

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA

FACULTAD DE INGENIERIA

**ESCUELA ACADÉMICA PROFESIONAL DE INGENIERÍA EN
ENERGÍA**



**“EVALUACIÓN EXERGÉTICA Y TERMOECONÓMICO DE
LA PLANTA EVAPORADORA AGUA DE COLA Y
SECADORES ROTATUBOS DE LA EMPRESA PESQUERA
TECNOLOGÍA DE ALIMENTOS S.A - CHIMBOTE”**

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

TESISTAS:

- ✚ Bach. Orlando Octavio HONORES MENACHO**
- ✚ Bach. Héctor Daniel CASIQUE BOJORQUEZ**

ASESOR: M.Sc. Hugo Rolando CALDERON TORRES

NUEVO CHIMBOTE – PERÚ

2016

HOJA DE CONFORMIDAD DEL ASESOR

El presente informe de tesis **“EVALUACIÓN EXERGÉTICA Y TERMOECONÓMICO DE LA PLANTA EVAPORADORA AGUA DE COLA Y SECADORES ROTATUBOS DE LA EMPRESA PESQUERA TECNOLOGÍA DE ALIMENTOS S.A - CHIMBOTE”**; ha contado con el asesoramiento del M.Sc. Hugo Rolando CALDERÓN TORRES, quien deja constancia de su aprobación.

M.Sc. Hugo Rolando Calderón Torres

JURADO EVALUADOR

El presente informe de tesis “**EVALUACIÓN EXERGÉTICA Y TERMOECONÓMICO DE LA PLANTA EVAPORADORA AGUA DE COLA Y SECADORES ROTATUBOS DE LA EMPRESA PESQUERA TECNOLOGÍA DE ALIMENTOS S.A - CHIMBOTE**”; tiene la aprobación del jurado calificador, quienes firmaron en señal de conformidad.

M.Sc. Hugo R. Calderón Torres

Integrante

Ing. Robert F. Guevara Chinchayán

Integrante

Lic. Gilmer Luján Guevara

Presidente

DEDICATORIA

*A Dios, por darnos fortaleza y sabiduría,
cuando más lo necesitábamos y por su
palpable amor a través de cada uno de los
que nos rodean.*

*Con eterna gratitud a nuestros queridos
padres:*

*ORLANDO y DAMIAN &
YOLANDA y NELLY*

*Por su abnegación y apoyo, que han sido
pilares en nuestro desarrollo como
persona y profesionales.*

A nuestros hermanos:

ORLANDO, JUANITA Y CARLITA

CRISTHIAN, ANGIE

AGRADECIMIENTO

Expresamos nuestro agradecimiento, a mi querida "Alma Mater", Universidad Nacional de la Santa, por habernos acogido durante los cinco años de estudio y sobre todo habernos formado como profesionales, cuyas aulas quedan en memoria de sacrificio, esfuerzo y empeño; logrando nuestros objetivos trazados y por abrimos las puertas de un futuro mejor como ingenieros.

A nuestros padres, porque confiaron en nosotros y porque nos motivaron a salir a delante, brindándonos ejemplos dignos de superación y entrega, por la gran parte que gracias a ellos, pudimos alcanzar la meta de ser unos profesionales.

A nuestros hermanos, gracias por habernos fomentado el deseo de superación y anhelos de triunfar en la vida.

A los docentes, quienes nos orientaron durante nuestra formación académica y que nos brindaron sus acertados consejos y enseñanzas oportunos, los cuales fortalecieron y reafirmaron mi vocación.

Un especial agradecimiento a nuestro asesor, M.Sc. Hugo R. Calderón Torres, por sus aportes valiosos y su apoyo incondicional en todo momento, que fue fundamental para el inicio, desarrollo y culminación del presente trabajo de investigación.

A todas las personas que en forma indirectas nos apoyaron en la elaboración del presente trabajo de investigación de manera desinteresada.

