior. Esto es especialmente confuso en el caso de las fuerzas no conservativas, en las que la energía se convierte de energía mecánica en energía térmica, pero la energía global sigue siendo

la misma. La única manera de utilizar la energía es transformar la energía de una forma a otra.

La energía es un concepto fundamental de la termodinámica y uno de los aspectos más relevantes en el análisis en ingeniería. La primera ley de la termodinámica establece que la energía no se puede crear ni destruir durante un proceso; solo puede cambiar de forma. La primera ley de la termodinámica es una generalización de la ley de conservación de la energía que incluye los posibles cambios en la energía interna. Es una ley válida en todo el Universo y se puede aplicar a todos los tipos de procesos, permite la conexión entre el mundo macroscópico con el microscópico. La energía se puede intercambiar entre un sistema y sus alrededores de dos formas. Una es realizando trabajo por o sobre el sistema, considerando la medición de las variables macroscópicas tales como presión, volumen y temperatura. (Casique & Honores, 2016)

Los balances energía son necesarios en cualquier proceso industrial. En la gran mayoría de procesos, se hace uso de equipos donde el principal objetivo es acondicionar la materia antes de introducirse en la etapa química, siendo esta donde se obtiene los productos. Los equipos más comunes son los intercambiadores de calor, los cuales permiten enfriar o calentar una cantidad determinada de materia. (Fombuena, 2020)

En cualquier proceso de ingeniería hay un intercambio de masa y energía, donde puede haber acumulación o generación de materia. Uno de los puntos más importantes en los procesos químicos es la energía que se debe emplear. En casi todos los procesos, es necesario realizar cambios de temperaturas mediante intercambiadores de calor, ya sea para calentar o enfriar la materia. A pesar de que la cantidad y tipo de materia a introducir en el proceso industrial es importante, la energía necesaria para el proceso también es crucial. (Fombuena, 2020)

Los balances de energía son de cruciales conocimientos en las plantas de harina de pescado, ya que en función a ello se puede dimensionar la planta de vapor asociada a los cocinadores y secadores, así como en los sistemas de calentamiento de fluidos de proceso, debido al alto porcentaje que representa el consumo de combustible en la generación de vapor saturado en calderos piro-tubulares, del mismo modo permiten cuantificar los BHP requeridos del sistema. (Cuzcano & Chávez, 2011)

Del mismo modo se podrá determinar la opción tarifaria correcta y los motores para el accionamiento de las maquinas del proceso. Del mismo modo el grupo electrógeno de respaldo es correctamente seleccionado teniendo en cuenta el factor de demanda y el factor de carga correspondiente. (Cuzcano & Chávez, 2011)

En la industria de harina de pescado, es muy importante la optimización de la energía puesto que un mal aprovechamiento de la misma tendría consecuencias indeseables en el costo de producción de algún producto, ya sea material o energético. Entonces, resulta de vital importancia lograr la mayor eficiencia de algún proceso para evitar pérdidas energéticas que conlleven a pérdidas económicas. El método del análisis exergético es especialmente adecuado para conseguir un uso más eficiente de los recursos energéticos, pues permite determinar la localización, tipo y magnitud real de su despilfarro y pérdida. Esta información puede utilizarse para diseñar los sistemas térmicos y permite guiar los esfuerzos para reducir las fuentes de ineficiencia en los sistemas existentes y evaluar la economía de los sistemas. (Casique & Honores, 2016)

2.2 Programas de adecuación al medio ambiente.

2.2.1 Generalidades.

Siendo la harina de pescado es un producto hidrobiológico obtenido por la deshidratación del pescado, principalmente, anchoveta y subproductos de jurel, caballa, entre otros. El proceso de producción de la harina y aceite de pescado tiene gran incidencia en los resultados de calidad de sus productos, específicamente por las operaciones y procesos básicos que involucra y que están referidos principalmente a tratamientos térmicos y operaciones mecánicas. El proceso de los subproductos (residuos y descarte) tiene la misma línea del proceso de anchoveta, diferenciándose en las etapas de secado, que se realiza en secadores. (Vásquez, 2021)

La anchoveta fresca se descarga en plataformas flotantes llamadas chatas que están en el mar a unos 1000 y 800 metros de distancia a la planta, el proceso de descarga consiste en adicionar agua a la bodega de la embarcación para generar una mezcla de agua con pescado que permita el bombeo de la materia prima sin deterioro. El pescado es succionado de la embarcación y propulsado en unas bombas atreves de tuberías submarinas hasta los desagües de la planta. Los desagües son equipos que permiten separar el agua que llega la planta producto del bombeo de la anchoveta y es

luego transportada hacia las tolvas de pesaje donde se pesan la materia prima generando un reporte de pesaje hacia las pozas de almacenamiento. La recepción de residuos y descartes se recibe en una tolva de metal y es transportado por un transportador helicoidal hasta la poza de almacenamiento, esto se dan en época de veda. En todos los procesos descritos se emplea energía eléctrica como fuerza motriz para accionamiento de motores eléctricos. (Vásquez, 2021)

Almacenar la materia prima(anchoveta) cumpliendo la normativa vigente de calidad y las buenas prácticas de manufactura. El almacenamiento de la materia prima es en pozas, en cuya parte inferior se tiene dos helicoides que llevan la anchoveta hacia la rastra de alimentación a las cocinas, también cuenta con drenajes para la sanguaza que es colectada en 1 poza para su tratamiento posterior. El tiempo máximo de permanencia de la materia prima en pozas depende de la calidad potencial de la anchoveta evaluada en la recepción por muestreo, el tiempo máximo aproximado validado por pruebas en planta es de 4 horas para que la anchoveta no eleve su TBVN (bases volátiles de nitrógeno). (Vásquez, 2021)

Para realizar los diferentes controles en la actividad se toma como referencia el D.S. N° 010-2018 MINAM, en la cual establece los Límites Máximos Permisibles para efluentes de los establecimientos industriales pesqueros de consumo humano directo e indirecto. Este decreto supremo se aplica a los titulares de autorizaciones vigentes de establecimientos pesqueros de consumo humano directo e indirecto que viertan sus efluentes en aguas marinas o continentales (lóticos o lénticos), con excepción de aquellos que viertan sus efluentes en redes de alcantarillado o destines sus efluentes para su reúso correspondiente. (Bruna, 2022)

La resolución de los efluentes de las organizaciones industriales pesqueras de consumo humano directo e indirecto en cuerpos de agua marinos o continentales (lóticos o lénticos) se debe hacerse mediante emisarios submarinos o emisarios subacuáticos, respectivamente, y deben garantizar el cumplimiento de los Estándares de Calidad Ambiental (ECA) para Agua fuera de la zona de limite, que es determinada por métodos y aspectos técnicos establecidos por la Autoridad Nacional del Agua, y además de las áreas limitadas para el establecimiento de zonas de mezcla, por sus características y

fragilidad del medio ambiente, como ecosistemas frágiles, áreas naturales protegidas, áreas acuáticas para uso de la acuicultura y áreas de entretenimiento o contactos básicos, con el propósito de proteger el ecosistema de agua y salud pública. (Bruna. 2022)

2.2.2 Generación de efluentes.

El agua de mar se emplea en el proceso de descarga de la anchoveta almacenada en bodegas refrigeradas de las embarcaciones con sistemas RSW, este proceso se inicia desde la plataforma de descarga hasta las tolvas ubicadas en planta. Luego el agua pasa por un proceso de tratamiento, esta última representa la mitad o dos terceras partes del volumen total de la descarga impulsada desde la chata de descarga. (Flores & Jiménez, 2021)

El agua de bombeo se emplea para impulsar la materia prima hacia planta a través de tuberías submarinas, dentro del cual fluye agua de mar, con materia orgánica suspendida, grasa y aceite, agua de mar y sangre. Este fluido contiene proteína en promedio de 3 % (proteína disuelta y en suspensión), y aceite en 2 %, estos porcentajes pueden incrementar el rendimiento de planta e incrementar la rentabilidad en el caso de ser adicionadas al proceso productivo. (Bruna. 2022)

El proceso de captura de la anchoveta, culmina con el proceso de bombeo de una mezcla agua de mar y materia prima hacia la planta la cual tiene residuos orgánicos (grasas y sólidos), que por lo general eran enviadas nuevamente al mar. La recuperación de los sólidos y grasas, se efectúa con diversas tecnologías de tratamiento del agua de bombeo, el proceso incluye la centrifugación de los lodos obtenidos en este tratamiento, para ser derivado al proceso principal incrementando el volumen final del producto obtenido. (Flores & Jiménez, 2021)

El tratamiento del agua de bombeo consta de 3 etapas; En la 1 etapa se emplea una separación física empleando un filtro rotativo o trommel, estos sólidos son recuperados y adicionados al proceso de Harina de Pescado, incrementando el rendimiento de planta y calidad. La parte líquida obtenida de la 1 etapa, es derivada a la trampa de grasas, donde se recupera el aceite contenido a través de espumaderas, que luego es derivada a las centrifugas para obtener Aceite de Pescado, luego en una tercera y última etapa se

recupera desde el agua residual, mediante un tratamiento de coagulación, floculación y flotación con aire disuelto, conocido como DAF químico, donde se realiza la separación de sólidos compactada en el agua de mar empleada en el bombeo. (Flores & Jiménez, 2021)

Figura 4

Unidad de tratamiento de agua de bombeo



Nota. Imagen obtenida de Sistemas Integrados de Gestión. (2024)

Un óptimo tratamiento del sistema PAMA implica la recuperación de sólidos contenida en el agua de bombeo así como el cumplimiento de los límites máximos permitidos, para ello se cuenta con tecnología apropiada para instalación en la industria y el empleo de fuentes energéticas para tal fin, estas tecnologías tienen por objetivo redireccionar y generar las modificaciones necesarias en los procesos de la industria con la de incrementar la eficacia y la recuperación máxima de la materia prima capturada, con el consiguiente beneficio económico. Existen diversas tecnologías de tratamientos físicos y químicos para la recuperación de los diferentes subproductos presentes en el agua residual. Del mismo modo el segundo efecto es mejorar la calidad de la Harina de Pescado por medio de la acción de coagular, precipitar, sedimentar o por la flotación de partículas. (Flores & Jiménez, 2021)

Sanguaza: En las pozas de almacenamiento de pescado capturado se genera la sanguaza, donde se inicia la descomposición de las proteínas, que se deterioran y se inicia la acción y crecimiento bacteriano y el oxidamiento de la materia orgánica. Lo cual en meses de

altas temperaturas, este proceso se acelera tanto en las pozas de descarga, como en las bodegas de las embarcaciones pesqueras produciéndose gases de alta toxicidad como el gas sulfhídrico. (Bruna. 2022)

Agua de Cola, en el proceso de producción de harina de pescado los fluidos residuales son parte del proceso de producción, produciéndose en las prensas y separadoras, el licor de separadoras el cual luego es centrifugado generando solidos solubles al separarse el aceite. La cantidad y contenido es función de las características del pescado y su tiempo de captura. A mayor tiempo de captura menor cantidad de proteína y aceite se liberará del agua de cola. Si se considera que representa el 60 % del peso de la materia prima capturada, esta presenta de 8 a 10% de solidos totales. El aumento de los sólidos dependerá de las características de la materia prima, estos compuestos se recuperan en las plantas evaporadoras de película descendente que emplean los vahos residuales del proceso de secado como elemento energético para la concentración del agua de cola. (Bruna. 2022)

2.2.3 Tratamiento del agua de descarga.

El primera etapa asociada al PAMA se inicia con el proceso del bombeo de agua de mar desde planta o chatas de descarga, que emplean tuberías (por lo general 2) submarinas para el bombeo de agua de mar con pescado en un proceso 2:1, 1,5:1, 1:1; también se emplea bombas de vacío en una proporción de 0,5: 1, a través de bombas de los siguientes tipos: absorbente con bomba centrifuga, equipo absorbente por presión de vacío y equipo absorbente de pistones, la fuerza motriz es suministrada a través de grupos electrógenos que operan con petróleo diesel.

En el sistema de bombeo de pescado con agua de mar, se realiza la descarga desde la bodega de la embarcación en forma continuada, presentando una enorme versatilidad en la adaptación de la descarga a diversas condiciones de calidad del producto a bombear. La unidad de bombeo comprende elementos que trabajan en coordinación y de forma automática. Consta de un Tanque Separador el cual succiona el pescado desde las bodegas en la embarcación, este tanque es completamente cerrado. Opera con presión de vacío suficiente solo para generar la succión, sin malograr el estado físico de la materia prima capturada. (Cuzcano & Chávez, 2011)

La fuerza motriz es generada por grupos electrógenos de diversas potencias operando con petróleo biodiesel. Siendo el elemento energético el principal inconveniente para este proceso el abastecimiento de combustible, en tanques que ocupan un parte principal de estas instalaciones. (Cuzcano & Chávez, 2011)

Figura 5

Equipo absorbente de pescado



Nota. Imagen obtenida de Hidrostral.

Tratamiento primario.

Filtros trommel. (DAF primario) O también llamados desaguadores estáticos. La materia prima se impulsa con el agua de mar, ingresando al sistema a través de drenajes, filtros giratorios y sistemas de dragado, en donde la mayor parte del agua de mar es filtrada del pescado. El agua de mar bombeada pasa junto con los sólidos a través de un tambor filtrante giratorio con mallas, donde se capturan los sólidos suspendidos de hasta 1 mm de diámetro. El accionamiento de estos sistemas se realiza a través de motores eléctricos de hasta 10 HP en algunos casos dependiendo del tamaño del trommel, el cual mediante un sistema de reducción de velocidades (caja de engranajes) y un sistema de transmisión de potencia con cremalleras y cadenas se acciona a los trommel, los cuales giran a bajas velocidades. (Morón, 2024)

Figura 6

Filtros Trommel



Nota. Imagen obtenida de Perry Process Company.

Tratamiento secundario. (DAF secundario)

El proceso de recuperación por flotación se emplea para la separación de partículas líquidas y sólidas de los efluentes residuales. Consiste en introducir burbujas de aire dentro del agua, las cuales se adhieren a las partículas sólidas en suspensión generando su ascenso hacia la parte superior del efluente en tratamiento; con ello se consigue la remoción de un alto porcentaje de sólidos en suspensión que tienen una densidad superior que la del líquido en tratamiento. (Cruz & León, 2022)

También se emplea productos químicos como floculantes y coagulantes para el tratamiento haciendo uso de equipos de decantación y separación para la recuperación de los sólidos que luego se derivan al proceso principal. Desde la piscina de tratamiento se drena la sanguaza. Luego se calienta y deriva hacia un separador y a una centrífuga u otro equipo que realiza ambas funciones llamado Tricanter, obteniéndose en simultaneo y en forma continua tres productos: sólidos, aceite y agua residual. (Morón, 2024)

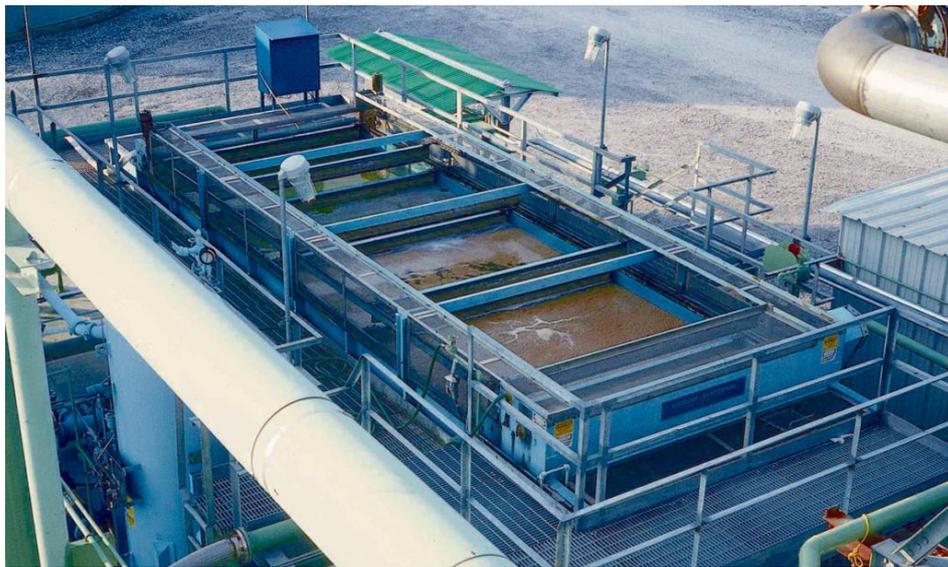
Trampas de grasa.

La fase líquida, proviene del tratamiento primario, ingresando a una Trampa de Grasas, donde se lleva a cabo la 1° separación de la espuma aceitosa, separándose por flotación

natural, lo cual es recuperado por medio de paletas transportadoras que retiran la espuma flotante sobre la superficie, luego se acondiciona la espuma para su posterior tratamiento de separación de sólidos y aceite del PAMA. El consumo de energía es netamente eléctrico asociado a los motores eléctricos que accionan los diversos componentes del sistema (Sagastegui, 2019)

Figura 7

Trampa de lípidos o grasa



Nota. Imagen obtenida de TEAMB (2024)

Celda de flotación.

La fase líquida que resulta de la primera etapa de separación de grasa ingresa a una segunda separación en una Celda de Flotación Física donde entra en contacto con las microburbujas de diámetros entre 50 a 250 micrones, que son generados por 03 Microair, que separan la grasa del agua de mar del bombeo filtrada, en forma de espuma, la cual es barrida hacia unas canaletas colectoras por medio de paletas mecánicas, esta espuma se deriva a un tanque de precalentamiento para su posterior proceso de recuperación de sólidos y aceite.

Es uno de los sistemas de tratamiento de mayor empleo en aguas residuales para la separación de grasas. En este tipo de tratamiento, el efluente ingresa a un tanque de retención cerrado y se le agrega aire presurizada, para luego proceder a liberar la presión hasta la presión atmosférica. El sistema se compone de una bomba de presurización, un

tanque de retención que proporciona el contacto entre el aire y el líquido, una válvula reductora de presión y un tanque de flotación. El principio de este proceso permitirá la remoción directa de los sólidos suspendidos totales y grasas, y una remoción indirecta que está referida a la regulación de la temperatura, demanda bioquímica de oxígeno (DBO), demanda química de oxígeno (DQO), entre otros factores. El consumo de energía empleado es netamente eléctrico y está asociado a los motores eléctricos que accionan los diversos componentes del sistema. (Cruz & León, 2022)

El proceso se realiza en celdas de flotación con aire disuelto DAF (Dissolved air flotation). Las celdas son de forma rectangular y poseen un sistema de presurización del aire por medio de un reactor. La mezcla aire y agua de tratamiento permite el desarrollo y la formación de burbujas con diámetros entre 40 a 100 micrones. Las micro burbujas producidas se adhieren a las grasas y a los sólidos suspendidos, acelerando su ascenso hacia la superficie en forma de espumas, estas espumas son colectadas y derivadas a un coagulador de espumas que las calienta a 90 °C con vapor saturado de forma indirecta, para luego enviarlas a un tricanter y recuperar sólidos que se adicionan al proceso productivo. El aceite es derivado al tanque de almacenamiento PAMA. El efluente de esta etapa se envía hacia el tanque clarificador DAF. (Campos, 2021)

Figura 8

Celda de flotación



Nota. Imagen obtenida de TECCA (2024)

Los sistemas de Flotación por Aire Disuelto (DAF) son los de mayor empleo mundialmente para los efluentes oleosos y basan su funcionamiento en la generación de microburbujas de aire finas (20 a 25 micrones). La atracción entre estas microburbujas de aire y las partículas oleosas a ser removidas, es el resultado de fuerzas de adsorción, que están en relación a las características externas de las partículas. Las microburbujas de aire al entrar en contacto con estas partículas disminuyen su densidad, acelerándose su flotación y remoción. (Sagastegui, 2019)

La flotación de las partículas de aceite se realiza en una Celda de flotación, donde se recircula una fracción del agua tratada. El agua recirculada antes de su ingreso en la Celda de flotación, se satura con aire dentro de un Tanque de Presurización; produciéndose la disolución de aire en el agua de mar bombeada a una determinada presión de trabajo; el aire se suministra a través de un compresor accionado por un motor eléctrico. (Sagastegui, 2019)

DAF Químico

Es una etapa en la que pretende la eliminación de la materia orgánica remanente del tratamiento secundario, microorganismos patógenos, compuestos inorgánicos oxidables y metales, así como fosfatos y nitratos residuales con la finalidad de conseguir un agua de mayor pureza. Dentro de ellos los procesos de precipitación química se basan en el uso de reacciones químicas para obtener productos de baja solubilidad. Las especies contaminante a eliminar forman parte de esa sustancia insoluble, que se precipita y puede ser separada por proceso de sedimentación y filtrado. (Sagastegui, 2019)

En un tanque clarificador, el agua de mar de bombeo tratada en las celdas de flotación DAF, aún presenta un porcentaje de sólidos y grasa en estado coloidal y/o emulsionado, al cual se adiciona un coagulante que desestabiliza la emulsión favoreciéndose la formación de microflocs y al mismo tiempo se dosifica el floculante (polímero aniónico) que permite la formación de flocs. El agua tratada con reactivos químicos entra a un reactor de dilución, en donde se recircula agua para saturarla con aire a 6 bar de presión para la formación de micro burbujas de 40 micras de diámetro en donde se adhieren los flocs y se acelera la separación hacia la superficie formándose una sustancia que toma el nombre de lodos. El efluente obtenido en esta última etapa ya se encuentra clarificado y

cumple con los límites máximos permitidos, la cual es derivada hacia la poza pulmón antes de ser dispuesta y retiro mediante el emisor submarino. El efluente se satura a la salida del clarificador con un hipoclorito de calcio o sodio. (Campos, 2021)

Figura 9
Clarificador



Nota. Imagen obtenida de ACS Medio Ambiente. (2024)

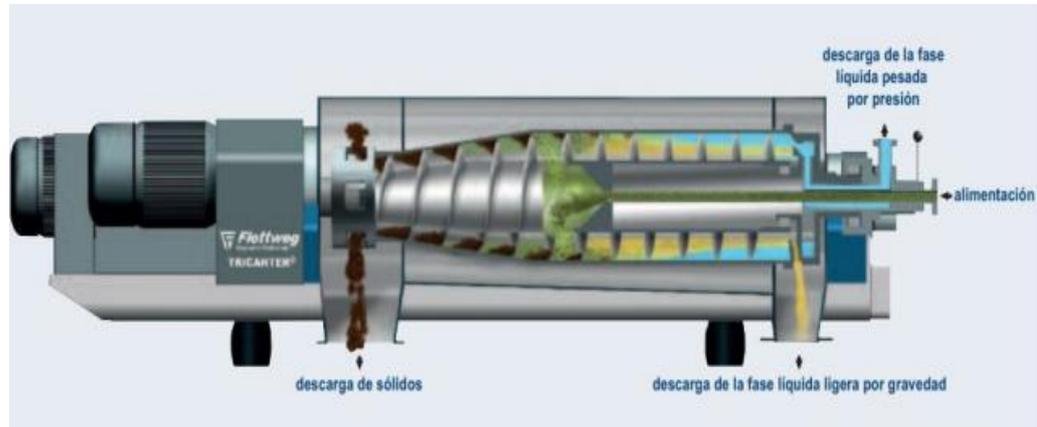
Separadora ambiental Tricanter.