INDICE

- CARATULA.....	i
- HOJA DE CONFORMIDAD DEL ASESOR	ii
- JURADO EVALUADOR.....	iii
- DEDICATORIA.....	iv
- AGRADECIMIENTO.....	v
- INDICE.....	vi
- RESUMEN	vii
- ABSTRACT.....	viii
- LISTA DE FIGURAS.....	ix
- LISTA DE CUADROS.....	x
- INTRODUCCIÓN.....	1

CAPITULO I

DENOMINACION DEL PROYECTO.....	2
1.1. DENOMINACIÓN DEL PROYECTO	2
1.2. ENUNCIADO DEL PROBLEMA.....	2
1.3. HIPÓTESIS.....	2
1.4. JUSTIFICACIÓN.....	2
1.5. IMPORTANCIA.....	3
1.6. OBJETIVOS.....	3
1.6.1. OBJETIVO GENERAL.....	3
1.6.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	3
1.7. ALCANCES.....	3

CAPITULO II

GENERALIDADES.....	5
2.1. DESCRIPCION DE LA EMPRESA.....	6
2.1.1. UBICACION	6
2.1.2. REFERENCIAS ECONOMICAS Y OFICINA CENTRAL	6
2.1.3. ORGANIGRAMA DE LA EMPRESA TECNOLOGIA DE ALIMENTOS S.A.....	7
2.1.4. MEDICION DE LA MISION Y VISION DE LA EMPRESA.....	7
2.2. EXPORTACION DE HARINA DE PESCADO.....	8
2.2.1. NOMBRE DEL PRODUCTO.....	8
2.2.2. MEDIO DE EMBALAJE.....	8
2.2.3. ALMACENADO EN RUMAS.....	9
2.2.4. EMBARQUE.....	10
2.3. CARACTERISTICAS DEL PRODUCTO.....	10
2.3.1. ANTECEDENTES BIOLOGICO PESQUEROS DE LA MATERIA PRIMA...11	
2.3.2. COMPOSICIÓN QUÍMICA Y NUTRICIONAL.....	11
2.3.3. CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y RENDIMIENTOS.....	12
2.4. PRODUCTO FINAL.....	14
2.4.1. HARINA DE PESCADO.....	14
2.4.2. TIPOS DE HARINA.....	14
2.4.3. CALIDAD DE LA HARINA DE PESCADO.....	14
2.4.3.1. CALIDAD FÍSICO – QUÍMICO.....	14
2.4.3.2. CALIDAD BIOQUÍMICA.....	16
2.5. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO DE HARINA STEAM DRIED.....	18
2.5.1. DESCARGA DE MATERIA PRIMA.....	18
2.5.2. RECEPCIÓN DE MATERIA PRIMA.....	19

2.5.3. ALMACENAMIENTO DE MATERIA PRIMA.....	20
2.5.4. COCCIÓN.....	20
2.5.5. DRENADO Y PENSADO.....	22
2.5.6. HOMOGENIZACIÓN.....	24
2.5.7. SECADO A VAPOR ROTATUBOS.....	25
2.5.8. SECADO CON AIRE CALIENTE (HLT).....	27
2.5.9. ENFRIADO.....	28
2.5.10. TAMIZADO.....	28
2.5.11. MOLIENDA.....	29
2.5.12. ENVASADO.....	29

CAPITULO III

MARCO TEORICO.....	33
3.1 MARCO TEORICO.....	34
3.1.1 ANÁLISIS EXERGÉTICO.....	34
3.1.1.1 Primer principio de la termodinámica.....	35
3.1.1.2 Aplicación del primer principio a sistemas abiertos.....	37
3.1.1.3 Segundo principio de la termodinámica.....	39
3.1.1.4 Segundo principio de la termodinámica aplicado a volúmenes de control.....	40
3.1.1.5 Rendimiento exerético.....	43
3.1.2 ANÁLISIS TERMOECONÓMICO.....	45
3.1.2.1 Costes exeréticos temporales.....	47
3.1.2.2 Ecuación básica de la termoeconomía.....	48
3.1.2.3 Relaciones auxiliares necesarias para la resolución del problema termoeconómico.....	49
3.1.2.4 Costes exeréticos promedios de fueles y productos.....	50
3.1.2.5 Caracterización termodinámica y valoración de las exerías destruidas y perdidas.....	51
3.1.2.6 Calculo de costes exeréticos.....	53
3.1.2.7 Variables termoeconómicas para la evaluación del sistema.....	54

3.2	APLICACION DEL ANALISIS A LOS EQUIPOS TERMICOS.....	56
3.2.1	SECADORES A VAPOR ROTATUBOS.....	56
	A) Balance de Energía.....	57
	B) Balance Exergía.....	57
3.2.2	PLANTA EVAPORADORA DE AGUA DE COLA WHE 3148.....	58
	A) Balance de Energía.....	61
	B) Balance Exergía.....	62