En un proceso de separación clásico, los sólidos son separados de los líquidos o de dos líquidos que tienen diferentes densidades. Para este propósito, el Flottweg Tricanter es una máquina con capacidad de realizar la separación continua en tres fases por medio de un solo proceso (una fase sólida y otras dos fases líquidas). Presenta un alto rendimiento para el tratamiento de lodos con algo porcentaje de grasa, producción de almidones y recuperación de grasas. Para ello, los líquidos deberán ser insolubles entre sí, y tener distintas densidades. La fuerza motriz se realiza mediante motores eléctricos asíncronos alcanzando velocidades de 3600 rpm. (Detan, 2022)

La separación de las tres fases permite combinar varios pasos de procesamiento, lo cual genera ahorros económicos y energéticos. Además de su realizar de forma selecta el proceso de separación. (Detan, 2022)

Figura 10

Esquema interno de Tricanter Flottweg



Nota. Imagen obtenida de Detan. (2022)

Los lodos recuperados del clarificador son inyectados en la separadora ambiental para su retiro de la humedad (proceso de secado). En esta máquina se separa parte del agua contenida en los lodos para brindar las condiciones necesarias para ser utilizado en la producción de harina de pescado, la torta producida a la salida de la Separadora Ambiental llamado lodo seco presenta una humedad entre 65 y 75% el cual es agregado al proceso principal. El licor a salida de la separadora es recirculada en un tanque de clarificación para el cumplimiento de los límites máximo permisibles. En esta etapa se adiciona un coagulante inorgánico y un floculante orgánico (polímero), y se emplea agua de condensado para diluir los lodos. Las cantidades de producto químico a utilizar dependerán de la calidad de lodo. (tal como el valor de pH, sólidos totales, frescura) (Calderón, 2015)

2.3 Recuperación de condensados.

Los condensados calientes tienen un alto valor económico. Al ser empleados inicialmente como fluidos energéticos en forma de vapor saturado, estos ceden su calor latente de vaporización en los equipos de procesos, fluyendo a través de las trampas de vapor, obteniéndose líquido saturado, el cual debe ser recuperado por su alto costo de generación, al ser agua tratada químicamente e involucra un gasto de combustible en calderos. Pero los condensados calientes a las condiciones tal como se encuentran presentan un bajo valor de entalpía, generalmente se le enviaba al desareador. (Guevara, 2019)

Los condensados presurizados no requieren un sistema de bombas para su impulsión hacia el desareador, pero en ciertos casos en los cuales se requiere su inyección directa al generador de vapor se requiere de bombas multi etapa para aumentar su presión hasta un valor superior a la presión de operación del caldero, con el objetivo de que la temperatura del condensado recuperado influya en la temperatura del agua de aportación alcanzando valores de 120 a 130 °C, lo cual permite ahorros económicos y reducción del consumo de combustible. (García, 2024)

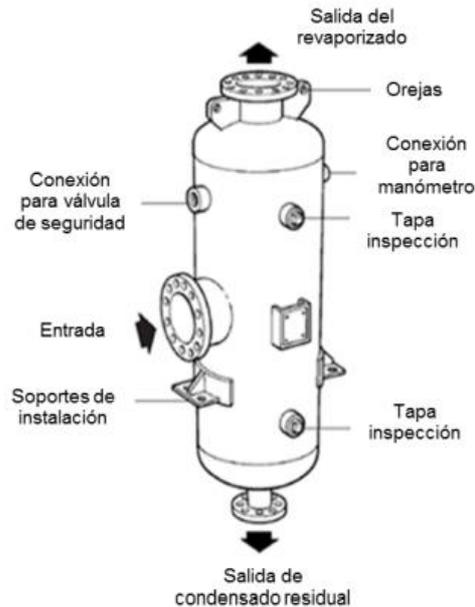
Los sistemas de recuperación de condensados permiten el retorno de los condensados desde varios colectores de salida desde las trampas de vapor y los derivan al desareador con la finalidad de mezclarse y calentar el agua de reposición. La determinación del diámetro de la tubería de condensados implica ciertos criterios a tenerse en cuenta que difieren con los diseños de redes de vapor. Una tubería de condensados debe tener la capacidad de recupera íntegramente al condensado evitando las perdidas energéticas para ello el valor promedio de velocidad es de 0,5 a 4,0 m/s dentro de una tubería circular. A una alta velocidad se presenta el problema de erosión y a una velocidad pequeña se produce sedimentación dentro de las tuberías. (García, 2024)

En el desareador se recolecta el condensado proveniente de los equipos consumidores de calor para ser reingresada en los generadores de vapor. En el desareador, se presenta como requisito técnico tener un valor de temperatura de 100°C, los condensados recuperados al tener un alto valor energético incrementan el valor del agua de reposición con la finalidad de liberar el O₂ y CO₂ contenido en el agua, la cual puede llegar a generar corrosión galvánica en las tuberías de los generadores de vapor. En otros casos se utiliza el condensado directamente como fluido energético para procesos de calentamiento hasta valores de temperatura de 80°C. (García, 2024)

El Vapor flash o revaporizado es un vapor s obtenido del proceso de expansión de los condensados presurizados recuperados y presentan la misma calidad energética similar a un vapor saturado producido en calderos. La generación de flujo masico de vapor flash es cerca al 8% del flujo total del condensado y es función del valor final de la temperatura y presión del revaporizado. Se obtiene vapor saturado a baja presión con un valor alto de entalpia específica, mucho mayor con respecto al condensado el cual es empleado en

procesos de calentamiento a temperaturas entre 60 a 90°C. Luego de su empleo, el vapor flash y ceder su calor latente, este retorna al tanque desareador, cerrando el circuito de recuperación de condensados. (López, 2023)

Figura 11
Tanque de vapor flash



Nota. Imagen obtenida de Popayan. (2016)

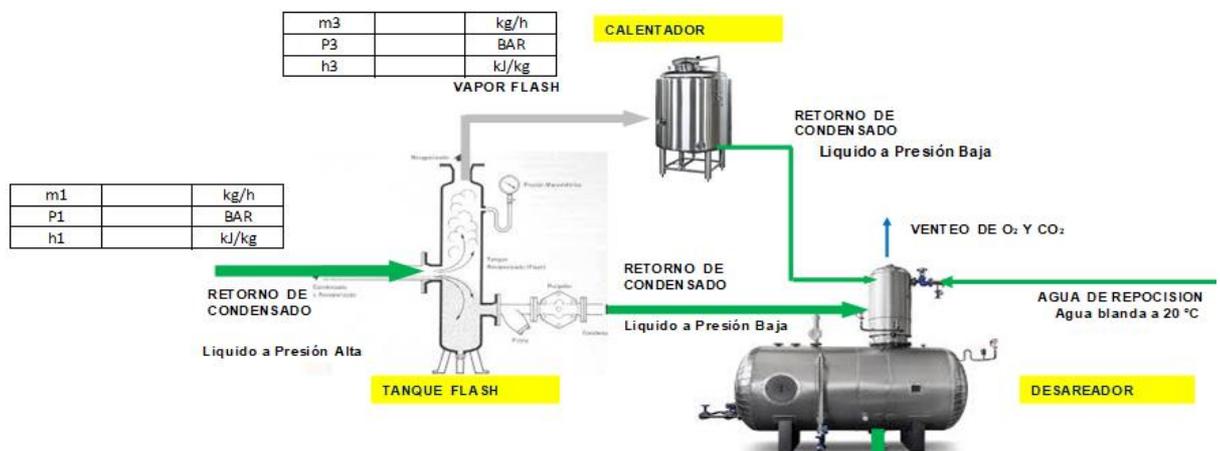
El tanque flash es un depósito cerrado que contiene un regulador de presión que permite la expansión isentálpica de los condensados calientes recuperados. Estos depósitos presentan una mediana inversión de entre 60 000 a 80 000 soles que son recuperados con el ahorro de combustible con un periodo de retorno de la inversión en función a las horas de operación. Están fabricados de acero inoxidable y construidos según el código ASME. El vapor flash reemplaza a una fracción del vapor generado en calderos, con la consiguiente reducción del consumo de combustible, costos por facturación y emisiones de gases de efecto invernadero, mejorándose los indicadores de desempeño energético. (López, 2023)

El condensado saliente del tanque flash es un fluido proveniente del cambio de estado luego de la expansión obteniéndose vapor flash o vapor saturado y líquido saturado a bajas presiones. Su valor está relacionado al costo del combustible empleado para la generación

de vapor saturado. El condensado tiene cerca del 20% de la energía útil del vapor, esto debido a que la entalpía específica (menor a la del vapor saturado) pero tiene un alto nivel energético debido al valor de su temperatura. El condensado retorna al tanque desareador, pero aun contiene un valor energético debido a su temperatura que puede aprovecharse en procesos de calentamiento a baja temperatura, tal es el caso del calentamiento de los lodos entrantes a una separadora ambiental. En este caso el condensado al estar a 110-120°C contiene a un gradiente calor disponible. (García, 2024)

Figura 12

Proceso de recuperación del vapor flash y su empleo



Nota. Elaboracion propia.

El retorno de condensados consigue reducir el consumo de combustible en los generadores de vapor y disminuye costos operativos:

- El condensado retorna al desareador con una temperatura de 140 a 110 °C según su presión de servicio, con lo cual presenta un alto nivel energético en función a su temperatura, en caso de no ser aprovechada, deberá ser cubierta por un adicional de combustible que deberá emplearse.
- En el supuesto caso de que el condensado se eliminase, entonces el flujo de agua de alimentación aumentaría, produciendo un mayor gasto en su tratamiento químico y mayor consumo de combustible, al ingresar el agua a temperatura ambiental.
- El agua de suministro que reemplaza al condensado no recuperado presenta mayor cantidad de impurezas. Por lo que debe aumentarse la frecuencia de purgas de

fondo. Un aspecto relevante en la recuperación de condensados es que, al reducirse el consumo de combustible, este último está asociado a las emisiones emitidas a la atmósfera, debido a que la descarga de fluidos calientes presenta impactos negativos. (ríos, lagos, etc.) (García, 2024)

El retorno de los condensados permite reutilizar el agua y el calor sensible contenido en el condensado. La recuperación de los condensados genera ahorros importantes de energía, tratamiento químico y de agua nueva de reposición. El condensado puede ser empleado en los siguientes casos:

- Como agua caliente de alimentación, cuando el condensado caliente retorna al desareador de la planta de calderos.
- Para el precalentamiento de licores de proceso.
- En la generación de vapor flash.
- Como agua caliente, empleado en limpieza de equipos y aplicaciones sanitarias. (Spirax Sarco, 2018)

Figura 13

Calentador enchaquetado de licor de proceso



Nota. Industrial FIMA

2.4 Indicadores de desempeño.

El desempeño de una instalación se evalúa según los indicadores de desempeño energéticos que miden el desempeño de un proceso o actividad determinada en relaciona

a la energía consumida, tal como se estipula en la norma ISO 50001 gestión de la energía. Los Indicadores de desempeño energético IDEs proporcionan la información que todo ejecutivo requiere en cada etapa del proceso, etapas o de forma global para una instalación consumidora de calor, aportando una mayor precisión en la toma de decisiones y una mayor eficiencia de los procesos productivos industriales con respecto a la energía consumida. Los indicadores sirven como una referencia bastante certera sobre si tu proceso es económico en la forma de consumir y la dinámica del uso de la energía ya sea térmica o eléctrica. (Becerril, 2022)

Los indicadores de desempeño energético (IDEs) se utilizan en la verificación de la dinámica del consumo de energía referente al uso significativo de energía, técnicas de ahorro y uso eficiente y tecnologías implementadas que permiten la verificación del grado de acercamiento a las metas energéticas. El benchmarking del comportamiento y evolución de un IDEs se realiza con los valores de línea de base y después del inicio del funcionamiento de un Sistema de gestión energética, de tal manera que puede determinar, por ejemplo, si las acciones implementadas presentan resultados esperados en términos de mejora del desempeño energético o permite acciones correctivas en el caso de que las mejoras implementadas no cumplen como lo planificado en el sistema de gestión. Estos indicadores se elaboran luego de aplicarse la revisión energética, y pueden ser por cada tipo de insumo energético o según el, enfoque que puede ser técnico, económico o ambiental. (Quezada, 2020)

El indicador de desempeño energético idóneo es aquel número característico que proporciona la información necesaria sobre la dinámica del uso de la energía en una planta industrial o de servicios. Para esto, se requiere una política energética definida para lo que se desea conseguir para cada indicador, el cual se centra en la evaluación de usos significativos, centros de consumos y eficiencia energética teniendo en cuenta una línea base referencial. En este caso la línea base está conformado por un conjunto de valores referenciales obtenidos de un historial estadístico que sirven como meta a alcanzar. Para ello luego de determinar el potencial de ahorro de energía es necesario implementar las matrices de metas, objetivos y plan de acción, según la política energética asumida por la organización. (Castrillón, 2020)

En enero del año 2009, se publicaron las Guías técnicas con los estándares mínimos para la implementación de eficiencia energética en el Perú a través de la Dirección general de eficiencia energética –MINEM, del mismo se publicó las Guías para implementar Auditorías Energéticas en diversos sectores productivos y de servicios. Para nuestro caso de estudio tenemos los siguientes indicadores de desempeño energético:

Indicadores de desempeño energéticos técnicos: Se definen como el cociente entre la unidad de consumo de energía térmica o la energía eléctrica con la unidad de producción o servicio de la organización, se define de la siguiente manera:

$$IDE_{ST} = \frac{\text{Galones de Petroleo R} - 500/\text{mes}}{\text{Toneladas de Harina producida/mes}} \dots\dots (1)$$

2.5 Evaluación económica.

Valor actual neto: El VAN es un indicador de rentabilidad que mide los flujos de ingresos y egresos futuros que tendría un proyecto de mejora, para determinar, si luego de descontar la inversión inicial, se genera beneficios económicos. El VAN permite evaluar la rentabilidad de un proyecto, y es mucho mejor cuando su valor es el más alto posible, en el caso de comparación de alternativas.

Se evalúa con los siguientes parámetros:

La Inversión Inicial (I): Corresponde al monto o valor del desembolso que la organización realiza al inicio del proyecto. En este rubro se incluye: el valor de los activos fijos, la inversión y el capital de trabajo.

Los Flujos de Caja: Corresponden a los flujos de caja futuro de la organización, determinado por la diferencia entre egresos e ingresos económicos.

La tasa de descuento: Es la tasa de interés requerida para la inversión, definido por el Numero de periodos o años de duración del proyecto. (Diestra, 2024)

El VAN es aceptado solo cuando es positivo. El Valor del VAN se determina con la presente ecuación:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+i)^t} - I \dots\dots\dots (4)$$

Donde:

V_t = Flujo de caja anual (Ingresos – egresos) (U\$/año)

i = Tasa de interés (12 % en el mercado nacional)

I = Inversión inicial realizada (U\$)

t = Tiempo en años

Tasa interna de retorno

La TIR está definida como la tasa de interés con la cual el valor neto (VAN) de una inversión sea igual a cero (VAN=0). Es un indicador de rentabilidad relativa del proyecto, el cual es aceptado solo en el caso de que el valor del TIR sea mayor al valor de la tasa de interés del mercado. (Diestra, 2024)

La TIR se evalúa con la siguiente ecuación:

$$VAN = 0 = -I + \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1 + TIR)^t} \dots (5)$$

III. MATERIAL Y MÉTODO

3.1 Material:

3.1.1 Empresa.

La empresa PESQUERA EXALMAR S.A.A., cuenta con una Planta de Harina de Alto Contenido Proteínico con capacidad de producción de 84 t/h, según la R.D. N° 079- 2014- PRODUCE/DGCHI que modificó, por innovación tecnológica a 90 t/h, la licencia de operación según con R.D. N° 072-99-PE/DNPP con fecha 16 de junio de 1999 para la empresa PESQUERA EXALMAR S.A.A.

Se presenta sus principales datos marco:

Tabla 1
Datos marco de la empresa

Razón social	Pesquera EXALMAR S.A.A
RUC	20380336384
Dirección Administración	Av. Víctor Andrés Belaunde N°214- San Isidro Lima - Perú
Plantas de Harina	05- Chicama, Chimbote, Huacho, Callao y Tambo de Mora (554 Toneladas hora de procesamiento)
Plantas de Congelado	02- Paita y Tambo de Mora (683 Toneladas día de capacidad)
Flota	21 embarcaciones para C.H.I y 6 embarcaciones con RSW para C.H.D.
Dirección Planta Huacho	Av. Industrial N° 690, Distrito de Caleta de Carquín, Provincia Huaura, Departamento de Lima.
Actividad de la planta	Harina y aceite de pescado
Capacidad	90 t/h de procesamiento de materia prima de harina y aceite de pescado
Tipo de harina	Prime y super prime

Nota. Elaboracion propia con informacion de Empresa Exalmar S.A.A

Figura 14

Planta Exalmar-Huacho



Nota. Imagen tomada de Empresa Exalmar Planta Huacho.

3.1.2 Procesamiento.

Almacenamiento de materia prima: La materia prima es pesada para luego ser almacenada en 07 pozas, el periodo máximo de almacenamiento es de 24 horas de proceso.

Tratamiento de sanguaza: La sanguaza es una mezcla de agua, sólidos solubles e insolubles y aceite, está es producida por pérdida de frescura del pescado. La sanguaza pasa por filtros rotativos para recuperar los sólidos y agregados a la tolva de alimentación cocina, el líquido es tratado en los tanques de recuperación secundaria.

Cocinado: Los objetivos de la etapa de cocción son tres: esterilizar, coagular proteínas y liberar los lípidos retenidos intra y extra muscularmente en la materia prima.

Prensado: La fracción sólida obtenida de la etapa anterior es prensada para obtener un material con mínimo porcentaje de agua y grasa llamado torta de prensa.

Recuperación de sólidos: En esta operación se trata el “Licor de prensa” (fase acuosa resultante de pre-strainer y prensa) que contiene un alto contenido de sólidos solubles e insolubles, además de aceite; con la finalidad de separar y recuperar.

Recuperación de aceite, Centrífuga separadoras de líquido (vertical): Consiste en el ingreso de licor de separadora a las centrifugas, hasta la obtención y almacenamiento de agua de cola y aceite crudo de pescado.

Concentrado de sólidos: La fase acuosa “Agua de Cola” proveniente de las centrifugas ingresa a las plantas evaporadoras de película descendente, donde el agua que ingresa es parcialmente eliminada en una planta evaporadora y el producto es un concentrado que

permanece en forma pastosa a una concentración entre 33 – 42% de sólidos (Viscosidad Elevada utilizando enzimas).

Planta Evaporadora: Consiste en el ingreso de agua de cola a las plantas evaporadoras hasta el mezclado de concentrado con tortas de prensa y separadora.

Secado a vapor: La principal razón para secar la torta mixta es reducir la humedad del material obteniéndose niveles bajos para detener las reacciones químicas y biológicas que puedan tener lugar, degradando el producto.

Secado aire caliente: El objetivo es reducir la humedad a niveles de remanentes, en donde no es posible el crecimiento microbiano, sin producir daños en la digestibilidad de la proteína, ni cambios físicos y químicos del producto.

Enfriado: La harina que proviene de secadores es enfriada bruscamente por un equipo de enfriamiento, a fin de detener reacciones químicas, bioquímicas y biológicas que tienen lugar en el proceso.

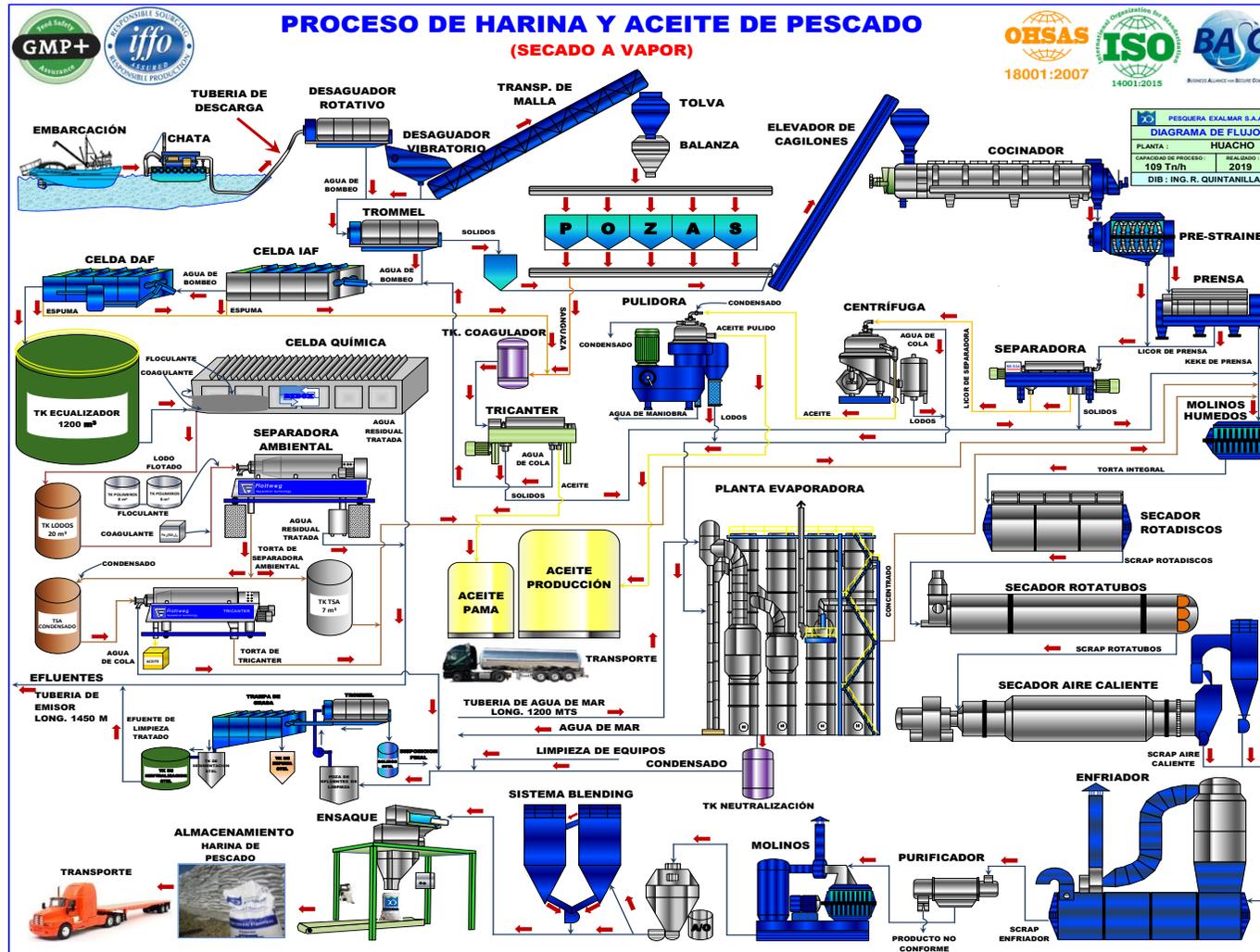
Purificado y molienda: El producto saliente del molturado pasa a través del purificado en esta etapa se separa los materiales extraños como restos de cabos, restos de materiales metálicos, plásticos, etc. que pueda estar contaminando el producto final.

Adición de antioxidante: En esta etapa se añadirá a la harina antioxidante, producto químico que inhibe o regula la oxidación del contenido de grasa en la harina.

Envasado: La harina obtenida es pesada en una balanza automática y envasada a fin de dar hermeticidad al saco se utiliza una máquina de costura lineal para cerrar la boca del saco el que es transportado por una faja, el exterior del área de ensaque para su posterior almacenaje.

Almacenamiento de producto terminado (PP.TT): Los sacos son arrumados de acuerdo a la calidad con una separación de ruma a ruma de aproximadamente 1 m, las rumas son de 50 toneladas con un total de 1 000 sacos por ruma.

Figura 15
 Proceso Planta Exalmar-Huacho



Nota. Elaboracion propia con informacion de Empresa Exalmar Planta Huacho.

3.1.3 Referente al procesamiento PAMA:

La planta cuenta con dos chatas y dos líneas de descarga, donde las embarcaciones acoderan para realizar la descarga de materia prima mediante el bombeo con agua de mar. Para realizar estas labores se dispone de 01 equipo absorbente al vacío con capacidad de 350 t/h para descargar la materia prima y una bomba de cavidad progresiva NETSZCH con capacidad de 350 t/h, utilizando como cebante agua de mar. El agua de bombeo utilizada para transportar la materia prima, es separada de esta mediante 02 desaguadores y 02 transportador de malla por cada línea de descarga, para luego ser pesado en las respectivas tolvas de pasaje.

El agua de bombeo resultante de la separación de la materia prima, recibe un tratamiento primario para disminuirle la carga orgánica, reduciéndola a niveles aceptables mediante filtros rotativos y un tratamiento secundario, mediante celdas de flotación para retirar la mayor parte de componente graso.

La planta cuenta con dos líneas de descarga, esto quiere decir con dos absorbente y la recuperación de sólidos se lleva a cabo en 04 filtros rotativos Trommel marca Fabtech acero inoxidable, con malla Jhonson que asegura la retención de sólidos hasta dimensiones de 0.5 mm, dispuestos en paralelo para la descarga, a los cuales ingresa el agua de bombeo (conteniendo sólidos solubles e insolubles) procedente de la operación de desaguado (de los desaguadores estáticos, vibratorios y del transportador de malla). El ingreso del agua de bombeo a estos filtros es por medio de dos tuberías central en forma de bandeja, la cual descarga por reboce casi a la mitad del cilindro. El agua es filtrada lateralmente en dirección del giro del cuerpo del tambor - construido con malla Johnson de acero inoxidable y los sólidos insolubles son atrapados y trasladados hacia el extremo de salida del cilindro. La capacidad de tratamiento de los equipos en su conjunto es 2150 m³/hora y recuperan los sólidos mayores a 0.5 mm, principalmente escamas, restos de piel, vísceras, etc., para luego ser depositados en un tanque pulmón para su posterior bombeo hacia la poza de 70 m³ de capacidad determinada para su acumulación. El agua filtrada ya clarificada es colectada y enviada a través de una tubería con pendiente hacia el tratamiento secundario (celda de flotación).

Figura 16

Trommles con malla Johnson de 0.5 mm



Nota. Imagen tomada de Empresa Exalmar Planta Huacho.

Para el tratamiento secundario de los efluentes se cuenta con los siguientes equipos: para la fase líquida, en este caso agua de mar bombeada y filtrada, esta ingresa a la Celda de Flotación Física, la cual consta de 08 generadores de microburbujas (Microairs), realizándose una primera separación de la espuma oleosa, que al entrar en contacto con las microburbujas de aire, con diámetros de 50 a 250 micrones, separan la grasa del agua de bombeo filtrada, formándose las espumas, la espuma generada es retirada a través de un sistema de paletas giratorias hacia canaletas colectoras, las cuales redirigen la espuma hacia un tanque calentador, donde se calienta la espuma para su posterior tratamiento de separación y obtener sólidos y aceite.

La fase líquida de esta primera etapa de separación de grasa pasa a una segunda etapa de separación en una Celda de Flotación Física de concreto, en donde entra en contacto con microburbujas de tamaño entre 50 a 250 micrones, generados por 08 Microairs, que separan la grasa del agua de bombeo filtrada, en forma de espuma, la cual es barrida hacia unas canaletas colectoras por medio de paletas mecánicas, esta espuma se deriva a un tanque de calentamiento y procesada obteniéndose sólidos y aceite. La fase líquida que resulta de esta segunda etapa de separación pasa a una tercera etapa consistente en una Celda de Flotación Física DAF de un volumen de 50 m³, con una capacidad de procesamiento de 150 m³/h esta celda es de forma rectangular consta con dos tubos de dilución de aire ADT-3000 con paredes microporosas, que continúan separando la grasa del agua de bombeo filtrada, en forma de espuma, la cual es barrida hacia unas canaletas

colectoras por medio de una paleta giratoria, esta espuma es derivada a un tanque en el cual es calentada y luego procesada lo más rápido obteniéndose sólidos y aceite. Lo cual permite también mejorar la calidad de la harina.

Los sistemas de Flotación por Aire Disuelto (DAF) son los más utilizados mundialmente en plantas que tratan efluentes de alto contenido de grasa y su efectividad se fundamenta en la generación de microburbujas de aire de diámetros de 20 a 25 micrones. La atracción entre las microburbujas de aire y las partículas de grasa a ser removidas, es el resultado de fuerzas de adsorción, que están en función de las características superficiales de dichas partículas. Las microburbujas de aire cuando entran en contacto con estas partículas disminuyen su densidad, acelerando la flotación y remoción.

La flotación de las partículas de aceite se realiza en una Celda de flotación, en la cual se recircula una fracción del agua tratada. El agua recirculada antes de su ingreso a la Celda de flotación, es saturada con aire en un Tanque Presurizado; en este tanque se produce la disolución de aire en el agua a una determinada presión, el aire se suministra por medio de un electrocompresor. El agua saturada de aire que sale del Tanque de Presurización pasa a través de una válvula de reducción de presión; en donde se produce una brusca disminución de la presión, ingresando luego al tanque de flotación. El agua despresurizada al ingresar al tanque de flotación libera las microburbujas de aire y éstas atrapan las partículas de grasas reduciendo su densidad y acelerando su flotación.

Figura 17

Celda de Flotación Física DAF rectangular (50 m³).



Nota. Imagen tomada de Empresa Exalmar Planta Huacho.

Para el tratamiento terciario de los efluentes se cuenta con los siguientes equipos: Para la fase líquida con menos cantidad de sólidos se reenvía a un tanque ecualizador de 1200 m³ de capacidad en donde el propósito de este estanque es balancear las variaciones de flujo y de carga mediante un mezclador aireador, resultando esto en un menor consumo de aditivos químicos que produce la optimización del rendimiento del sistema en donde se ecualiza y homogeniza su composición, esto último a partir de un sistema de agitación constante.

Figura 18

Tanque Ecualizador 1200 m³.



Nota. Imagen tomada de Empresa Exalmar Planta Huacho.

En la celda de flotación tipo DAF químico de 220 m³/h, se le adiciona productos químicos en donde los sólidos suspendidos, las grasas, tanto libres como emulsionadas (dispersadas), se exponen a un proceso de coagulación y floculación para luego ser flotados mediante micro-burbujas de aire, que se generan a partir de la descompresión de aire que se encuentra disuelto en agua, luego los lodos floculados del efluente son barridos por un sistema de paletas mecánicas giratorias, hacia una canaleta colectora, estos lodos son derivados a un tanque colector y posteriormente a la etapa de recuperación de sólidos. La fase líquida que queda en la celda tiene mínimas cantidades de remanentes de sólidos y grasas, los que en correctas condiciones de trabajo se encuentran dentro de los límites máximos permitidos para efluentes del proceso manufacturero pesquero y es derivada a un pozo colector para ser impulsada hacia el mar a través de un emisor submarino de 1 454 m de distancia de la costa.

Figura 19

Celda de Flotación Química DAF-Químico (100 m³).



Nota. Imagen tomada de Empresa Exalmar Planta Huacho.

Equipos y operaciones complementarias al sistema de tratamiento de agua de bombeo. La espuma de los procesos de recuperación es calentada con vapor saturado de forma indirecta hasta una temperatura de 90°C en un tanque de 8.67 m³ con base cónica que facilita el drenaje del agua aun contenida. Luego de realizarse la purga, la espuma acondicionada es impulsada al tanque acondicionador en donde posteriormente será procesada.

Recuperación de aceite y sólidos. La espuma calentada que proviene del tanque ingresa a un Tricanter marca Westfalia ACA 501 de 15000 litros/hora de capacidad. Los sólidos que resultan de este proceso son adicionados al mix del proceso principal de producción y el agua de cola de la Tricanter es recirculada en dirección a la celda de flotación de la segunda etapa para un nuevo tratamiento.

Los lodos generados por la Celda de Flotación Química DAF-Químico son almacenados en un depósito de lodos de 20 m³ de capacidad; donde se le dosifica coagulante y floculante, luego se deriva hacia una Separadora Ambiental marca FLOTTWEG Z73 de 70 000 l/h de capacidad, donde se separan los sólidos que son derivados a la planta de harina para mezclarse con las tortas de prensa y separadoras y el concentrado proveniente de la planta evaporadora WHE generando el mix previo al proceso de secado y la fase líquida se deriva hacia el STEL.

Figura 20

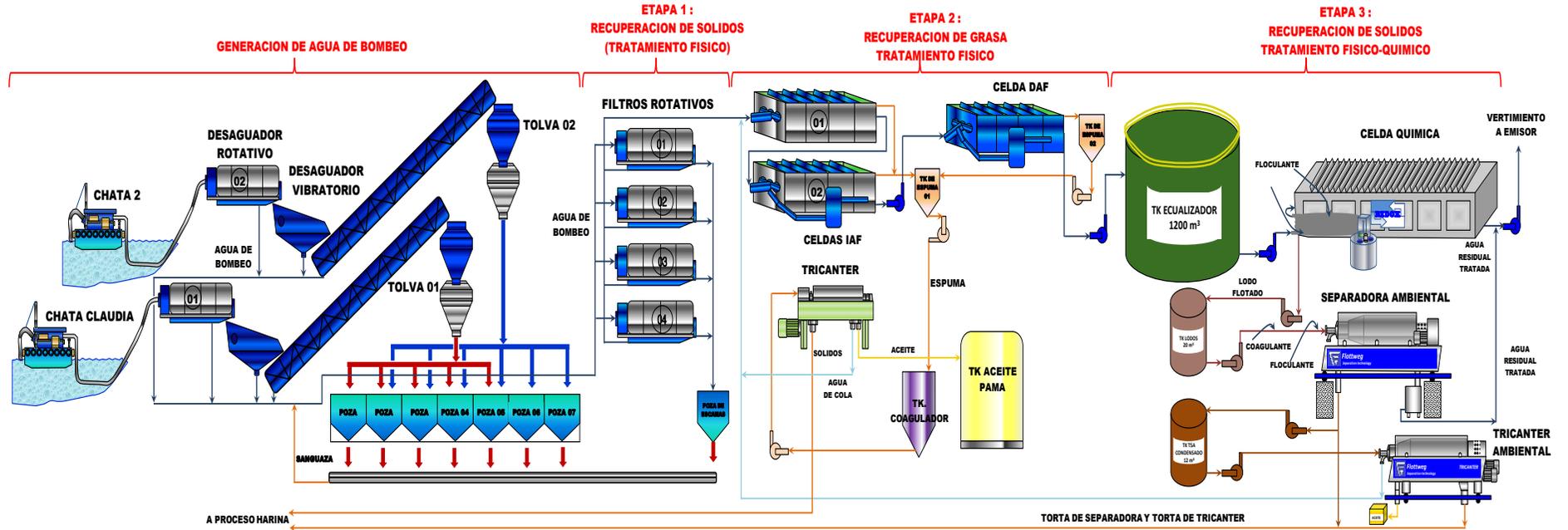
Separadora Ambiental FLOTTWEG Z73 - 70 000 l/h



Nota. Imagen tomada de Empresa Exalmar Planta Huacho.

El agua tratada que se genera en la celda de flotación, es recolectada en una poza de acopio de efluentes (150 m³ de capacidad), para luego ser impulsada por medio de una bomba a través de una tubería submarina de 1 454 metros de largo y 16” de diámetro hacia aguas fuera de la bahía, según lo normado por el Ministerio del Medio Ambiente.

Figura 21
Esquema de Proceso PAMA



Nota. Elaboracion propia con informacion de Empresa Exalmar Planta Huacho.

3.1.4 Requerimiento de energía en planta.

El abastecimiento de energía es a través de la empresa ORYGEN como cliente libre. La planta pesquera tiene un consumo de 8 429.28 KW-h/año como consumo de energía eléctrica para el desarrollo de sus actividades productivas, con una máxima demanda de 3 500 kW. Por otro lado, la planta de harina de pescado, emplea como energía calorífica vapor saturado generado a una presión de 8 bar de presión, los cuales son empleados a una presión de 4 bar en los cocinadores y en 2 etapas de secado. Se emplea como combustible el petróleo R500.

Tabla 2
Características de calderos

Caldero N° 4	
Marca	Power Master
Modelo	P-7160073
Potencia	600 BHP
Operaciones	Consumo: 167,8 Gal/h / Producción: 8 798 kg/h / Eficiencia de 80%
Caldero N°5 y N°6 cada uno	
Marca	Johnston Boiler Company
Modelo	PFTA1300-4HG1505
Potencia	1 300 BHP
Operaciones	Consumo: 323,1 Gal/h / Producción: 19 062 kg/h / Eficiencia de 90%
Caldero N° 7	
Marca	Kewanee
Modelo	869711
Potencia	1 000 BHP
Operaciones	Consumo: 263,2 Gal/h / Producción: 14 663 kg/h / Eficiencia de 85%
Caldero N° 8	
Marca	Distral
Modelo	75HWBS000-150
Potencia	900 BHP
Operaciones	Consumo: 251,7 Gal/h / Producción: 13 196 kg/h / Eficiencia de 80%

Nota. Información tomada de Empresa Exalmar Planta Huacho

Figura 22

Caldero pirotubular de 4 pasos Johnston Boiler Company de 1 300 BHP



Nota. Imagen tomada de Empresa Exalmar Planta Huacho.

3.1.5 Equipos componentes.

Se presentan los principales equipos conformantes de planta.

Área de Cocinado, consta de 03 cocinadores indirectos de forma cilíndrica con un eje interno del tipo helicoidal rotatorio. El vapor saturado es inyectado por la parte interna del eje de las cocinas y a través de las chaquetas. El vapor saturado calienta la materia prima a cocinar hasta una temperatura máxima de 100 °C, Luego el condensado (en estado de líquido saturado) es enviado al sistema de generación de vapor flash.

Tabla 3

Características de área de cocinado

CARACTERÍSTICAS	PLANTA HUACHO - COCINADORES		
	COCINA 1	COCINA 2	COCINA 3
Capacidad nominal (TM/H)	38,94	34,48	56,95
Capacidad real (TM/H)	35	30	50
Marca	IFM	ATLAS FIMA	FABTECH
Modelo	AF-60	AF-50	AF-80
Presión de trabajo (bar)	6	6	6
Presión de diseño	10	10	10
Área de calentamiento	190 m ²	160 m ²	270 m ²
Temperatura de proceso	100	100	100
Potencia motor eléctrico (HP)	30	27	40
Velocidad	1750	1750	1750

Nota. Información tomada de Empresa Exalmar Planta Huacho

1 etapa de secado consta de 03 secadores de vapor del tipo Rotadiscos, en el cual el vapor saturado ingresa en contracorriente al flujo de mix (mezcla de torta de prensa, torta de secadores, concentrado y solidos recuperados del PAMA) reduciendo su humedad desde 55% a 42%. El vapor saturado suministra su calor latente al mix, que se encuentra a 60°C, ingresando por el eje y un conjunto de chaquetas que rodean al secador. Luego el condensado se deriva al sistema de generación de vapor flash.

Tabla 4
Características de 1 etapa de secado

Características	1 etapa de Secado con Secadores Rotadiscos		
	ADD1	ADD2	ADD3
Capacidad nominal (TM/h)	25	25	10
Capacidad real (TM/h)	21,5	21,5	10
Marca	FIMA / FSD 40	FIMA / FSD 40	STORE BARTZ / TST80
Velocidad	12 rpm	12 rpm	12 rpm
Presión de trabajo (bar)	6	7	7
Temperatura de trabajo (°C)	165	170	170
Area de calentamiento m ²	250	355	355
Potencia motor eléctrico (HP)	100	150	150
Capacidad de evaporación	4500 kg/h	4500 kg/ h	2500 kg/ h
Año de fabricación	2012	2013	2000

Nota. Informacion tomada de Empresa Exalmar Planta Huacho

2 área de secado formado por 02 secadores del tipo Rotatubos, que emplea vapor saturado que fluye en contracorriente y de forma indirecta a través de un banco de tubos longitudinales al flujo de harina pre-secada la cual pierde humedad desde 42% hasta 20 % en promedio. El vapor saturado cede su calor latente al scrap y luego el condensado (en estado de líquido saturado) es enviado al sistema de generación de vapor flash.

Tabla 5
Características de 2 etapa de secado

Características	2 etapa de Secado con Secadores Rotatubos	
	SECADOR ATD1	SECADOR ATD2
Capacidad nominal (TM/h)	22,5	22,5
Capacidad real (TM/h)	19,5	19,5
Marca	FIMA / FRT 8000 CC	FIMA / FRT 8000 CC
Velocidad	6 rpm	6 rpm
Presión de trabajo (bar)	7	7
Temperatura de trabajo (°C)	150	150
Area de calentamiento m ²	1350	1350
Potencia motor eléctrico (HP)	150	150
Capacidad de evaporación	8 000 kg/h	8 000 kg/h
Año de fabricación	2012	2013

Nota. Información tomada de Empresa Exalmar Planta Huacho

3 área de secado formado por 01 secador de aire caliente, en el cual el aire caliente ingresa paralelamente al mix en proceso de secado final hasta 7,5%.

Tabla 6
Características de 3 etapa de secado

Características	3 etapa de Secado con Secador de aire caliente
	ENERCOM
Capacidad nominal (TM/h)	29
Capacidad real (TM/h)	25
Capacidad de evaporación	5000 KG/ H
Marca	ENERCOM
Velocidad de giro (rpm)	6,5
Potencia del motor del tambor	75 HP
Potencia de exhaustores	75 HP
Temperatura de trabajo fluido calefactor	300 °C
Temperatura de trabajo aire a la entrada	254 - 255 °C
Temperatura de trabajo aire a la salida	60 - 63 °C

Nota. Información tomada de Empresa Exalmar Planta Huacho

3.1.6 Balance de materia.

Se presenta el balance de materia del proceso productivo sin contribución de los lodos recuperados de la separadora ambiental del PAMA a un ritmo de operación de 90 Ton/h.

Figura 23

Balace de masas sin contribución de separadora ambiental

ITEM	CONTROL PROCESO TON MP/HR	VARIABLES	CONTROL
1	MATERIA PRIMA TOLVAS / POZAS	90,00 Ton	
	HUMEDAD :	76,200%	Analisis
	GRASA :	4,850%	Analisis
	SOLIDOS :	18,950%	diferencia
2	MATERIA PRIMA EN CANGUILON	85,73 Ton	
	HUMEDAD :	75,433%	Analisis
	GRASA :	4,934%	Analisis
	SOLIDOS :	19,633%	diferencia
3	MATERIA PRIMA A COCINAS	89,33 Ton	
	HUMEDAD :	75,859%	Analisis
	GRASA :	4,816%	Analisis
	SOLIDOS :	19,325%	diferencia
4	SALIDA DE PRENSA	21,98 Ton	
	HUMEDAD :	43,000%	Analisis
	GRASA :	4,500%	Analisis composito
	SOLIDOS :	52,500%	Diferencia
5	LICOR PRENSA	67,35 Ton	
	HUMEDAD :	86,581%	Diferencia
	GRASA :	4,919%	Analisis
	SOLIDOS :	8,500%	Analisis
6	LICOR SEPARADORA	62,94 Ton	
	HUMEDAD :	88,253%	
	GRASA :	5,044%	Analisis
	SOLIDOS :	6,703%	Solidos totales
7	CAKE DE SEPARADORA	4,41 Ton	
	HUMEDAD :	63,000%	Analisis
	GRASA :	2,700%	Analisis
	SOLIDOS :	34,300%	Diferencia
8	ACEITE	2,7670 Ton	
	HUMEDAD :	0,250%	Analisis
	GRASA :	99,500%	Diferencia
	SOLIDOS :	0,250%	Analisis volumetrico
9	AGUA DE COLA	60,172 Ton	
	HUMEDAD :	92,300%	Diferencia
	GRASA :	0,700%	Analisis gerber
	SOLIDOS :	7,000%	Refractómetro
11	CONCENTRADO	12,193 Ton	
	HUMEDAD :	62,000%	
	GRASA :	2,255%	Analisis
	SOLIDOS :	35,745%	Refractómetro
12	TSA SEP. AMBIENTAL + EFLU. ESP	2,12 Ton	
	HUMEDAD :	70,000%	Analisis
	GRASA :	5,228%	Analisis
	SOLIDOS :	24,772%	Diferencia
13	CAKE INTEGRAL	40,70 Ton	
	HUMEDAD :	52,265%	Analisis
	GRASA :	3,670%	Analisis
	SOLIDOS :	44,064%	Diferencia
14	SALIDA SEC.VAPOR ADD	33,49 Ton	
	HUMEDAD :	42,000%	Analisis
	GRASA :	4,459%	
	SOLIDOS :	53,541%	
15	SALIDA SEC.VAPOR ATD	24,28 Ton	
	HUMEDAD :	20,000%	Analisis
	GRASA :	6,151%	
	SOLIDOS :	73,849%	
16	SALIDA S.AIRE.CAL	21,12 Ton	
	HUMEDAD :	8,000%	Analisis
	GRASA :	7,074%	
	SOLIDOS :	84,926%	
17	SALIDA ENFRIADOR HARINA	21,00 Ton	420 SACOS
	HUMEDAD :	7,500%	
	GRASA :	7,112%	
	SOLIDOS :	85,388%	

Nota. Elaboracion propia con informacion de Empresa Exalmar Planta Huacho.

3.1.7 Sustancias

Condensados:

Fluidos formados por la expansión del vapor saturado cuando este cede calor a una determinada carga térmica, su formación dependerá de aspectos como la presión y temperatura, así como de la superficie o área del equipo, sus propiedades energéticas pueden obtenerse a partir de entalpías como líquido o agua caliente. Presenta un alto valor económico por los costos de producción asociados a su generación.

Agua tratada químicamente:

Referido al agua que resulta de haberse realizado un tratamiento físico por medio de filtración y químico a través de intercambio iónico que se da por medio de una de las técnicas más usadas (Osmosis inversa) para intercambiador iones de dureza permanente por iones salubre de NaCl cloruro de sodio que aporta la sal industrial. Sus valores aceptables para considerarla apta para uso en generación de vapor saturado para intercambio de calor son de 10 ppm.