CAPITULO IV

	MATERIALES Y METODOS.....	65
4.1.	MATERIALES.....	66
4.1.1	EQUIPOS TERMICOS EN LA CENTRAL DE PRODUCCION.....	66
	A. Secadores.....	66
	B. Planta Evaporadora Agua de Cola.....	67
4.1.2	INSTRUMENTACION DE LA CENTRAL.....	67
4.1.3	INSTRUMENTACION DEL DEPARTAMENTO DE ASEGURAMIENTO DE LA CALIDAD.....	68
4.1.	METODO.....	68
4.2.1	ANALISIS EXERGETICO Y TERMOECONOMICO.....	68
4.2.2	METODO DE LA INVESTIGACION.....	69

CAPITULO V

	RESULTADOS.....	71
5.1.	EVALUACION EXERGETICA	72
5.1.1.	BALANCE EN LOS SECADORES ROTATUVOS.....	72
	A. Balance de Masa.....	72
5.1.2.	BALANCE DE ENERGIA Y EXERGIA.....	75
	5.1.2.1 Balance de Energía Térmica en los secadores.....	75

5.1.2.2	Balance de Exergía en los secadores.....	81
5.1.2.3	Balance de Exergía en la PAC.....	85
5.2.	EVALUACION TERMOECONÓMICA A LOS EQUIPOS TÉRMICOS	94
5.2.1	Secadores rotatubos.....	95
5.2.2	Planta evaporadora de agua de cola.....	100

CAPITULO VI

6.1.	DISCUSION DE RESULTADOS.....	106
------	------------------------------	-----

CAPITULO VII

7.1.	CONCLUSIONES.....	112
7.2.	RECOMENDACIONES.....	113

REFERENCIAS BIBLIOGRAFIA.....	x
-------------------------------	---

ANEXOS

ANEXOS I

BALANCE TERMOECONÓMICO

1.1 Balance termoeconómico al subsistema de calentamiento, drenado, prensado y centrifugado.

1.2 Balance termoeconómico al subsistema de homogenizado.

ANEXOS II

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DE LOS EQUIPOS

- 2.1 Planta evaporadora de agua de cola
- 2.2 Centrifugas y pulidoras de aceite
- 2.3 Separadoras de solidos
- 2.4 Prestrainer
- 2.5 Prensas
- 2.6 Secadores a vapor rotatubos
- 2.7 Secadores de fuego directo FAQ

ANEXOS III

TABLAS

- 3.1 Efectos de las variaciones de la capacidad calorífica, Cp., con la concentración del Agua de Cola.
- 3.2 Parámetros de temperatura normales WHE, 3 efectos.

ANEXOS IV

FABRICANTES

- 4.1 Fabricators and Technology S.A.C – FABTECH
- 4.2 Sedisa S.A.C – Sedisa

ANEXOS V

ESTADÍSTICAS DE PRODUCCION

- 5.1 Condiciones del Producto para Harina STEAM DRIED de Exportación
- 5.2 Total de Exportaciones de Harina de Pescado (Perú) 2012
- 5.3 Total de Exportaciones de Pescado Congelado (Perú) 2012

5.4 Total de Exportaciones de Conservas de Pescado (Perú) 2012

5.5 Estructura sobre la producción de la Pesquera tasa - Sector pesca Marítima

ANEXOS VI

PRECIOS NETOS PETROPERU

6.1 Lista de precios de combustibles

ANEXOS VII

DATOS RELACIONADOS A LA EMPRESA

7.1 Estructura Organizacional detalla de la Empresa 2013

7.2 Diagrama de Planta TASA – Chimbote

7.3 Datos de ingreso y balance de energía a los diferentes equipos de la empresa tasa

RESUMEN

La presente investigación consiste en una evaluación exergética y termoeconómico de la planta evaporadora agua de cola y secadores rotatubos de la empresa pesquera tecnología de alimentos S.A – Chimbote, en ella se definen los conceptos fundamentales para establecer una eficiencia exergética en los equipos de estudio; obteniéndose de los resultados de la evaluación, una eficiencia del 33.30% para el subsistema de secado a vapor rotatubos y 20.37% para la PAC, sentándose las bases para obtener un porcentaje de mejora, encontrándose para la planta evaporadora un aumento de 3% en la eficiencia cuando trabaja a valores cercanos a los nominales.