Lodos:

Denominación dada a la carga ingresante a la separadora ambiental donde se adiciona productos químicos para mejorar la eficiencia en la deshidratación de los lodos obteniéndose como resultado la torta ambiental la cual se agrega a la línea de proceso y a la vez del equipo se extrae agua clarificada la cual se envía al emisor.

Los lodos húmedos se impulsan mediante una bomba hacia el sistema de dosificación de químicos en línea con la separadora ambiental. El objetivo de este equipo es separar los sólidos húmedos y efluente, donde los sólidos húmedos son retornados al proceso de harina. Por otro lado, el efluente tiene dos opciones de tratamiento, si cumple con los límites máximos permisibles (LMP) establecidos en el marco legal para Aceites y grasa, sólidos suspendidos y un rango de pH, es enviado directamente al emisor submarino. Sin embargo, en caso de no cumplir con los LMP se recircula, por lo que será enviado al tanque equalizador para reiniciar su tratamiento.

3.2 Método.

3.2.1 La investigación utiliza el método cuantitativo y analítico debido a que se estudiará a los componentes del PAMA en forma individual.

3.2.2 El diseño corresponde al tipo descriptivo porque no se alterará ningún indicador de las variables de estudio.



Donde:

O1 : Porcentaje de Humedad y grasas inicial.

O2 : Porcentaje de Humedad y grasas final

X: Tecnología de secado que utiliza condensados

G. E: Proceso de separadora ambiental

3.2.4 Metodología de cálculo:

Se detalla la secuencia de cálculo para determinar los resultados que forman parte del informe.

- Evaluación a través de un balance de materia y energía los porcentajes de humedad, grasas y sólidos en los equipos PAMA y su aporte al rendimiento de planta.
- Estimación los flujos de condensados disponible de cocinas para evaluar el aporte calórico para la separadora ambiental
- Hallar las características del sistema de mejora de la reducción de la humedad y concentración de las grasas de la torta de separadora ambiental con adición directa de agua caliente.
- Establecer los indicadores energéticos de la planta Exalmar S.A.A luego de la propuesta de mejora.
- Determinación del cumplimiento de la hipótesis planteada.

IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.

4.1 Balance de materia y energía con adición de agua a temperatura ambiental de TSA.

Premisas de la producción.

Velocidad de proceso: 90 Ton/h.

Horas de proceso: 20 horas.

Volumen procesado: 1 800 Ton.

a. Proceso PAMA con contribución de separadora ambiental.

Premisas de recuperación.

Capacidad de descarga 300 Ton/h

Horas de descarga: 6 horas

Relacion agua/materia prima: 1,5/1

$$\text{Total agua de bombeo por hora} = \dot{m}_{ab} = 300 * 1,5 = 450 \frac{\text{Ton}}{\text{h}}$$

b. Proceso de obtención de harina de pescado

Según la figura 21.

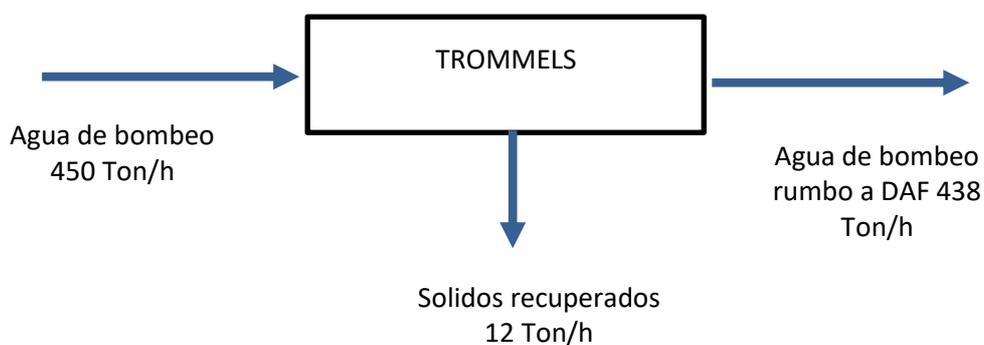
Tratamiento del agua de mar bombeada.

Recuperación de solidos en los trommels.

En los trommels se presenta el siguiente proceso de recuperación:

Figura 24

Balance de masas en los trommels



Nota. Elaboracion propia

En 6 horas de bombeo se generan 72 Ton/h de sólidos recuperados, los cuales son adicionados a las cocinas en 20 horas de operación en un valor de 3,6 Ton/h.

Del mismo modo proveniente de los trommel se tiene la siguiente composición de los sólidos recuperados formado por escamas, materia prima destrozada, espinas.

Tabla 9

Composición de sólidos recuperados en trommels

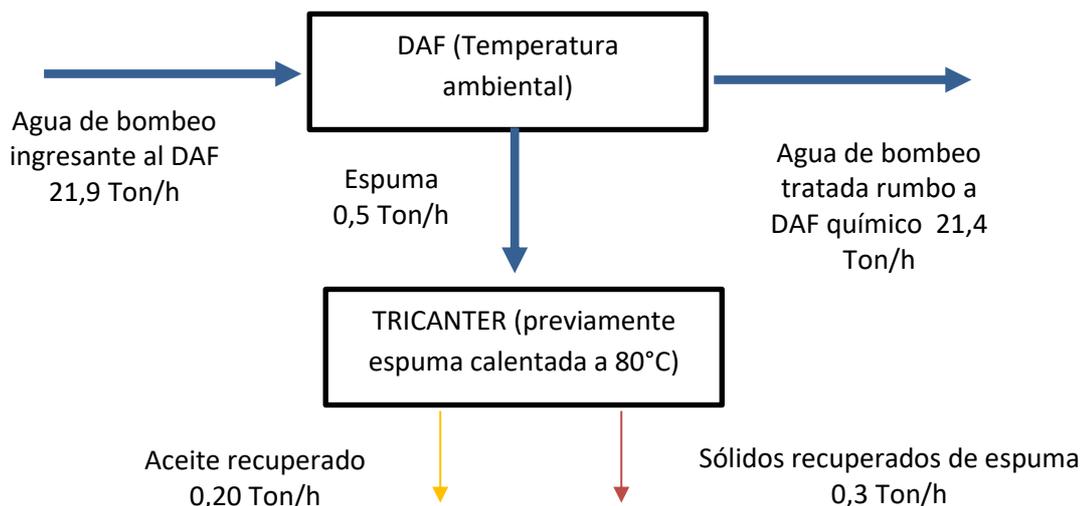
COMPOSICION QUIMICA DE SOLIDOS RECUPERADOS			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	2,00%	0,08	Ton
Sólidos en M.P	12,00%	0,43	Ton
Humedad en M.P.	86,00%	3,09	Ton
Total	100,00%	3,60	Ton

Nota. Elaboracion propia

Seguidamente se presentan los resultados de la recuperación de espuma en el DAF, para una operación de 18 horas. ($438/18=21,9$)

Figura 25

Balance de masas en los DAF



Nota. Elaboracion propia

Tabla 8

Composición de sólidos recuperados en efluentes de espuma

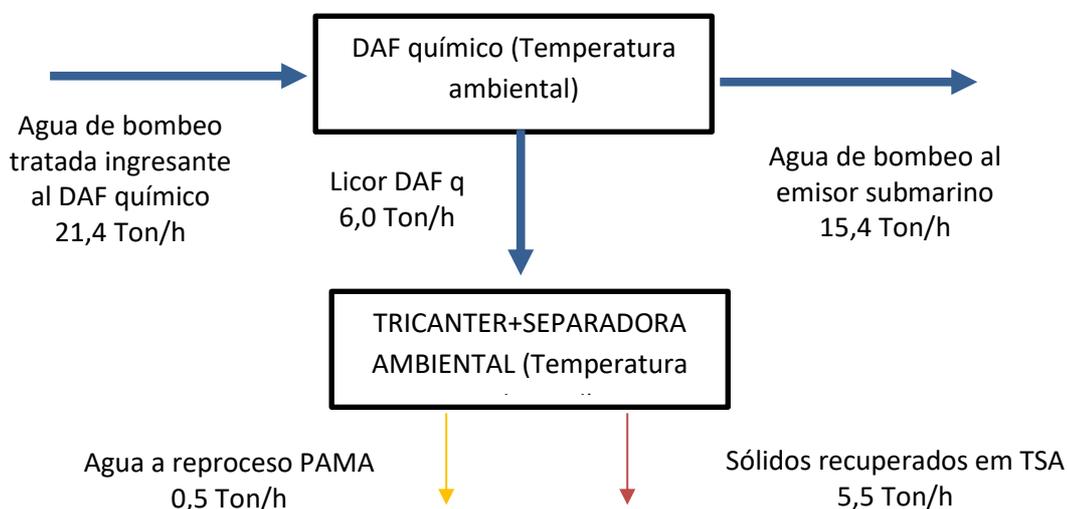
COMPOSICION QUIMICA DE SOLIDOS RECUPERADOS EN EFLUENTES DE ESPUMA			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	5,00%	0,01	Ton
Solidos en M.P	23,00%	0,07	Ton
Humedad en M.P.	72,00%	0,22	Ton
Total	100,00%	0,30	Ton

Nota. Elaboracion propia

Seguidamente el agua de mar bombeada que proviene de las celdas DAF ingresa a las celdas químicas, para su último proceso de recuperación (denominado DAF químico), el cual posteriormente es derivado al tricanter y separadora ambiental para la última recuperación de sólidos TSA.

Figura 26

Balace de masas en los DAF químico



Nota. Elaboracion propia

Tabla 9

Composición de sólidos recuperados en TSA

COMPOSICION QUIMICA DE SOLIDOS RECUPERADOS EN TSA			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	5,00%	0,27	Ton
Solidos en M.P	10,00%	0,55	Ton
Humedad en M.P.	85,00%	4,68	Ton
Total	100,00%	5,50	Ton

Nota. Elaboracion propia

- b. Proceso de elaboración de harina de pescado.

Premisas de recuperación.

Capacidad de producción 90 Ton/h

Horas de operación: 20 horas

La composición de la materia prima entrante es:

Tabla 10

Composición de la materia prima

COMPOSICION QUIMICA MATERIA PRIMA			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	4,85%	4,36	Ton
Solidos en M.P	18,95%	17,06	Ton
Humedad en M.P.	76,20%	68,58	Ton
Total	100,00%	90,00	Ton

Nota. Elaboracion propia con informacion de Empresa Exalmar Planta Huacho

La materia prima entrante tiene un factor de perdidas en los transportadores de cangilones que alimentan a la cocina, debido al escurrimiento del agua que arrastra la materia prima, en el tolvin previa al ingreso a los cocinadores mezclándose posteriormente con los sólidos recuperados en los trommels.

Tabla 11

Composición de la materia prima antes del tolvin

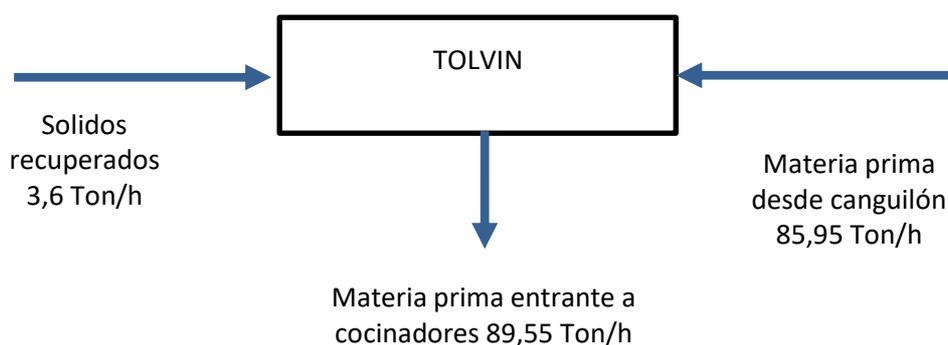
COMPOSICION QUIMICA MATERIA PRIMA EN CANGUILON			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	4,93%	4,23	Ton
Solidos en M. P	19,84%	17,06	Ton
Humedad en M.P.	75,23%	64,66	Ton
Total	100,00%	85,95	Ton

Nota. Elaboracion propia

Dentro del tolvin (antes de los cocinadores) se mezclan la materia prima de la tabla 13 y los sólidos recuperados de la tabla 9.

Figura 27

Balance de masas antes de ingresar a los cocinadores



Nota. Elaboracion propia

Obteniéndose la siguiente composición de la materia prima ingresando a las cocinas.

Tabla 12

Composición de la materia prima ingresando a cocinadores

COMPOSICION QUIMICA MATERIA PRIMA INGRESANTE A COCINADORES			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	4,80%	4,31	Ton
Solidos en M. P	19,55%	17,49	Ton
Humedad en M.P.	75,70%	67,75	Ton
Total	100,00%	89,55	Ton

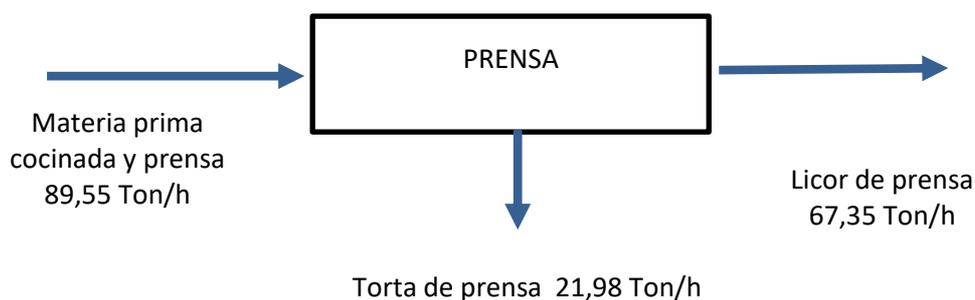
Nota. Elaboracion propia

En el proceso de cocción se inyecta vapor indirecto un total de: Flujo masico de vapor = 12 221 kg/h de vapor saturado a 4 bar de presión. (Ver calculo em Anexo 1).

Luego de pasar la materia prima por la cocina y la prensa se obtiene torta de prensa y licor de prensa.

Figura 28

Composición de productos saliente de la prensa



Nota. Elaboracion propia.

Tabla 13

Composición de la materia prima saliendo de prensas-torta de prensa

COMPOSICION QUIMICA TORTA DE PRENSA			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	4,50%	0,99	Ton
Solidos en M. P	52,50%	11,54	Ton
Humedad en M.P.	43,00%	9,45	Ton
Total	100,00%	21,98	Ton

Nota. Elaboracion propia

Tabla 14

Composición de la materia prima saliendo de prensas-licor de prensa

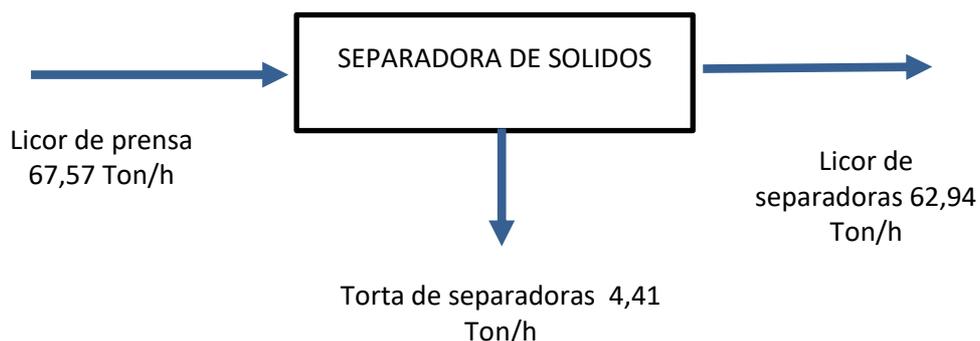
COMPOSICION QUIMICA LICOR DE PRENSA			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	4,91%	3,32	Ton
Solidos en M. P	8,81%	5,95	Ton
Humedad en M.P.	86,28%	58,30	Ton
Total	100,00%	67,57	Ton

Nota. Elaboracion propia

El licor de prensa se deriva hacia la siguiente etapa formada por los separadores de sólidos. En donde a altas velocidades se obtiene torta de separadoras y licor de separadoras, en un proceso netamente mecánico.

Figura 29

Composición de productos saliente de separadoras de sólidos



Nota. Elaboracion propia.

Tabla 15

Composición de la torta de separadoras

COMPOSICION QUIMICA DE TORTA DE SEPARADORA			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	2,70%	0,12	Ton
Solidos en M. P	34,30%	1,55	Ton
Humedad en M.P.	63,00%	2,78	Ton
Total	100,00%	4,45	Ton

Nota. Elaboracion propia

Tabla 16

Composición del licor de separadora

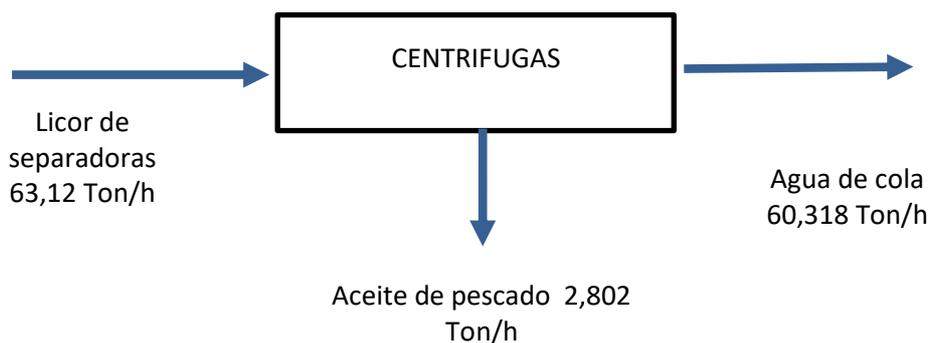
COMPOSICION QUIMICA LICOR DE SEPARADORA			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	5,07%	3,20	Ton
Solidos en M. P	6,97%	4,40	Ton
Humedad en M.P.	87,96%	55,52	Ton
Total	100,00%	63,12	Ton

Nota. Elaboracion propia

El licor de separadora se deriva hacia el área de centrifugación, siendo precalentado previamente obteniéndose principalmente aceite de pescado y agua de cola.

Figura 30

Composición de productos saliente de centrifugas



Nota. Elaboracion propia.

Tabla 17

Composición del aceite de pescado

COMPOSICION QUIMICA LICOR DEL ACEITE DE PESCADO			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	99,93%	2,80	Ton
Solidos en M. P	0,04%	0,001	Ton
Humedad en M.P.	0,04%	0,001	Ton
Total	100,00%	2,802	Ton

Nota. Elaboracion propia

Tabla 18

Composición del agua de cola

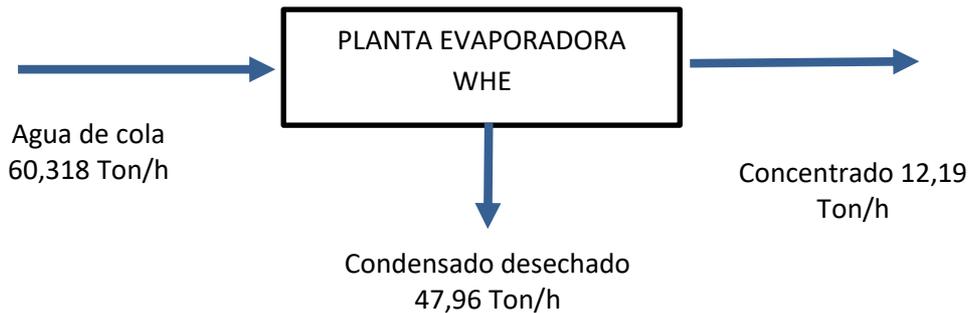
COMPOSICION QUIMICA DEL AGUA DE COLA			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	0,66%	0,40	Ton
Solidos en M. P	7,29%	4,399	Ton
Humedad en M.P.	92,04%	55,519	Ton
Total	100,00%	60,318	Ton

Nota. Elaboracion propia

El agua de cola se envía hacia la planta evaporadora WHE de tres efectos (que emplea como fuente de energía el agua evaporadora del proceso de secado) en donde en un proceso al vacío se concentra, hasta obtener un subproducto llamo concentrado el cual es adicionado al secador.

Figura 31

Composición de productos saliente de planta evaporadora WHE



Nota. Elaboracion propia.

Tabla 19

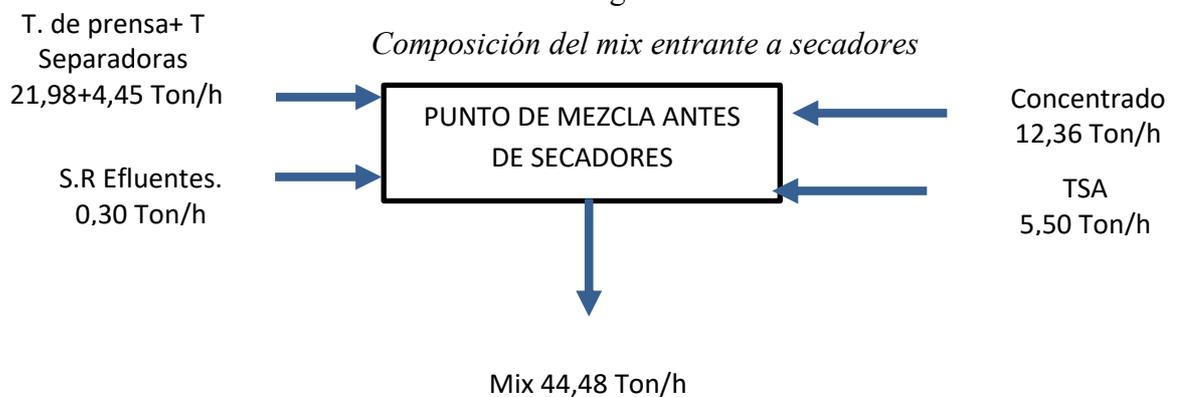
Composición del concentrado

COMPOSICION QUIMICA DEL CONCENTRADO			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	3,24%	0,40	Ton
Solidos en M. P	35,59%	4,40	Ton
Humedad en M.P.	61,17%	7,56	Ton
Total	100,00%	12,36	Ton

Nota. Elaboracion propia

Figura 32

Composición del mix entrante a secadores



Nota. Elaboracion propia.

El proceso de secado consta 3 etapas, a continuación, se presentan sus resultados.

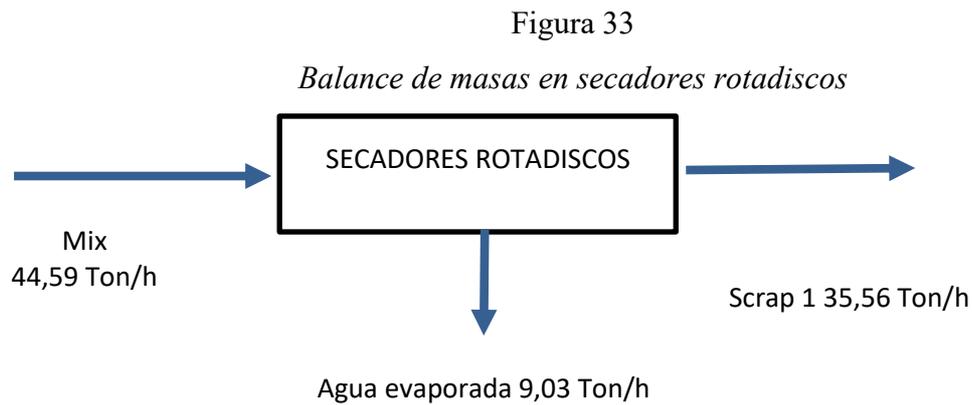
1 Etapa de secado: Secadores rotadiscos.

2 Etapa de secado: Secadores Rotatubos.

3 Etapa de secado: Secador de aire caliente.

1 Etapa de secado ADD con secadores rotadiscos. El vapor saturado a 4 bar de presión es inyectado en el eje del rotor del secador y en las chaquetas que rodean al secador , cediendo su calor latente, hasta obtenerse liquido saturado, el cual es retirado por intermedio de las trampas de vapor y es derivado hacia los tanques flash para producir vapor flash a baja presión.

El balance de energía se presenta en el anexo 2.



Nota. Elaboracion propia.

Tabla 20

Composición del mix

COMPOSICION QUIMICA DEL MIX		
Item	Porcentaje	Peso
Grasa en M.P	4,01%	1,79 Ton
Solidos en M. P	40,61%	18,11 Ton
Humedad en M.P.	55,37%	24,69 Ton
Total	100,00%	44,59 Ton

Nota. Elaboracion propia

Tabla 21

Composición del Scrap 1

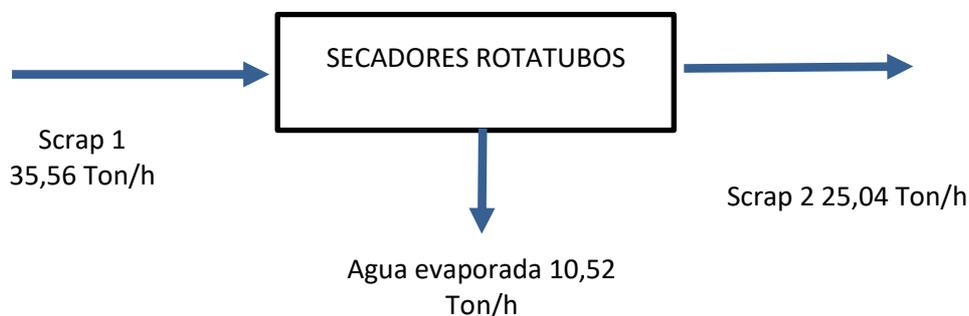
COMPOSICION QUIMICA DEL SCRAP 1			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	5,03%	1,79	Ton
Solidos en M. P	50,93%	18,11	Ton
Humedad en M.P.	44,04%	15,66	Ton
Total	100,00%	35,56	Ton

Nota. Elaboracion propia

2 Etapa de secado ATD con secadores rotatubos. El vapor saturado a 4 bar de presión es inyectado a través del eje del rotor y tubos longitudinales del secador, cediendo su calor latente, hasta obtenerse liquido saturado, el cual es retirado por intermedio de las trampas de vapor y es derivado hacia los tanques flash para generar el revaporizado a baja presión. El balance de energía se presenta en el anexo 3.

Figura 34

Balance de masas en secadores rotatubos



Nota. Elaboracion propia.

Tabla 22

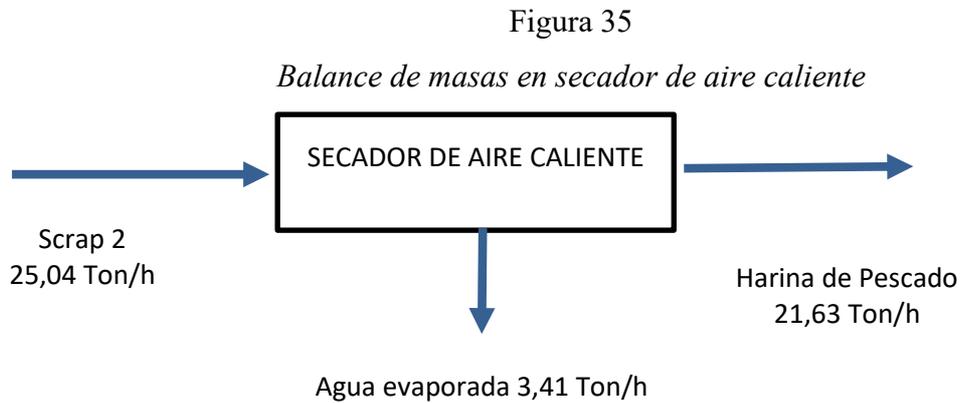
Composición del Scrap 2

COMPOSICION QUIMICA DEL SCRAP 2			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	7,15%	1,79	Ton
Solidos en M. P	72,32%	18,11	Ton
Humedad en M.P.	20,53%	5,14	Ton
Total	100,00%	25,04	Ton

Nota. Elaboracion propia

3 etapa de secado de aire caliente. El aire caliente es calentado mediante la combustión indirecta de petróleo R500. El aire caliente en contacto directa deshidrata el Scrap 2 desde una humedad de 20% hasta una humedad final de 8,0%.

El balance de energía se presenta en el anexo 4.



Nota. Elaboracion propia.

Tabla 23

Composición de la harina de pescado

COMPOSICION QUIMICA DE HARINA DE PESCADO			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	8,28%	1,79	Ton
Solidos en M. P	83,78%	18,11	Ton
Humedad en M.P.	8,00%	1,73	Ton
Total	100,00%	21,63	Ton

Nota. Elaboracion propia

d. Demanda y Oferta de energía térmica.

Consolidado de consumo de vapor requerido.

De los anexos 1,2,3 y 5 se tienen los siguientes requerimientos de vapor:

Tabla 24
Consolidado de vapor requerido

N°	Area	Vapor requerido (kg/h)	Origen
1	Cocinadores	12 221	Planta de vapor
2	Secadores ADD Rotadiscos	14 814	Planta de vapor
3	Secadores ATD Rotatubos	14 735	Planta de vapor
4	Calentador de licor de prensa	1 280	Vapor flash
5	Calentador de licor de separadoras	1 201	Planta de vapor
6	Calentador de espuma	45	Vapor Flash
7	Calentador de sanguaza	524	Vapor Flash

Nota. Elaboracion propia

Para el análisis de la oferta de generación se toma en cuenta la operación de los calderos 5, 6 y 7 que son los de mayor potencia y eficiencia, y además generan el vapor saturado a 8 bar necesarios para las de cocinadores, secadores ADD rotadiscos y secadores ATD rotatubos lo cual es de 42 971 kg/h

Premisas de cálculo para el Caldero 5 de 1300 BHP

Eficiencia 90%

Presión de operación 8 bar

Condiciones de ingreso de agua al Caldero 16 bar y 95°C

Poder calorífico inferior 10 120 kcal/kg (Fuente: Osinergmin)

Densidad R500 3,68 kg/galón (Fuente: Osinergmin)

Flujo masico de combustible 277 galón R500/h

Para la ecuación del rendimiento del caldero:

$$\eta = \frac{\dot{m}_v * (h_2 - h_1) * 100\%}{\dot{m}_{R500} * PCI_{R500}}$$

$$90 \% = \frac{\dot{m}_v * (2\,767,5 - 399,1) * 100\%}{2\,77 * 3,68 * 10\,120 * 4,18}$$

$$\dot{m}_v = 16\,386 \text{ kg/h}$$

$$Factor\ de\ carga = \frac{16\ 386 \frac{kg}{h} * \frac{(2\ 767,5 - 399,1)kJ}{kg}}{8\ 437 \frac{Kcal/h}{BHP} * 4,18 \frac{kJ}{Kcal}} * 100\% = 84,64\%$$

Se presenta los resultados de operación de calderos 5,6 y 7.

Tabla 25

Oferta de energía térmica en calderos

N°	Caldero	Flujo de vapor (kg/h)	Flujo de R500 (galon/h)	Factor de carga (%)
1	5 (1300 BHP)	16 386	277	84,68
2	6 (1300 BHP)	16 386	277	84,68
3	7 (1000 BHP)	11 564	207	77,55
Total		44 336	761	

Nota. Elaboracion propia

Análisis de Oferta y demanda.

$$Perdidas\ en\ distribucion\ de\ vapor = \frac{44\ 336 - 42\ 971}{42\ 017} * 100\% = 3,17\ \%$$

e. Indicadores de desempeño de planta.

Rendimiento de planta:

$$Rendimiento\ de\ Planta = \frac{90\ TM\ de\ materia\ prima/h}{21,63\ Toneladas\ harina/h} = 4,16$$

Indicador de desempeño energético de planta.

Flujo consumido en planta de R500.

Combustible consumido

= Consumo en calderos + Consumo secador aire caliente

$$\text{Combustible consumido} = 761 + 171 = 932 \text{ galon/hora}$$

Indicador de desempeño energético.

$$IDEs T = \frac{932 \frac{\text{galon R500}}{h}}{21,63 \text{ Toneladas harina/h}} = 43,08 \frac{\text{galon R500}}{\text{Toneladas de harina}}$$

4.2 Estimación del flujo de condensados disponibles del proceso de expansión.

Se presenta el esquema de generación de vapor flash en los cocinadores.

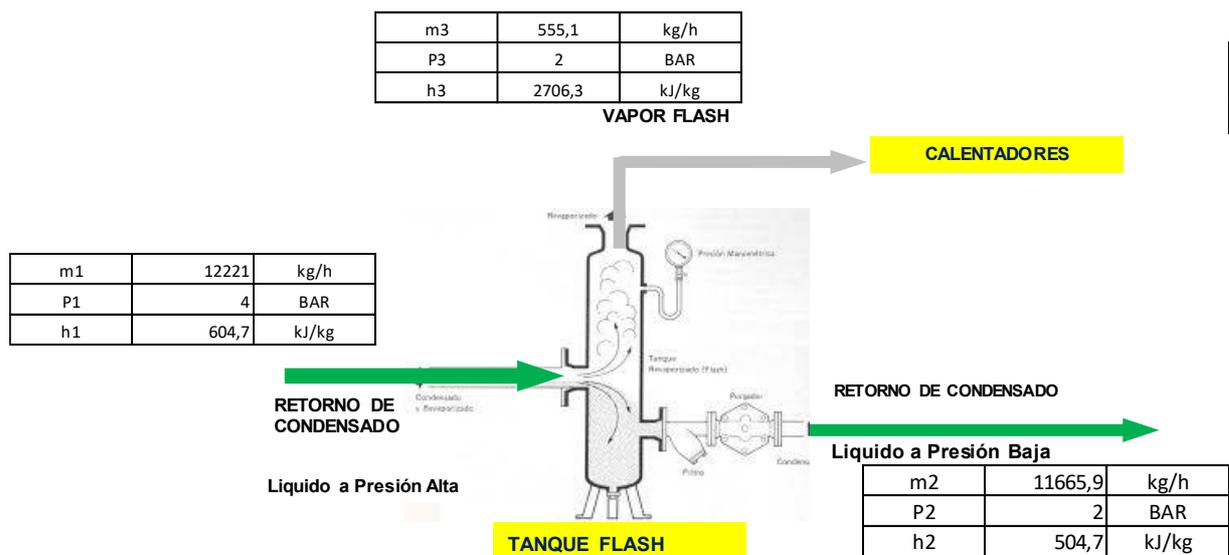
Premisas de cálculo:

Presión de retorno de cocinas: 4 bar.

Presión de expansión: 2 bar.

Figura 36

Balance de energía en tanque flash de cocinadores



Nota. Elaboracion propia

Se presenta el resumen de producción de vapor flash generado con la recuperación de condensados.

Tabla 26
Oferta de energía térmica de vapor flash

Nº	Origen	Condensados (kg/h)	Vapor Flash (kg/h)	Condensado baja presión (kg/h)
1	Cocinadores	12 221	555,1	11 665,9
2	Secadores rotadiscos	ADD 14 814	672,6	14 141,4
3	Secadores rotatubos	ADD 14 735	669,0	14 066,0
	Total	41 770	1 896,7	38 873.30

Nota. Elaboración propia

Resumen del aprovechamiento del vapor flash.

Vapor requerido en calentadores de licor de prensa, espuma y sanguaza = 1 849 kg/h

Vapor flash generado= 1 896,7 kg/h

$$\text{Grado de aprovechamiento del vapor flash} = \frac{1\,849}{1\,896,7} * 100\% = 97,4\%$$

4.3 Efecto del calentamiento de licor recuperado de DAF químico.

a. Calentamiento del licor DAF q.

Premisas de cálculo.

Temperatura inicial 20 °C.

Temperatura final 80 °C

Flujo másico licor DAF q= 6 000 kg/h (Figura 26)

Composición química:

Según el Texto Procesos de transferencia de Calor de Donald Kern se presenta la ecuación para determinar el calor específico de la materia prima:

Fluido	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Licor DAF q	85,0	5,0	10,0

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

$$C_e = 0.32 * 0,10 + 0.5 * 0,05 + 1.0 * 0,85 = 0,907 \frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

La potencia térmica suministrada para el calentamiento del licor del DAF químico es:

$$\dot{Q}_{LDAFq} = 6\,000 * 0,907 * (80 - 20) * 4,18 = 1'364\,854 \text{ kJ/h}$$

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

Por lo tanto:

$$\dot{Q}_{TLDAFq} = 1'364\,854 * \left(\frac{100}{100 - 5,0} \right) = 1'436\,688 \text{ kJ/h}$$

Se propone calentar el licor DAF químico en un tanque cerrado con chaquetas por donde fluirá el condensado a baja presión recuperado de los tanques flash. (Ver figura 37)

Para el calentamiento del licor DAF químico se requiere las siguientes condiciones de agua caliente presurizada.

Temperatura de agua caliente presurizada: 115 °C (2 bar) el cual tiene un valor de entalpia de 482,5 kJ/kg

Temperatura de agua caliente saliente de calentador del licor DAF químico: 105 °C (1,5 bar) el cual tiene un valor de entalpia de 440,2 kJ/kg

$$\dot{Q}_{TLDAFq} = 1'436\,688 \frac{kJ}{h} = \dot{m}_{cbp} * (h_i - h_f)$$

$$1'436\,688 \frac{kJ}{h} = \dot{m}_{cbp} * (482,5 - 440,2)$$

$$\dot{m}_{cbp} = 33\,964 \frac{kg}{h}$$

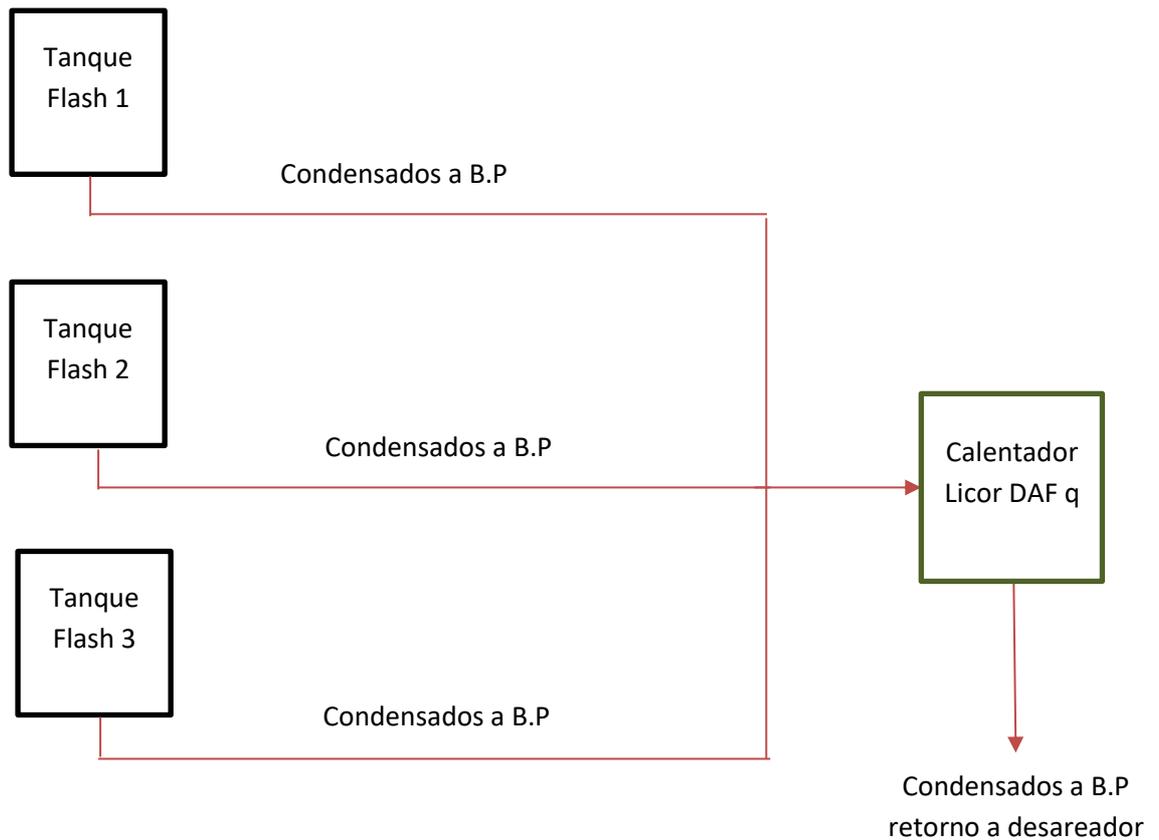
Se tiene un grado de aprovechamiento de los condensados a baja presión.

Grado de aprovechamiento de condensados a baja presión

$$= \frac{33\,964}{39\,873,30} * 100\% = 85,18\%$$

Figura 37

Circuito de aprovechamiento de condensados de baja presión

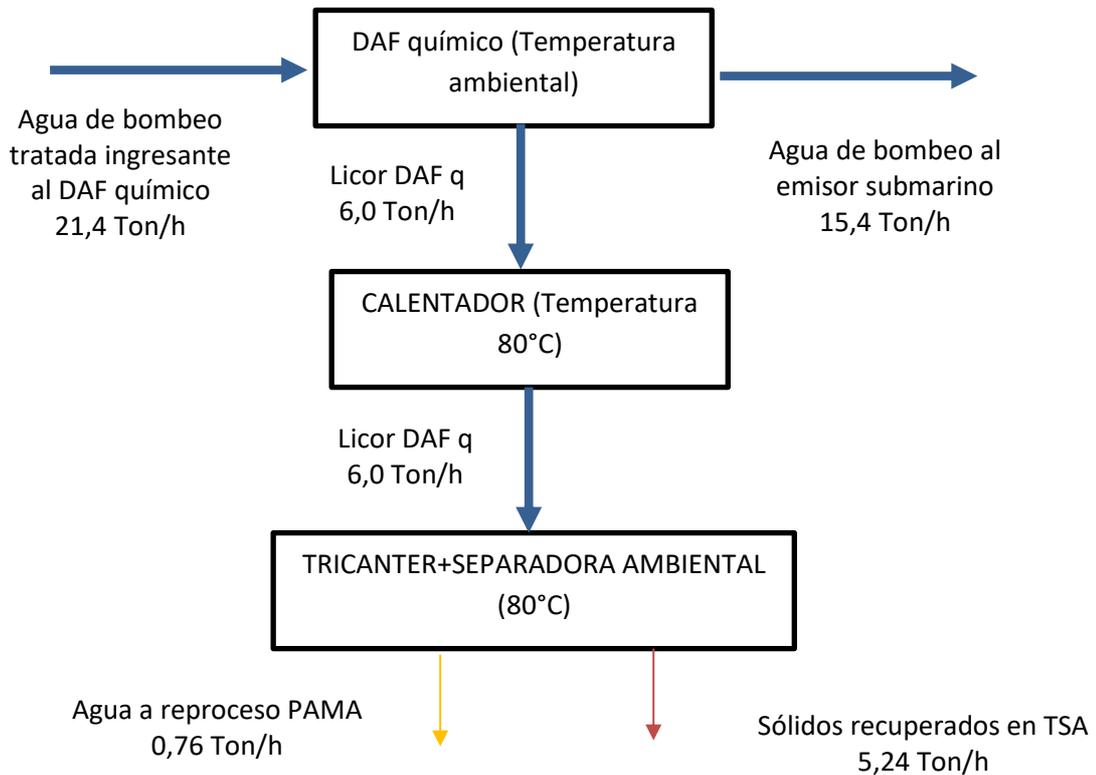


Nota. Elaboración propia

Seguidamente se presentan los resultados obtenidos en al DAF q.

Figura 38

Balance de masas en los DAF químico con calentamiento



Nota. Elaboracion propia

Tabla 27

Composición de solidos recuperados en TSA-calentamiento del proceso

COMPOSICION QUIMICA DE SOLIDOS RECUPERADOS EN TSA		
Item	Porcentaje	Peso
Grasa en M.P	6,11%	0,32 Ton
Solidos en M.P	25,19%	1,32 Ton
Humedad en M.P.	68,70%	3,60 Ton
Total	100,00%	5,24 Ton

Nota. Elaboracion propia

En función a ello se realiza un análisis del proceso de secado, con la nueva aportación de los sólidos recuperados el la tricanter y separadora ambiental.

Figura 39

Composición del mix entrante a secadores con nuevo aporte

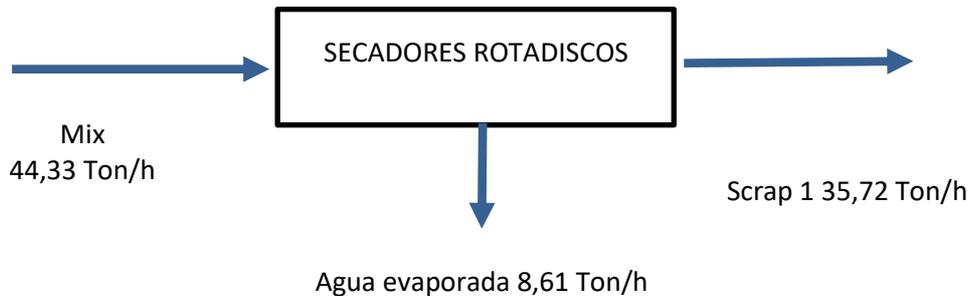


Nota. Elaboracion propia.

Se realiza un nuevo balance de energía se presenta en el anexo 6.

Figura 40

Balance de masas en secadores rotadiscos con nuevo aporte



Nota. Elaboracion propia.

Tabla 28

Composición del mix con nuevo aporte

COMPOSICION QUIMICA DEL MIX			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	4,15%	1,84	Ton
Solidos en M. P	42,59%	18,88	Ton
Humedad en M.P.	53,26%	23,61	Ton

Total	100,00%	44,33 Ton
-------	---------	-----------

Nota. Elaboracion propia

Tabla 29

Composición del Scrap 1 con nuevo aporte

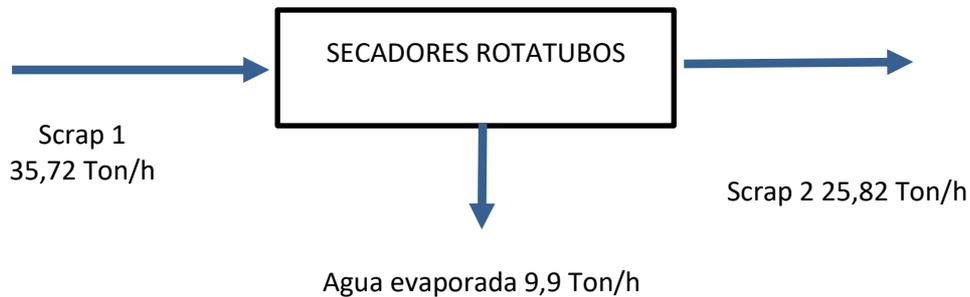
COMPOSICION QUIMICA DEL SCRAP 1		
Item	Porcentaje	Peso
Grasa en M.P	5,15%	1,84 Ton
Solidos en M. P	52,86%	18,88 Ton
Humedad en M.P.	41,99%	15,00 Ton
Total	100,00%	35,72 Ton

Nota. Elaboracion propia

2 etapa de secado ATD con secadores rotatubos. El balance de energía se presenta en el anexo 7.

Figura 41

Balance de masas en secadores rotatubos con nuevo aporte



Nota. Elaboracion propia.

Tabla 30

Composición del Scrap 2 con nuevo aporte

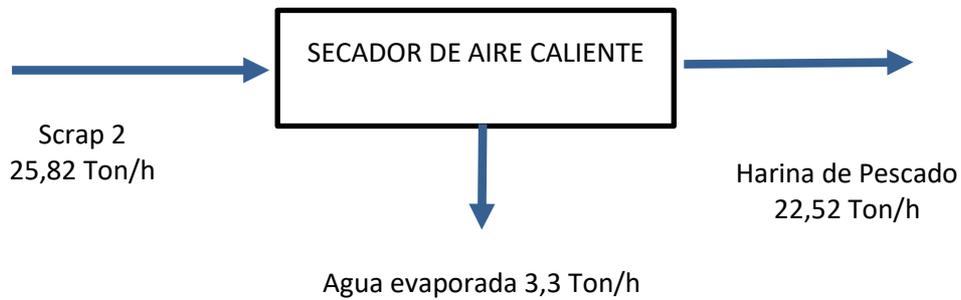
COMPOSICION QUIMICA DEL SCRAP 2		
Item	Porcentaje	Peso
Grasa en M.P	7,13%	1,84 Ton
Solidos en M. P	73,12%	18,88 Ton
Humedad en M.P.	19,75%	5,10 Ton
Total	100,00%	25,82 Ton

Nota. Elaboracion propia

3 etapa de secado de aire caliente. El balance de energía se presenta en el anexo 8.

Figura 42

Balance de masas en secador de aire caliente con nuevo aporte



Nota. Elaboracion propia.

Tabla 31

Composición de la harina de pescado con nuevo aporte

COMPOSICION QUIMICA DE HARINA DE PESCADO			
Item	Porcentaje	Peso	
Grasa en M.P	8,16%	1,84	Ton
Solidos en M. P	8,94%	18,88	Ton
Humedad en M.P.	8,00%	1,80	Ton
Total	100,00%	22,52	Ton

Nota. Elaboracion propia

b. Demanda y Oferta de energía térmica luego del nuevo aporte.

Consolidado de consumo de vapor requerido.

De los anexos 1,6 y 7 se tienen los siguientes requerimientos de vapor:

Tabla 32

Consolidado de vapor requerido con nuevo aporte

N°	Area	Vapor requerido (kg/h)	Origen
1	Cocinadores	12 221	Planta de vapor
2	Secadores ADD Rotadiscos	14 326	Planta de vapor
3	Secadores ATD Rotatubos	13 987	Planta de vapor
4	Calentador de licor de prensa	1 280	Vapor flash
5	Calentador de licor de separadoras	1 201	Planta de vapor
6	Calentador de espuma	45	Vapor Flash
7	Calentador de sanguaza	524	Vapor Flash

Nota. Elaboracion propia

Para el análisis de la oferta de generación se toma en cuenta la operación de los calderos 5, 6 y 7 que son los de mayor potencia y eficiencia, y además generan el vapor saturado a 8 bar necesarios para las de cocinadores, secadores ADD rotadiscos y secadores ATD rotatubos y calentador de licor de separadoras lo cual es de 41 735 kg/h

Se presenta los resultados de operación de calderos 5,6 y 7.

Tabla 33

Oferta de energía térmica en calderos con nuevo aporte

N°	Caldero	Flujo de vapor (kg/h)	Flujo de R500 (galon/h)	Factor de carga (%)
1	5 (1300 BHP)	16 386	277	84,68
2	6 (1300 BHP)	16 386	277	84,68
3	7 (1000 BHP)	10 500	188	70,51
Total		43 272		

Nota. Elaboracion propia

Análisis de Oferta y demanda.

$$\text{Perdidas en distribución de vapor} = \frac{43\,272 - 41\,735}{41\,375} * 100\% = 3,71\%$$

c. Indicadores de desempeño de planta.

Rendimiento de planta:

$$\text{Rendimiento de Planta} = \frac{90 \text{ TM de materia prima/h}}{22,52 \text{ Toneladas harina/h}} = 3,99$$

$$\% \text{ de mejora del Rendimiento de planta} = \frac{4,16 - 3,99}{4,16} * 100\% = 4,09\%$$

Indicador de desempeño energético de planta con nuevo aporte.

Flujo consumido en planta de R500.

Combustible consumido con nuevo aporte

= Consumo en calderos + Consumo secador aire caliente

$$\text{Combustible consumido} = 742 + 167,8 = 909,8 \text{ galon/hora}$$

$$\text{Reduccion del consumo de combustible} = 932 - 909,8 = 22,2 \text{ galones/hora}$$

$$\% \text{ de reduccion de consumo de combustible} = \frac{22,2}{932} * 100\% = 2,38\%$$

Indicador de desempeño energético con nuevo aporte.

$$\text{IDES T} = \frac{909,8 \frac{\text{galon R500}}{\text{h}}}{22,52 \text{ Toneladas harina/h}} = 40,40 \frac{\text{galon R500}}{\text{Toneladas de harina}}$$

$$\% \text{ de mejora del IDEs T} = \frac{43,08 - 40,40}{43,08} * 100\% = 6,22\%$$

4.4 Evaluación económica.

Se tienen en cuenta las siguientes premisas:

Inversión fabricación y montaje de calentador de chaquetas para licor de separadoras de DAF químico= S/ 115 000,00. (Ver anexo costos)

Para una operación de 50 horas al mes.

Incremento de producción.

$$\text{Incremento de producción} = (22,52 - 21,63) \frac{\text{Ton}}{\text{h}} * 50 = 49,5 \frac{\text{Toneladas}}{\text{mes}}$$

Ingresos económicos por venta adicional de harina prime (Tasa de cambio 3,78 S//U\$) a un valor de 1 490 U\$/Tonelada de harina.

$$\begin{aligned} \text{Ingresos economicos por venta adicional de harina} &= 49,5 * 1\,490 * 3,78 \\ &= S/ 278\,794 \end{aligned}$$

Ahorro económico por reducción de consumo de combustible, a un costo de petróleo R500 puesto en planta de 12 S/./galón.

$$\text{Reduccion del consumo de combustible} = 932 - 909,8 = 22,2 \text{ galones/hora}$$

$$\text{Reduccion mensual del consumo de combustible} = 22,2 * 50 = 1\,110 \text{ galones}$$

$$\text{Ahorro economico} = 1\,110 * 12 = 13\,320 \text{ soles mensuales}$$

Para la aplicación del VAN y TIR se tuvieron en cuenta los siguientes parámetros de cálculo.

Inversión S/ 164 444,80

Ingresos mensuales = 13 320+278 794= S/ 292 114.

Egresos= No implica un costo adicional en mano de obra, porque es parte de las funciones del operador de turno PAMA, monitorear la operatividad del calentador, así como darle mantenimiento autónomo, el que se ha estilado en 500 soles al mes.

Vida útil = 10 años.

Tasa de interés= 12%.

Valor actual neto.

$$\text{VAN} = -\text{Inversion} + \sum_{t=1}^n \frac{\text{Ingresos} - \text{Egresos}}{(1 + i)^n}$$

$$\text{VAN} = -164\,444,80 + \sum_{t=1}^{10} \frac{292\,114 - 6\,000}{(1 + 0.12)^{10}} = 1\,569\,333,96$$

El valor del VAN es S/ 1'569 333,96 el cual es un valor positivo, por lo tanto la propuesta es rentable.

Tasa interna de retorno.

$$0 = -\text{Inversion} + \sum_{t=1}^n \frac{\text{Ingresos} - \text{Egresos}}{(1 + \text{TIR})^n}$$

$$0 = -164\,444,80 + \sum_{t=1}^{10} \frac{292\,114 - 6\,000}{(1 + \text{TIR})^{10}} =$$

$$\text{TIR} = 173,98 \%$$

Se determino un valor de la tasa interna de retorno igual a 173,98%, el cual es un valor mayor a la tasa de interés del mercado, por lo tanto la propuesta técnica de calentar los licores del DAF químico es rentable.

4.5 Discusión de resultados.

Se concuerda con lo investigado por Flores, D. (2021) en su investigación referente al efecto de la recuperación de sólidos y aceite contenido en los equipos del programa de adecuación al medio ambiente que permite incrementar la calidad de la harina de pescado obtenida, si en el incremento del rendimiento de planta, al agregarse los sólidos recuperados al proceso de secado, para ello destaca que el valor de la grasa contenida en los sólidos recuperados es de 8%. En nuestra investigación se determinó que con 6,11% de grasa y 68,70% de humedad de los sólidos recuperados del DAF químico se mejoró el rendimiento de planta en 4,09%, se redujo el consumo de combustible petróleo R500 en 22,2 galones/horas con una reducción de 2,38% y mejorando el indicador de desempeño energético desde 43,08 a 40,20 galones de petróleo R500/tonelada de harina, todo ello con un proceso de calentamiento hasta 80°C de los sólidos recuperados del DAF químico antes de ingresar a la separadora ambiental y tricónter del PAMA.

Por otro lado, López, R. (2019), investigó acerca de la rentabilidad del uso eficaz de la sanguaza, residuo líquido de la descarga de pescado, con lo cual se pueden obtener recuperaciones de sólidos y grasa contenido en el fluido de proceso para ello optó por calentar la sanguaza hasta 80°C para mejorar el proceso de recuperación de sólidos contenidos en la sangre de pescado hasta una temperatura de 80°C, en el cual la temperatura juega un papel importante en la liberación intramuscular de los sólidos que facilita su recuperación en un proceso posterior. Del mismo modo se demuestra que el calentamiento del licor del DAF químico es necesario calentarlo antes del proceso de recuperación de sólidos desde 20°C a 80°C.

Espinoza (2016) demostró en su investigación que la recuperación de los sólidos del agua de bombeo luego de pasar los procesos de Celdas DAF y DAF químico permiten incrementar el rendimiento de planta, con lo cual el cumplimiento de las normativas ambientales no solo implica en el cuidado del medio ambiente sino permite incrementar el rendimiento de planta con un beneficio económico de US\$ 29 378,70 por venta adicional de harina, mejorando del IDEs desde 4,37 a 4,32; para nuestra investigación se tuvieron la misma tendencia en los resultados finales alcanzando un beneficio económico por venta adicional de harina de 49,5 Toneladas/mes solo para 50 horas mensuales de operación, lo que implica un ingreso económico de S/ 278 794 (US\$ 73 755 al mes) y con una mejora del IDEs desde 43,08 a 40,20 galones de petróleo R500/tonelada de harina.

También Guerrero Vargas, E(2020), investigo también la efectividad de calentar los sólidos recuperados del proceso PAMA la cual influye no solo en la calidad de la harina de pescado, sino también en el incremento de rendimiento de planta, mejorando significativamente el IDEs técnico, lo cual también se ha demostrado, con la diferencia de que se presentan los valores numéricos obtenidos que son desde 43,08 a 40,20 galones de petróleo R500/tonelada de harina. Esto ultimo reduce los costos por consumo de combustible de S/ 13 320 al mes.

Paredes (2016) en su trabajo de investigación demostró acerca de la importancia del cumplimiento del programa de adecuación al medio ambiente, el implica desde recuperar solidos en trommel, sino también ellos procesos físicos y químicos en los DAF cumpliendo con ello la normativa vigente referente a los Límites Máximos Permisibles establecidos en el Decreto Supremo 010-2008-PRODUCE (700 ppm). Nuestra investigación ha demostrado que el cumplimiento de los PAMA esta asociado a los procesos de recuperación de solidos que permiten incrementar el rendimiento de planta el cual se asocia a la temperatura de los licores recuperados antes de su proceso de recuperación.

V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

5.1 Conclusiones.

- Se realizó un balance de materia en los equipos PAMA determinándose que en los sólidos recuperados del DAF químico al ser procesados a temperatura ambiental en el Tricanter y la separadora ambiental alcanzan valores de 4,91% de grasa y 85,09% de humedad, con lo cual el rendimiento de planta es 4,16 Toneladas de materia prima/Tonelada de harina producida.
- Mientras que al realizar un balance de energía se tiene que los IDEs T alcanzan un valor de 43,08 galones de petróleo/Tonelada de harina producida, empleando 03 calderos pirotubulares y 01 quemador para calentamiento de aire que consumen 932 galones de petróleo R500/hora.
- Se realizó un balance de energía en el sistema de recuperación de condensados que generan vapor flash, obteniéndose un total de 39 873,30 kg/h de condensados a una presión de 2 bar que pueden ser recuperados antes de enviárseles al desareador, con lo cual se puede calentar 6 000 kg/h de licor de DAF químico desde 20°C a 80°C, en un recipiente enchaquetado.
- Se realizó un balance de materia y energía con el nuevo aporte de los sólidos recuperados del DAF químico los cuales se encuentran a 80°C con un porcentaje de humedad de 68,70% y grasa de 6,11% , se obtiene como resultado un rendimiento de planta igual a 3,99 Toneladas de materia prima/Tonelada de harina producida, mejorando en 4,1%.
- Se ha estimado una mejora del indicador de desempeño energético técnico en 6,22%, desde 43,08 a 40,20 galones de petróleo R500/Tonelada de harina producida y una reducción del consumo de combustible de 22,2 galones/hora, lo cual es reforzado por valores de rentabilidad del VAN de 1'569 333,96 Soles y un TIR de 173,98%.
- En respuesta a la hipótesis planteada, si bien es cierto no se ha alcanzado los valores previstos, el incremento del rendimiento de la producción es de 4,1%, y se demuestra que el porcentaje de humedad alcanzado es de 68,70% y grasa 6,11% en la planta

de harina de pescado en la empresa Exalmar. S.A.A-Huacho tiene un efecto en el rendimiento de la producción.

5.2 **Recomendaciones.**

- Se recomienda implementar procesos de rediseño en la recuperación del agua vertida al mar, la cual aun contiene solidos en suspensión, aun así, cumple con los límites máximos permitidos, es un trabajo pendiente.
- La recuperación de los vapores fugitivos de los procesos de separación, prensado, cocinas y centrifugas es aún un factor energético que podría permitir recuperar flujo de calor residual que puedan optimizar los IDEs.
- Está pendiente una ampliación del tamaño de los equipos PAMA con la finalidad de reducir la velocidad de proceso con la finalidad de incrementar la recuperación de sólidos.

VI. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.

Bruna, R. (2022). Gestión del tratamiento de efluentes y control de calidad de agua en la producción de harina y aceite crudo de pescado en pesquera Austral Group S.A.A. – planta Ilo. Informe de Suficiencia Profesional. Universidad Nacional del Santa. Disponible en: file:///C:/Users/HP%20250/Downloads/D095_43597965_EP.pdf

Calderón, C. (2015). Proceso productivo de harina de pescado en la empresa pesquera diamante S.A Chimbote. Documento de Trabajo. Universidad del Callao. Disponible en: <https://www.studocu.com/pe/document/universidad-nacional-del-callao/innovacion-y-desarrollo-de-nuevos-productos/proceso-productivo-harina-de-pescado/74077353>

Campos, R. (2021). Mejora de procesos en la calidad de harina de pescado en plantas de procesamiento de productos hidrobiológicos Pisco 2021. Tesis de Ingeniería Industrial. Universidad Cesar Vallejo. Disponible en: https://repositorio.ucv.edu.pe/bitstream/handle/20.500.12692/67604/Campos_ZRC-SD.pdf?sequence=1

Cedeño, L. (2017). Fundamentos básicos de cálculos de ingeniería química con enfoque en alimentos. Universidad Técnica de Machala. Redes 2017. Editorial Utimach. ISBN: 978-9942-24-118-4. Disponible en:

<https://repositorio.utmachala.edu.ec/bitstream/48000/14370/1/Cap.2%20El%20balance%20de%20materia.pdf>

Casique, H. & Honores, O. (2016). Evaluación exergetica y termoeconómico de la planta evaporadora agua de cola y secadores rotatubos de la empresa pesquera tecnología de alimentos s.a – Chimbote. Tesis de Ingeniería en Energía. Universidad Nacional del Santa. Disponible en:

<https://repositorio.uns.edu.pe/bitstream/handle/20.500.14278/2639/42920.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Castrillón, R. (2020). Herramientas de gestión energética para el desarrollo sostenible en edificios aplicado a un campus universitario en Colombia. Tesis doctoral en Universidad de Valladolid. España. Disponible en:

file:///C:/Users/HP%20250/Downloads/Tesis1935-220210.pdfCobaquil. L. (2014).

Diseño de investigación en la determinación del balance de masa y energía en la panificadora la corona como herramienta de ingeniería para aumentar su productividad. Universidad de Guatemala. Disponible en:

http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/08/08_1466_Q.pdf

Cruz, A. & León Y. (2022) IMPLEMENTACIÓN DE UN PROCESO DE MEJORA CONTINUA EN EL SISTEMA DE FLOTACIÓN POR AIRE DISUELTO PARA REDUCIR CONTAMINANTES EN LOS EFLUENTES DE LA EMPRESA PROMASA, CHIMBOTE – 2021. Tesis de Ingeniería Ambiental. Universidad Privada del Norte. Disponible en:

<https://repositorio.upn.edu.pe/bitstream/handle/11537/32202/Cruz%20Cordova%2c%20Alexandra%20Karina->

[Leon%20Erazo%2c%20Yadira%20Lissete.pdf?sequence=3&isAllowed=y](https://repositorio.upn.edu.pe/bitstream/handle/11537/32202/Cruz%20Cordova%2c%20Alexandra%20Karina-Leon%20Erazo%2c%20Yadira%20Lissete.pdf?sequence=3&isAllowed=y)

Chávez, M. & Cuzcano, F. (2011). AUMENTO DE CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN DE LA PLANTA PESQUERA RIBAUDO S.A. MEDIANTE LA TRANSFORMACIÓN DE UN ENFRIADOR DE SCRAP DE PESCADO A UN SECADOR DE AIRE CALIENTE. Tesis de Ingeniería en Energía. Universidad Nacional del Santa. Disponible en:

<https://repositorio.uns.edu.pe/bitstream/handle/20.500.14278/2161/23279.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Detan, S. (2022). Implementación de procedimiento de un arranque eficiente de la planta Pesquera Exalmar, para optimizar el 5% del consumo de energía eléctrica. Tesis de Ingeniería Industrial. Universidad Continental. Disponible en:

file:///C:/Users/HP%20250/Downloads/IV_FIN_108_TE_Det%C3%A1n_Gordillo_2022.pdf

Diestra, F. (2024). Influencia de las pérdidas energéticas del alimentador HRZ282 en baja tensión en la calidad del servicio, Hidrandina S.A. Tesis de Ingeniería en Energía. Universidad Nacional del Santa. Disponible en:

<https://repositorio.uns.edu.pe/handle/20.500.14278/4789>

Fombuena, B. (2018). BALANCES DE ENERGÍA: BÚSQUEDA DE SOLUCIONES MEDIANTE CÁLCULOS NUMÉRICOS Y/O TABLAS DE VAPOR. Tesis de Ingeniería Química. Universidad Politécnica de Valencia. Disponible en:

<https://m.riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/168180/Cardona%3BFombuena%3BDom%3%ADnguez%20-%20Balances%20de%20Energ%C3%ADa%3A%20B%C3%BAsqueda%20de%20Soluciones%20Medante%20C%C3%A1lculos%20Num%C3%A9ricos....pdf?sequence=1&isAllowed=y>

García, A. (2024). Efecto de la inyección de condensado presurizado en los indicadores de desempeño energético de generadores de vapor pirotubulares. Tesis de Ingeniería en Energía. Universidad Nacional del Santa. Disponible en:

<https://repositorio.uns.edu.pe/bitstream/handle/20.500.14278/4669/Tesis%20Garc%c3%ada%20Mozo.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Gómez, C. (2017). Apuntes de Procesos Químicos para Ingeniería de Sistemas. Anotaciones de Ingeniería Química. Disponible en:

https://gc.scalahed.com/recursos/files/r161r/w25012w/Fundamentos_Ingenieria_Ambiental/Apuntes_de_procesos_quimicos.pdf

López, X. (2023). Incremento de temperatura de suministro de agua de calderos mediante un Sistema Óptimo de Recuperación de Calor. Tesis de Ingeniería en Energía. Universidad Nacional del Santa. Disponible en:

<https://repositorio.uns.edu.pe/handle/20.500.14278/4319>

Morón, I. (2024). Proceso productivo de harina de pescado. Tesis de Ingeniería Pesquera. Universidad San Luis Gonzaga. Ica. Disponible en:

<https://repositorio.unica.edu.pe/server/api/core/bitstreams/bac3af44-7be5-4ec6-ad40-8ea4d483b436/content>

Quezada, B. (2020) Arreglo del suministro de energía para optimizar la línea base energética en Empresa Isadora S.A.C. [Tesis para optar el título de Ingeniero en energía en la Universidad Nacional del Santa. Perú].

<http://repositorio.uns.edu.pe/handle/UNS/3552>

Sagastegui, V. (2021). Implementación de sistemas de coagulación – floculación en el tratamiento químico del agua de bombeo, en la pesquera Exalmar S.A. Tesis de Maestría de Ingeniería Ambiental. Universidad Nacional de Trujillo. Disponible en:

<https://dspace.unitru.edu.pe/server/api/core/bitstreams/cafd9454-9e43-4f89-ad34-118f8f868887/content>

Turovski, M. (2023). ¿Qué es la capacidad de producción y cómo calcularla? MRP Easy. España. Disponible en:

<https://www.mrpeasy.com/blog/es/capacidad-de-produccion/>

Vásquez, M. (2021). Gestión del tratamiento de efluentes en la producción de harina de pescado en pesquera Hayduk S.A. Tesis de Experiencia Profesional de Ingeniería Agroindustrial. Universidad Nacional del Santa. Disponible en:

<https://repositorio.uns.edu.pe/bitstream/handle/20.500.14278/3840/52367.pdf?sequence=4&isAllowed=y>

Zavaleta, L. (2018). Implementación de un sistema de tratamiento de aguas residuales industriales en el establecimiento industrial pesquero en la provincia de santa – departamento de Ancash. Tesis de Ingeniería Industrial. Universidad Alas Peruanas. Disponible en:

https://repositorio.uap.edu.pe/jspui/bitstream/20.500.12990/2956/1/Tesis_Implementaci%C3%B3n_Sistema_Tratamiento.pdf

VII. ANEXOS

Índice de anexos:

ANEXO 1: Balance de energía en cocinadores.

ANEXO 2: Balance de energía en secadores rotadiscos.

ANEXO 3: Balance de energía en secadores rotatubos.

ANEXO 4: Balance de energía en secador de aire caliente

ANEXO 5: Proceso de calentamiento de fluidos de proceso.

ANEXO 6: Balance de energía en secadores rotadiscos con nuevo aporte.

ANEXO 7: Balance de energía en secadores rotatubos con nuevo aporte.

ANEXO 8: Balance de energía en secador de aire caliente con nuevo aporte.

ANEXO 9: Presupuesto económico.

ANEXO 10: Determinación del VAN y TIR

ANEXO 11: Inventario de equipos de planta.

ANEXO 12: Plano detalle de calentador de licor de DAF vista superior, lateral e isométrica

ANEXO 13: Plano detalle de calentador de licor de DAF 3D.

ANEXO 1: Balance de energía en cocinas.

Se tiene las propiedades fisicoquímicas de la materia prima.

Etapa	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Entrada a cocinas	75,70	4,80	19,95

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

$$C_e = 0.32 * \%Solidos + 0.5 * \%Grasa + 1.0 * \%Humedad$$
$$C_e = 0.32 * 0,1995 + 0.5 * 0,048 + 1.0 * 0,7570 = 0,847 \frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

Se realiza el balance de energía en el área de cocinas teniendo en cuenta lo siguiente:

$$m_{MP} = 1\,791 \text{ Toneladas en } 20 \text{ horas}$$

$$C_{e_{MP}} = 0,847 \text{ kcal/kg } ^\circ C$$

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

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

La potencia térmica suministrada para cocción de la anchoveta \dot{Q}_{cmp} es:

$$\dot{Q}_{cmp} = 1\,786\,500 * 0,847 * (100 - 20) * 4,18 = 506'002\,543 \text{ kJ/h}$$

Se considera un porcentaje adicional por pérdidas de transferencia de calor de 3,0%.

Por lo tanto:

$$\dot{Q}_c = 506'002\,543 * \left(\frac{100}{100 - 3,0} \right) = 521'652\,106 \text{ kJ/h}$$

El flujo masico de vapor saturado requerido para el área de cocinas es:

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

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

$$h_g = 2\,738,9 \text{ kJ/kg (vapor saturado a 4 bar)}$$

$$\dot{m}_v = \frac{521'652\,106}{(2\,738,9 - 604,7)} = 244\,420 \text{ kg} = 244,42 \text{ Ton}$$

Luego el flujo masico por hora:

$$\dot{m}_v \text{ por hora} = \frac{244\,420 \text{ kg}}{20} = 12\,221 \text{ kg/h}$$

ANEXO 2: Balance de energía en secadores rotadiscos.

Flujo masico de mix de 44 590 kg/h (Tabla 20)

Flujo masico de scrap 35 560 kg/h de scrap 1 (Tabla 21)

Flujo de agua evaporada retirada del mix es 9 030 kg de agua evaporada (Figura 35)

Se tiene las propiedades fisicoquímicas del scrap 1.

Etapa	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Mix	55,37	4,01	40,61
Scrap 1	44,04	5,03	50,93

$$C_e = 0,68 * 0,4061 + 0,5 * 0,0401 + 1,0 * 0,537 = 0,833 \frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

La potencia térmica suministrada a los secadores rotadiscos para el calentamiento del mix del proceso de secado desde 50 a 100°C tiene en cuenta los siguientes parámetros:

$$\dot{m}_m = 44\,590 \text{ kg/h}$$

$$C_{e_m} = 0,8353 \text{ kcal/kg } ^\circ C$$

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

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

$$\dot{Q}_{m1} = 44\,590 * 0,8353 * 4,18 * (100 - 50) = 7\,784\,419,6 \text{ kJ/h}$$

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

$$\dot{m}_w = 9\,030 \text{ kg/h}$$

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

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

$$\dot{Q}_{m2} = 9\,030 * (2\,695,4 - 406,5) = 20'668\,767 \text{ kJ/h}$$

Luego la potencia térmica requerida por los secadores rotadiscos es:

$$\dot{Q}_{SRd} = 7'784\,419,6 + 20'668\,767 = 28'453\,186,6 \text{ kJ/kg}$$

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

$$\dot{Q}_{TSR} = 28'453\,186,6 * \left(\frac{100}{100 - 10} \right) = 31'614\,651,8 \text{ kJ/h}$$

El flujo masico de vapor necesario para el área de cocción es:

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

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

$h_g = 2\,738,9 \text{ kJ/kg}$ (vapor saturado a 4 bar)

$$\dot{m}_v = \frac{31'614\,651,8}{(2\,738,9 - 604,7)} = 14\,814 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 14,814 \text{ Ton/h}$$

ANEXO 3: Balance de energía en secadores rotatubos.

Flujo masico de scrap 1 de 35 560 kg/h (Tabla 21) a 65 °C

Flujo masico de scrap 2 25 040 kg/h (Tabla 22)

Flujo de agua evaporada extraída es 10 520 kg de agua evaporada (Figura 34)

Se tiene las propiedades fisicoquímicas.

Etapas	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Scrap 1	44,04	5,03	50,93
Scrap 2	20,53	7,15	72,32

$$C_e = 0,68 * 0,5093 + 0,5 * 0,0503 + 1,0 * 0,4404 = 0,812 \frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

La potencia térmica requerida por los secadores rotatubos para el calentamiento del scrap 1 del proceso de secado que tiene los siguientes parámetros:

$$\dot{m}_m = 35\,450 \text{ kg/h}$$

$$C_{e_m} = 0,812 \text{ kcal/kg } ^\circ C$$

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

$$T_i = 65 \text{ } ^\circ C$$

$$\dot{Q}_{s1} = 35\,560 * 0,812 * 4,18 * (100 - 65) = 4'224\,371,5 \text{ kJ/h}$$

La potencia térmica suministrada para el cambio de fase del porcentaje de agua contenida en el scrap 1 es:

$$\dot{m}_w = 10\,520 \text{ kg/h}$$

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

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

$$\dot{Q}_{m2} = 10\,520 * (2\,695,4 - 406,5) = 24'079\,228 \text{ kJ/h}$$

Luego la potencia térmica requerida en los secadores rotatubos es:

$$\dot{Q}_{SRt} = 4'224\,371,5 + 24'079\,228 = 28'303\,599,5 \text{ kJ/kg}$$

Se considera un porcentaje adicional de 10% por perdidas-

$$\dot{Q}_{TSRt} = 28'303\,599,5 * \left(\frac{100}{100 - 10} \right) = 31'448\,443,9 \text{ kJ/h}$$

El flujo masico de vapor requerido para el área de secado 2 es:

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

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

$$h_g = 2\,738,9 \text{ kJ/kg (vapor saturado a 4 bar)}$$

$$\dot{m}_v = \frac{31'448\,443,9}{(2\,738,9 - 604,7)} = 14\,735 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 14,735 \text{ Ton/h}$$

ANEXO 4: Balance de energía en secador de aire caliente.

Flujo masico de scrap 2 25 040 kg/h (Tabla 22) a 65°C

Flujo masico de harina de pescado de 21 630 kg/h (Tabla 23)

Flujo de agua evaporada extraída es 3 410 kg de agua evaporada (Figura 35)

Se tiene las propiedades fisicoquímicas.

Etapa	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Scrap 2	20,53	7,15	72,32
Harina de pescado	8,00	8,38	83,62

$$C_e = 0,68 * 0,7232 + 0,5 * 0,0715 + 1,0 * 0,2053 = 0,732 \frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

La potencia térmica suministrada al secador de aire caliente ara el calentamiento del scrap 2 del proceso de secado tiene en cuenta los siguientes parámetros:

$$\dot{m}_{s2} = 25\ 040 \text{ kg/h}$$

$$C_{e_m} = 0,732 \text{ kcal/kg } ^\circ C$$

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

$$T_i = 65 \text{ } ^\circ C$$

$$\dot{Q}_{s1} = 25\ 040 * 0,732 * 4,18 * (100 - 65) = 2'681\ 573,7 \text{ kJ/h}$$

La potencia térmica suministrada para el cambio de fase de porcentaje del agua contenida en el scrap 2 es:

$$\dot{m}_w = 3\ 410 \text{ kg/h}$$

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

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

$$\dot{Q}_{m2} = 3\,410 * (2\,695,4 - 406,5) = 7'805\,149 \text{ kJ/h}$$

Luego la potencia térmica necesaria que requiere el secador de aire caliente es:

$$\dot{Q}_{SAC} = 2'681\,573,7 + 7'805\,149 = 10'486\,722,7 \text{ kJ/kg}$$

Se considera por lo tanto un porcentaje adicional de 10% por perdidas por transferencia de calor.

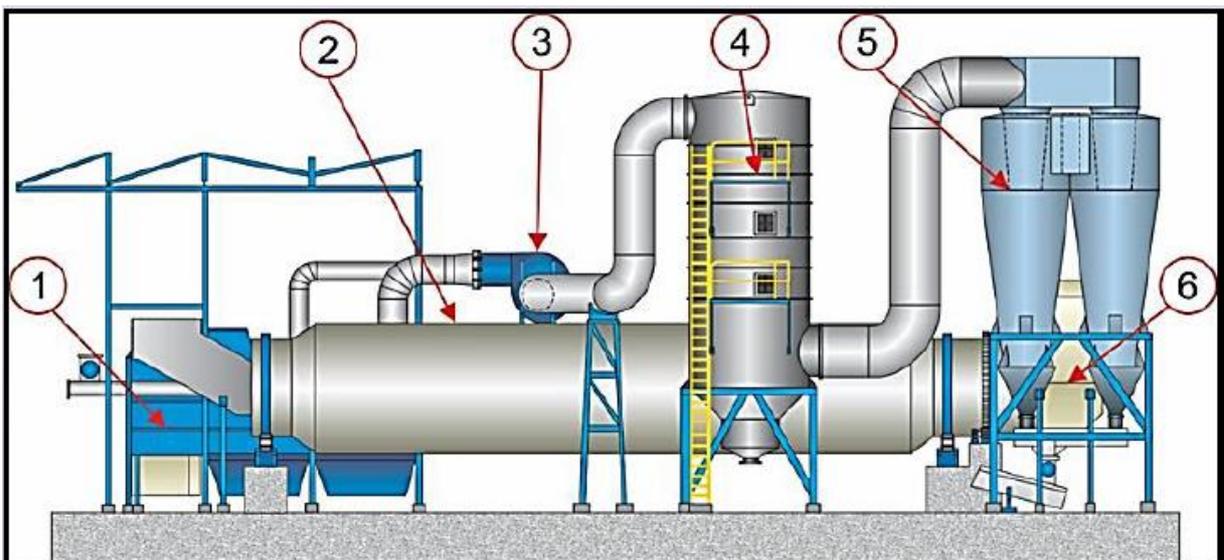
$$\dot{Q}_{ACT} = 10'486\,722,7 * \left(\frac{100}{100 - 10}\right) = 11'651\,914,1 \text{ kJ/h}$$

El flujo masico de aire caliente requerido para el área de secado 3 es:

T inicial del aire= 180 °C

T final del aire= 110 °C (10°C superior a la temperatura de generación de agua evaporada)

Calor especifico del aire a presión constante= 1,004 kJ/kg °C.



$$\dot{Q}_{ACT} = \dot{m}_a * C_{p_a} * (T_i - T_f)$$

$$\dot{Q}_{ACT} = 111'651\ 914,1 = \dot{m}_a * 1,004 * (180 - 110)$$

$$\dot{m}_a = 165\ 792 \frac{kg}{h} = 46,05 \frac{kg}{s}$$

Se tiene el siguiente balance de energía en el calentador de aire.

Poder calorífico del petróleo R500 10 120 kcal/kg

Densidad R500 3,68 kg/galón.

Flujo masico de aire caliente 165 792 kg/h

Temperatura inicial 20 °C

Temperatura final 180 °C

Se cumple que:

$$\dot{m}_a * C_{p_a} * (T_f - T_i) = \dot{m}_c * PCI_{R500}$$

$$165\ 792 * 1,004 * (180 - 20) = \dot{m}_c * 10\ 120 * 4,18 * 3,68$$

$$\dot{m}_c = 171 \frac{galon}{h}$$

ANEXO 5: Proceso de calentamiento de fluidos de proceso.

PARA EL LICOR DE PRENSA:

La potencia térmica requerida para cada calentador \dot{Q}_{lp} se determina según la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_{lp} = \dot{Q}_c + \dot{Q}_p$$

Donde:

La potencia térmica suministrada para calentar el licor de prensa \dot{Q}_c es:

$$Q_c = m_{lp} * Ce_{lp} * (T_f - T_i)_{lp}$$

\dot{m}_{lp} = Flujo masico de licor de prensa en el calentador= 67 570 kg/h

Ce_{lp} = Calor especifico del licor de prensa a calentador.

$(T_f - T_i)_{lp}$ = gradiente de temperatura de salida y entrada del licor de prensa en el calentador de 70°C a 80°C

Se tiene las propiedades fisicoquímicas.

Etapa	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Licor de prensa	86,28	4,91	8,81

$$Ce = 0.68 * 0,0881 + 0.5 * 0,0491 + 1.0 * 0,8628 = 0,948 \frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

$$Q_c = 67\,570 * 0,948 * 4.18 * (80 - 70)_{lp}$$

$$Q_c = 2'677\,556 \text{ kJ/h}$$

La potencia térmica asociada a las pérdidas por transferencia de calor Q_p se asume un valor típico de 5%.

$$\dot{Q}_{lp} = 2'677\,556 * \left(\frac{100}{100 - 5}\right) = 2'818\,479 \text{ kJ/h}$$

PARA EL LICOR DE SEPARADORAS.

La potencia térmica suministrada para cada calentador \dot{Q}_{ls} se determina según la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_{ls} = \dot{Q}_c + \dot{Q}_p$$

Donde:

La potencia térmica suministrada para calentar el licor de separadoras \dot{Q}_c es:

$$Q_c = m_{ls} * Ce_{ls} * (T_f - T_i)_{ls}$$

\dot{m}_{lp} = Flujo masico de licor de separadoras en el calentador= 63 120 kg/h

Ce_{lp} = Calor especifico del licor de separadoras a calentador.

$(T_f - T_i)_{lp}$ = Variación entre temperatura de salida y entrada del licor de prensa en el calentador de 70°C a 80°C

Se tiene las propiedades fisicoquímicas.

Etapa	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Licor de separadoras	87,96	5,07	6,97

$$Ce = 0.68 * 0,0697 + 0.5 * 0,0507 + 1.0 * 0,8796 = 0,9523 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}}$$

$$Q_c = 63\,120 * 0,9523 * 4.18 * (80 - 70)_{ls}$$

$$Q_c = 2'512\,563,6 \text{ kJ/h}$$

La potencia térmica asociada a las pérdidas por transferencia de calor Q_p se asume un valor típico de 5%.

$$\dot{Q}_{ls} = 2'512\,563,6 * \left(\frac{100}{100 - 5} \right) = 2'644\,804 \text{ kJ/h}$$

PARA EL COAGULADOR.

La potencia térmica suministrada para cada calentador \dot{Q}_{cc} se determina según la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_{cc} = \dot{Q}_c + \dot{Q}_p$$

Donde:

La potencia térmica suministrada para calentar la espuma en el coagulador \dot{Q}_c es:

$$Q_c = m_{cc} * Ce_{cc} * (T_f - T_i)_{cc}$$

\dot{m}_{lp} = Flujo mássico de espuma= 500 kg/h

Ce_{lp} = Calor específico de la espuma.

$(T_f - T_i)_{lp}$ = Variación entre temperatura de salida y entrada de la espuma en el calentador de 20°C a 80°C

Se tiene las propiedades fisicoquímicas.

Etapa	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Espuma	44,0	42,0	14,0

$$Ce = 0,68 * 0,14 + 0,5 * 0,42 + 1,0 * 0,44 = 0,745 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}}$$

$$Q_c = 500 * 0,745 * 4,18 * (80 - 20)_{cc}$$

$$Q_c = 93\,423 \text{ kJ/h}$$

La potencia térmica asociada a las pérdidas por transferencia de calor Q_p se asume un valor típico de 5%.

$$\dot{Q}_{cc} = 93.423 * \left(\frac{100}{100 - 5} \right) = 98\,340 \text{ kJ/h}$$

PARA EL CALENTADOR DE SANGUAZA

La potencia térmica suministrada para cada calentador \dot{Q}_s se determina según la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_s = \dot{Q}_c + \dot{Q}_p$$

Donde:

La potencia térmica suministrada para calentar la sanguaza \dot{Q}_c es:

$$Q_c = m_s * C e_s * (T_f - T_i)_s$$

\dot{m}_{lp} = Flujo másico de sanguaza = 4 500 kg/h (5% de carga nominal 90 000)

$C e_{lp}$ = Calor específico de la sanguaza.

$(T_f - T_i)_{lp}$ = Variación entre temperatura de salida y entrada de la sanguaza en el calentador de 20°C a 80°C

Se tiene las propiedades fisicoquímicas.

Etapa	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Sanguaza	92,0	3,0	5,0

$$C e = 0.68 * 0,05 + 0.5 * 0,03 + 1.0 * 0,92 = 0,969 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}}$$

$$Q_c = 4\,500 * 0,969 * 4.18 * (80 - 20)_{cc}$$

$$Q_c = 1\,093\,613 \text{ kJ/h}$$

La potencia térmica asociada a las pérdidas por transferencia de calor Q_p se asume un valor típico de 5%.

$$\dot{Q}_s = 1\,093\,613 * \left(\frac{100}{100 - 5} \right) = 1\,154\,239 \text{ kJ/h}$$

Requerimiento de vapor necesario para los procesos de calentamiento de fluidos de procesos:

Premisa:

Los procesos de calentamiento se realizan con vapor a baja presión a 2 bar.

$h_f = 504,7 \text{ kJ/kg}$ (Evaluado como líquido saturado a 2 bar)

$h_g = 2\,706,3 \text{ kJ/kg}$ (Evaluado como vapor saturado a 2 bar)

$$\dot{Q}_{tp} = 2\,818\,479 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = \dot{m}_v * (h_g - h_f)$$

$$2\,816\,353 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = \dot{m}_v * (2\,706,3 - 504,7)$$

$$\dot{m}_v = 1\,280 \text{ kg/h}$$

$$\dot{Q}_{ls} = 2\,644\,804 \text{ kJ/h}$$

$$\dot{m}_v = 1\,201 \text{ kg/h}$$

$$\dot{Q}_{cc} = 98\,340 \text{ kJ/h}$$

$$\dot{m}_v = 45 \text{ kg/h}$$

$$\dot{Q}_s = 1\,154\,239 \text{ kJ/h}$$

$$\dot{m}_v = 524 \text{ kg/h}$$

ANEXO 6: Balance de energía en secadores rotadiscos-con nuevo aporte.

Para un flujo masico de mix de 44 330 kg/h (Tabla 28)

Flujo masico de scrap 35 720 kg/h de scrap 1 saliente (Tabla 29)

Flujo de agua evaporada extraída es 8 610 kg de agua evaporada (Figura 35)

Se tiene las propiedades fisicoquímicas del scrap 1.

Etapa	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Mix	53,26	4,15	42,59
Scrap 1	41,99	5,15	52,86

$$C_e = 0.68 * 0,4259 + 0.5 * 0,0415 + 1.0 * 0,5326 = 0,843 \frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

La potencia térmica suministrada a los secadores rotadiscos para el calentamiento del mix del proceso de secado desde 50 a 100°C tiene en cuenta los siguientes parámetros:

$$\dot{m}_m = 44\,330 \text{ kg/h}$$

$$C_{e_m} = 0,843 \text{ kcal/kg } ^\circ C$$

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

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

$$\dot{Q}_{m1} = 44\,330 * 0,843 * 4,18 * (100 - 50) = 7'810\,369,7 \text{ kJ/h}$$

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

$$\dot{m}_w = 8\,610 \text{ kg/h}$$

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

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

$$\dot{Q}_{m2} = 8\,610 * (2\,695,4 - 406,5) = 19\,707\,429 \text{ kJ/h}$$

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

$$\dot{Q}_{SRd} = 7\,810\,369,7 + 19\,707\,429 = 27\,517\,798,7 \text{ kJ/kg}$$

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

$$\dot{Q}_{TSR} = 27\,517\,798,7 * \left(\frac{100}{100 - 10} \right) = 30\,575\,331,8 \text{ kJ/h}$$

El flujo masico requerido para el área de secado es:

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

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

$$h_g = 2\,738,9 \text{ kJ/kg (vapor saturado a 4 bar)}$$

$$\dot{m}_v = \frac{30\,575\,331,8}{(2\,738,9 - 604,7)} = 14\,326 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 14,326 \text{ Ton/h}$$

ANEXO 7: Balance de energía en secadores rotatubos con nuevo aporte.

Flujo masico de scrap 1 de 35 720 kg/h (Tabla 29) a 65 °C

Flujo masico de scrap 2 25 820 kg/h saliente (Tabla 30)

Flujo de agua evaporada extraída es 9 900 kg de agua del scrap 1 (Figura 41)

Se tiene las propiedades fisicoquímicas.

Etapa	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Scrap 1	41,99	5,15	52,86
Scrap 2	19,75	7,13	73,12

$$C_e = 0.68 * 0,5286 + 0.5 * 0,515 + 1.0 * 0,4199 = 0,805 \frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

La potencia térmica suministrada a los secadores rotatubos para el calentamiento del scrap 1 del proceso de secado tiene en cuenta los siguientes parámetros:

$$\dot{m}_m = 35\,720 \text{ kg/h}$$

$$C_{e_m} = 0,805 \text{ kcal/kg } ^\circ C$$

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

$$T_i = 65 \text{ } ^\circ C$$

$$\dot{Q}_{s1} = 35\,720 * 0,805 * 4,18 * (100 - 65) = 4'206\,797 \text{ kJ/h}$$

La potencia térmica suministrada para el cambio de fase de porcentaje del agua contenida en el scrap 1 es:

$$\dot{m}_w = 9\,900 \text{ kg/h}$$

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

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

$$\dot{Q}_{m2} = 9\,900 * (2\,695,4 - 406,5) = 22'660\,110 \text{ kJ/h}$$

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

$$\dot{Q}_{SRT} = 4'206\,797 + 22'660\,110 = 26'866\,907 \text{ kJ/kg}$$

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

$$\dot{Q}_{TSRT} = 26'866\,907 * \left(\frac{100}{100 - 10} \right) = 29'852\,119 \text{ kJ/h}$$

El flujo masico de vapor requerido para el área de secado 2 es:

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

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

$$h_g = 2\,738,9 \text{ kJ/kg (vapor saturado a 4 bar)}$$

$$\dot{m}_v = \frac{29'852\,119}{(2\,738,9 - 604,7)} = 13\,987 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 13,987 \text{ Ton/h}$$

ANEXO 8: Balance de energía en secador de aire caliente con nuevo aporte.

Flujo masico de scrap 2 25 820 kg/h (Tabla 26) a 65°C

Flujo masico de harina de pescado de 22 520 kg/h (Tabla 27)

Flujo de agua evaporada extraída es 3 300 kg de agua del scrap 2 (Figura 35)

Se tiene las propiedades fisicoquímicas.

Etapa	% Humedad	% Grasa	% Solidos
Scrap 2	19,75	7,13	73,12
Harina de pescado	8,00	8,16	83,84

$$C_e = 0.68 * 0,7212 + 0.5 * 0,0713 + 1.0 * 0,1975 = 0,723 \frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

La potencia térmica suministrada al secador de aire caliente ara el calentamiento del scrap 2 del proceso de secado tiene en cuenta los siguientes parámetros:

$$\dot{m}_{s2} = 25\,820 \text{ kg/h}$$

$$C_{e_m} = 0,723 \text{ kcal/kg } ^\circ C$$

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

$$T_i = 65 \text{ } ^\circ C$$

$$\dot{Q}_{s1} = 25\,820 * 0,723 * 4,18 * (100 - 65) = 2'731\,107,9 \text{ kJ/h}$$

La potencia térmica suministrada para el cambio de fase de porcentaje del agua contenida en el scrap 2 es:

$$\dot{m}_w = 3\,300 \text{ kg/h}$$

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

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

$$\dot{Q}_{m2} = 3\,300 * (2\,695,4 - 406,5) = 7'553\,370 \text{ kJ/h}$$

Luego la potencia térmica necesaria que requiere el secador de aire caliente es:

$$\dot{Q}_{SAC} = 2'731\,107,9 + 7'553\,370 = 10'284\,477,9 \text{ kJ/kg}$$

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

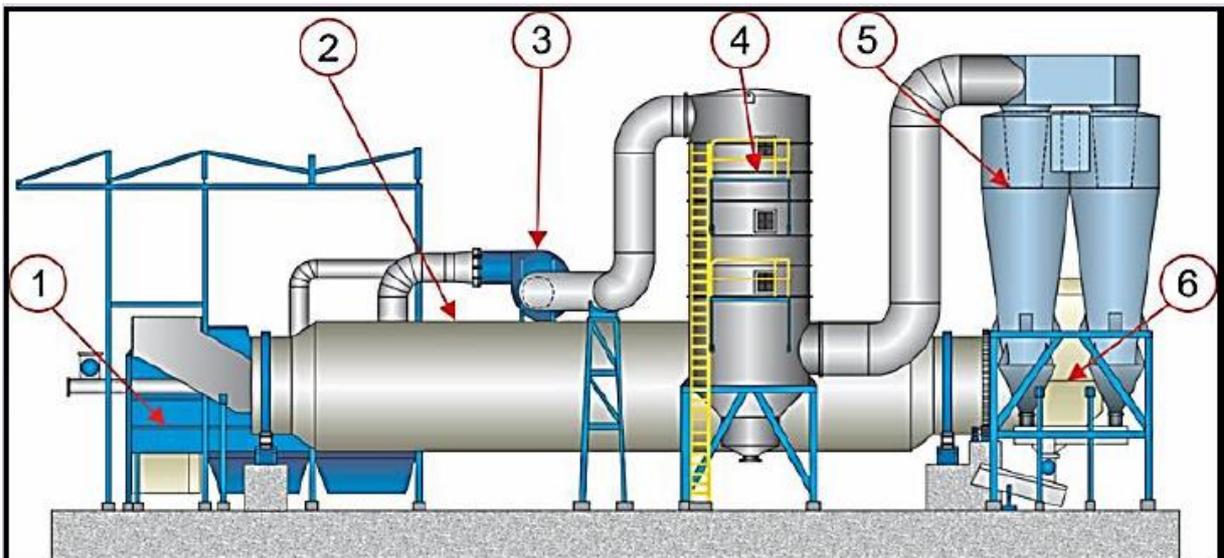
$$\dot{Q}_{ACT} = 10'284\,477,9 * \left(\frac{100}{100 - 10}\right) = 11'427\,198 \text{ kJ/h}$$

El flujo masico de aire caliente requerido para el área de secado 3 es:

T inicial del aire= 180 °C

T final del aire= 110 °C (10°C superior a la temperatura de generación de agua evaporada)

Calor especifico del aire a presión constante= 1,004 kJ/kg °C.



$$\dot{Q}_{ACT} = \dot{m}_a * C_{p_a} * (T_i - T_f)$$

$$\dot{Q}_{ACT} = 11'427\ 198 = \dot{m}_a * 1,004 * (180 - 110)$$

$$\dot{m}_a = 162\ 595,3 \frac{kg}{h} = 45,16 \frac{kg}{s}$$

Se tiene el siguiente balance de energía en el calentador de aire.

Poder calorífico del petróleo R500 10 120 kcal/kg

Densidad R500 3,68 kg/galón.

Flujo masico de aire caliente 165 792 kg/h

Temperatura inicial 20 °C

Temperatura final 180 °C

Se cumple que:

$$\dot{m}_a * C_{p_a} * (T_f - T_i) = \dot{m}_c * PCI_{R500}$$

$$162\ 595,3 * 1,004 * (180 - 20) = \dot{m}_c * 10\ 120 * 4,18 * 3,68$$

$$\dot{m}_c = 167,8 \frac{galon}{h}$$

ANEXO 9: Presupuesto económico.

Item	Descripción	Und.	Metrado	P.U (S/.)	Subtotal(S/.)
1	OBRAS PRELIMINARES				1800,00
1,01	Trazo y replanteo topografico	und	1	300,00	300,00
1,02	Adecuacion del terreno	und	1	300,00	300,00
1,03	Transporte de materiales	glb	1	1,200,00	1200,00
2	SUMINISTRO DE EQUIPOS				87500,00
2,01	Calentador enchaquetado de licor DAF quimico	und	1	65000,00	65000,00
2,02	Tuberias ASME B,31 SCH 40 1"	glb	1	4500,00	4500,00
2,03	Tuberias ASTM 192 SCH 40 1 1/2"	glb	1	3500,00	3500,00
2,04	Valvulas de 1" Grado B	glb	1	1500,00	1500,00
2,05	Soportes y anclajes	glb	1	5500,00	5500,00
2,06	Uniones mecanicas	glb	1	2500,00	2500,00
2,07	Aislamiento	glb	1	5000,00	5000,00
3	MONTAJE DE CALENTADOR DE AGUA PRESURIZADA				17860,00
3,01	Excavacion de zanjas en terreno normal	m3	2	180,00	360,00
3,02	Cimentacion	cjto	1	1,500,00	1500,00
3,03	Montaje de calentador	cjto	1	8,000,00	8000,00
3,04	Ensamble de uniones	cjto	1	3,000,00	3000,00
3,05	Acabados	cjto	1	5,000,00	5000,00
4	MONTAJE DE RED DE TUBERIAS				6200,00
4,01	Colocacion de bases para red de tuberias	cjto	1	1000,00	1000,00
4,02	Montaje de tuberias	cjto	1	4200,00	4200,00
4,03	Acoplamiento hacia equipos	cjto	1	1000,00	1000,00
5	PRUEBAS Y ENSAYOS				3000,00
5,01	Prueba hidrostatica	und	1	1000,00	1000,00
5,02	Pruebas de flujo de condensado	und	1	1000,00	1000,00
5,03	Protocolo de ensayos no destructivos	und	1	1000,00	1000,00
6	SUBTOTAL ACTIVIDADES				23000,00
6,01	Supervision externa	und	1	6000,0	6000,00
7	SUBTOTAL OBRA				139360,00
8	IGV				25084,8
9	TOTAL				164444,80

ANEXO 10: Determinación del VAN y TIR

DETERMINACION DEL VAN y TIR				
Periodo	INVERSION	EGRESOS	INGRESOS	SALDO
0	164444,80			-164444,80
1		6000,00	292114,00	286114,00
2		6000,00	292114,00	286114,00
3		6000,00	292114,00	286114,00
4		6000,00	292114,00	286114,00
5		6000,00	292114,00	286114,00
6		6000,00	292114,00	286114,00
7		6000,00	292114,00	286114,00
8		6000,00	292114,00	286114,00
9		6000,00	292114,00	286114,00
10		6000,00	292114,00	286114,00
VAN	1,569,333,96			
TIR	173,98%			

ANEXO 11: Inventario de equipos de planta.

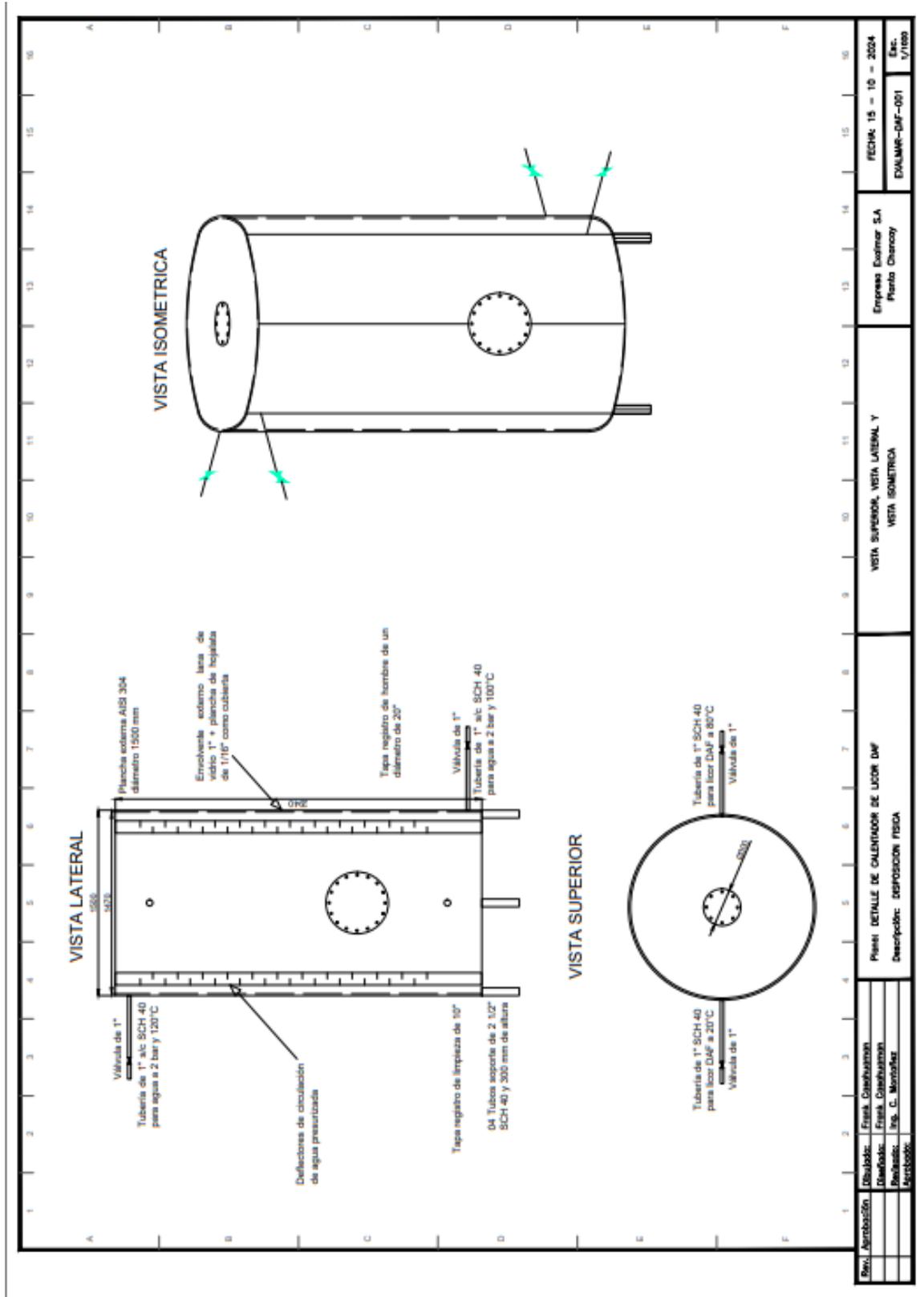
CARACTERISITICAS	PLANTA HUACHO - PRENSAS		
	PRENSA 1	PRENSA 2	PRENSA 3
NOMINAL(TM/H)	20,99	36,44	39,71
REAL (TM/H)	30	30	50
MARCA	ESMITAL	ATLAS STORD	HAARSLEV
MODELO	MS64F	MS64F	MS64/68
SERIE	S/N	S/N	S/N
TRANSMISION	PIÑON-CADENA	PIÑON-CADENA	PIÑON-CADENA
MARCA MOTOR ELECTRICO			
TIPO	ASINCRONO	ASINCRONO	ASINCRONO
HP	5,5	6,6	4,8
AMP	8,2	8	7,2
AÑO FABRICACION	1994	1992	1992

CARACTERISITICAS	PLANTA HUACHO - SEPARADORAS				
	SEPARADORA 1	SEPARADORA 2	SEPARADORA 3	SEPARADORA 4	SEPARADORA 5
NOMINAL (TM/ H)	18,000 LT/H	18,000 LT/H	40,000 LT/H	40,000 LT/H	40,000 LT/H
REAL(TM / H)	15,000	15,000	33,000	33,000	33,000
MARCA	ALFA LAVAL	ALFA LAVAL	ALFA LAVAL	ALFA LAVAL	ALFA LAVAL
MODELO	Mecánico	Mecánico	Mecánico	Mecánico	Mecánico
SERIE	501-7879	501-7878		5015651	5016501
DIAMETRO INTERIOR ROTOR	450 mm	450 mm			
VELOCIDAD TAMBOR	3250	3250	3250	3250	3250
MAX. DENSIDAD SOLIDOS	1.2 kg/dm3	1.2 kg/dm3	1.2 kg/dm3	1.2 kg/dm3	1.2 kg/dm3
MAX .VELOCIDAD ROTOR	3250	3250	3250	3250	3250
AÑO DE FABRICACION	1993	1993		1991	1991
MODELO	SHARPLES-P3400	SHARPLES-P3400	NX - 934	NX - 934	FDNX 438B-31G

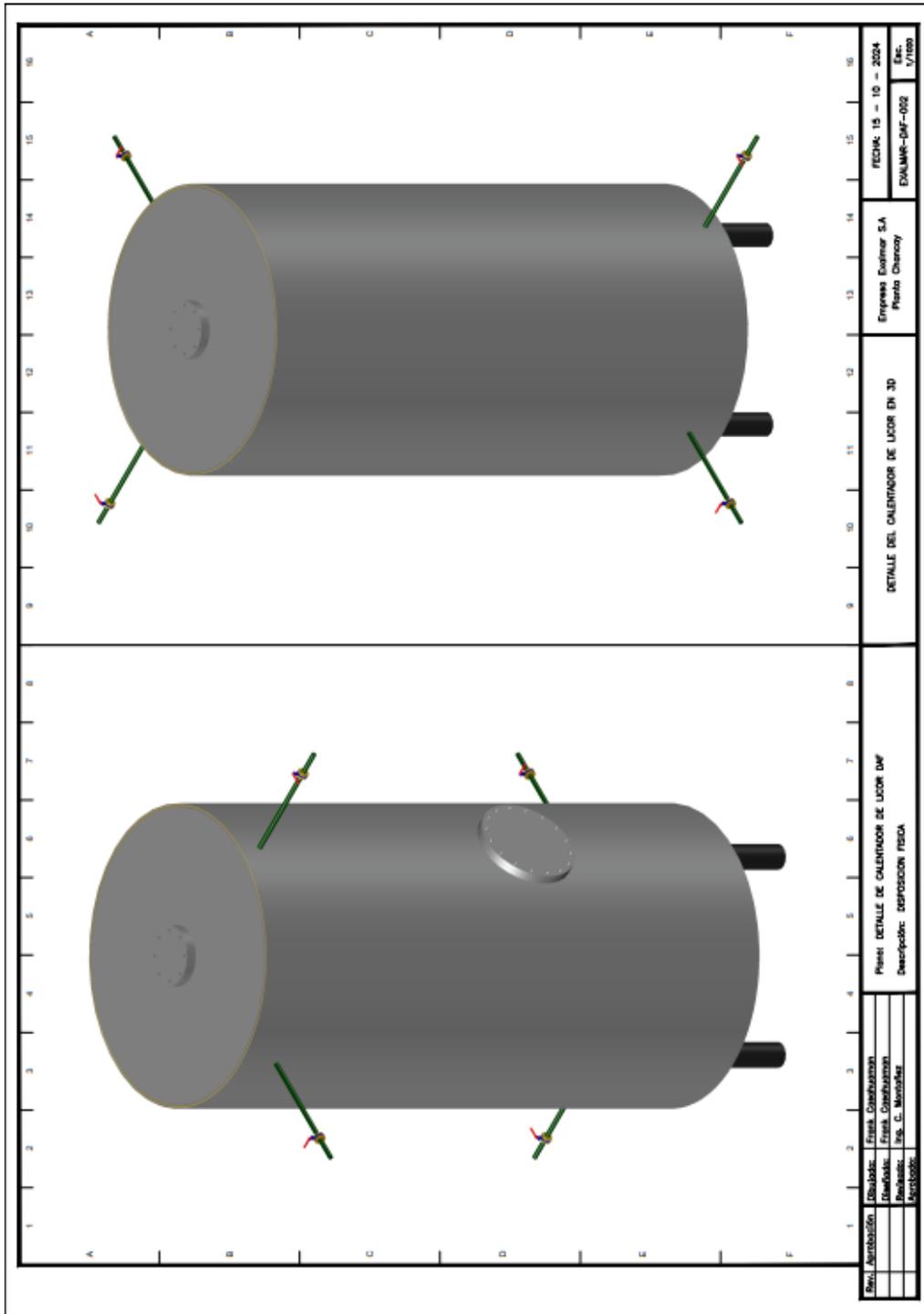
CARACTERISITICAS	PLANTA HUACHO - CENTRIFUGAS				
	CENTRIFUGA 1	CENTRIFUGA 2	CENTRIFUGA 4	CENTRIFUGA 5	CENTRIFUGA 6
NOMINAL (M3/ H)	30,000 LT/H	30,000 LT/H	16,000 LT/H	16,000 LT/H	30,000 LT/H
REAL (M3/H)	25,000	25,000	12,000	12,000	25,000
MARCA	ALFA LAVAL	ALFA LAVAL	ALFA LAVAL	ALFA LAVAL	ALFA LAVAL
MODELO	AFPX517XGV-74CO-60	AFPX517XGV-74CO-60	AFPX513XGD-74CG-60	AFPX513XGD-74CG-60	AFPX513XGD-74CG-60
HP	50	50	40	40	40
RPM	1800	1800	1800	1800	1800
VOLTAJE	460	460	460	460	460
AMPERAJE	58	58	49	49	49
COS ϕ	0,83	0,83	0,83	0,83	0,83
AÑO DE FABRICACION	2005	205	1980	1980	
MODELO	AFPX - 517	AFPX - 517	AFPX - 213	AFPX - 213	AFPX - 517

CARACTERISITICAS	PLANTA HUACHO - EVAPORADOR	
	PAC 1	PAC2
NOMINAL(M3/ H)	60000	60000
REAL (M3/ H)	55000	55000
MARCA	FIMA	FIMA
TIPO	PELICULA DESCENDENTE	PELICULA DESCENDENTE
MODELO	WHE 3128	WHE 3128
Nº TUBOS EFECTO 1 / VOLUMEN(LT)	790 / 7160	790 / 7160
Nº TUBOS EFECTO 2 /VOLUMEN(LT)	500 / 4530	500 / 4530
Nº TUBOS EFECTO 3 /VOLUMEN(LT)	500 / 4530	500 / 4530
Nº TUBOS EFECTO 4 /VOLUMEN(LT)	0	0
Nº TUBOS EFECTO 5 /VOLUMEN(LT)	0	0
ESPECIFICACIONES DE TUBOS	AC. INOX. AISI 304	AC. INOX. AISI 304
HP BOMBA DE VACIO	40	40
AMP BOMBA DE VACIO	50	50
AÑO DE FABRICACION	1995	1995
MODELO	FZE 5012 S4	FZE 5012 S4

ANEXO 12: Plano detalle de calentador de licor de DAF vista superior, lateral e isométrica



ANEXO 13: Plano detalle de calentador de licor de DAF 3D.





DECLARACION JURADA DE AUTORÍA

Yo, Frank Gleycer Casahuaman Castillo, Bachiller de la

Facultad:	Ciencias		Educación		Ingeniería	X
Escuela Profesional:	Ingeniería en Energía					
Departamento Académico:						
Escuela de Posgrado	Maestría			Doctorado		

Programa:

De la Universidad Nacional del Santa; Declaro que el trabajo de investigación es un **trabajo inédito**, intitulado:

INFLUENCIA DE LA HUMEDAD Y GRASA DE LA TORTA DE SEPARADORA AMBIENTAL EN EL RENDIMIENTO DE PRODUCCION DE HARINA DE PESCADO EN LA EMPRESA PESQUERA EXALMAR S.A.A.-HUACHO

presentado en 120... folios, para la obtención del Grado académico: ()

Título profesional: (X) Investigación anual: ()

- He citado todas las fuentes empleadas, no he utilizado otra fuente distinta a las declaradas en el presente trabajo.
- Este trabajo de investigación no ha sido presentado con anterioridad ni completa ni parcialmente para la obtención de grado académico o título profesional.
- Comprendo que el trabajo de investigación será público y por lo tanto sujeto a ser revisado electrónicamente para la detección de plagio por el VRIN.
- De encontrarse uso de material intelectual sin el reconocimiento de su fuente o autor, me someto a las sanciones que determinan el proceso disciplinario.

Chimbote, diciembre de 2024

Firma:

Nombres y Apellidos: Bach. Frank Gleycer Casahuaman Castillo

DNI:



ACTA DE APROBACION DE ORIGINALIDAD

Yo, M.Sc. Carlos Macedonio Montañez Montenegro.
asesor / presidente de la Unidad de Investigación de la

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

Programa académico:

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

INFLUENCIA DE LA HUMEDAD Y GRASA DE LA TORTA DE SEPARADORA
AMBIENTAL EN EL RENDIMIENTO DE PRODUCCION DE HARINA DE PESCADO EN LA
EMPRESA PESQUERA EXALMAR S.A.A.-HUACHO

De :

Bach. Frank Gleycer Casahuaman Castillo De la escuela profesional: Ingeniería en
Energía

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

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

Nuevo Chimbote, diciembre del 2024

Firma:

Nombres y Apellidos del Asesor: Mg. Carlos Macedonio Montañez Montenegro

DNI: 42451038

Facultad de Ingeniería

Escuela Profesional de Ingeniería en Energía

Informe del Asesor Informe de Tesis para obtener el título profesional

1) Apellidos/Nombres:

Bach. Frank Gleycer Casahuaman Castillo

2) Título de la Tesis: INFLUENCIA DE LA HUMEDAD Y GRASA DE LA TORTA DE SEPARADORA AMBIENTAL EN EL RENDIMIENTO DE PRODUCCION DE HARINA DE PESCADO EN LA EMPRESA PESQUERA EXALMAR S.A.A.-HUACHO

3) Evaluación del Contenido: La presente tesis para título reúne las condiciones metodológicas de la investigación científica y está en conformidad con los Artículos N° 39 y 40 del Reglamento General de Grados y Títulos vigente de la Universidad Nacional del Santa, concluyéndose que el tesista ha elaborado el presente informe dentro de las líneas de investigación que promueve la E.P.I.E

4) Observaciones _____ Ninguna _____

5) Certificación de Aprobación: En calidad de asesor certifico la aprobación de la tesis para título.

Fecha: Nuevo Chimbote, diciembre del 2024.

M.Sc. Carlos Macedonio Montañez Montenegro

A