Por consiguiente esta investigación permitió conocer el comportamiento exergético de los secadores rotatubos y la planta evaporadora de agua de cola, así como sus costos exergéticos asociados al proceso, permitiendo la valoración económica de los procesos, determinando el derroche económico en estos subsistemas debido a las irreversibilidades. Estos resultados producen bajos valores en la mejora del potencial del sistema, mientras que a temperaturas mayores al punto de operación el efecto es opuesto. En el proceso de secado y evaporación, temperaturas menores al punto de operación incrementan la irreversibilidad del proceso. Esto genera una mayor posibilidad de mejorar el proceso.

En consecuencia, la Evaluación Exergética y Termoeconómica en los Secadores Rotatubos y la Planta Evaporadora de Agua de Cola de la empresa Pesquera Tecnología de Alimentos S.A- Chimbote, permite identificar los potenciales puntos de mejora del proceso para una mayor eficiencia de estos dos sistemas. Este estudio se logró apreciar el comportamiento de estos equipos y sus posibles mejoras desde el punto de vista de la exergía y la termoeconomía.

ABSTRACT

This research involves assessment and exergy of the evaporator plant Thermoeconomic stick water rotatubos dryers and food technology SA fishing company - Chimbote , having obtained a percentage to improve the exergy efficiency by this analysis , performing their respective mass balances , energy balance , balance of exergy , exergy efficiency and balance Thermoeconomic which was verified through reasonable results.

Therefore this research allowed knowing the Exergy behavior rotatubos dryers and evaporator water plant tail and its exergy costs associated with the process, they work to values below or above the normal operating point thereof, causing the irreversibility's increase or decrease. These results lead to low values in improving the potential of the system, while at higher temperatures to the point of operation, the effect is opposite. On drying and evaporation, lower temperatures increase the operating point of the process irreversibility. This creates a greater potential to improve the process.

Consequently, the exergy and evaluation in Rotatubos Thermoeconomic Dryers and Water Evaporator Cola Plant Esquire SA- Food Technology Chimbote, to identify potential areas for improvement of the process for greater efficiency of these two systems. This study failed to appreciate the behavior of these devices and possible improvements from the point of view of exergy and Thermoeconomics.

Lista de figuras

Figura 2.1	<i>Empaque de exportación de saco polipropileno de 50 kg</i>	9
Figura 2.2	<i>Almacenado de empaques de exportación en distintos muelles del Perú</i>	9
Figura 2.3	<i>Lancha 97 – Tecnología de alimentos S.A – Capacidad de 200Ton 19</i>	9
Figura 2.4	<i>Cocinadores de 50 T/h de capacidad nominal, calefaccionados con vapor</i>	21
Figura 2.5	<i>Cocinas y Equipos de Prensado para la obtención de harina y aceite de pescado</i>	23
Figura 2.6	<i>Secadores a vapor rotatubos para la obtención de harina de pescado</i>	27
Figura 2.7	<i>Equipo para la verificación de la harina Súper-prime, Foss NIRSystems Modelo 6500 con módulo de muestra de hilado</i>	30
Figura 3.1	<i>Conservación de la masa para un volumen de control</i>	37
Figura 3.2	<i>Conservación de la energía para un volumen de control</i>	38
Figura 3.3	<i>Volumen de control para desarrollar el balance de entropía</i>	40
Figura 3.4	<i>Esquema convencional para definición de fueles y productos</i>	46
Figura 3.5	<i>Esquema para la caracterización termodinámica y la asignación de costes exergéticos</i>	51
Figura 3.6	<i>Volumen de control de secador rotatubos</i>	56
Figura 3.7	<i>Volumen de control de evaporación de agua de cola</i>	59
Figura 3.6	<i>Planta Evaporadora agua de cola WHE 3148SP</i>	60
Figura 5.1	<i>Volumen de control, secadores rotatubos; balance de masa</i>	72
Figura 5.2	<i>Diagrama de flujo energético de los secadores rotatubos</i>	80
Figura 5.3	<i>Diagrama de flujo exergético de los secadores rotatubos</i>	84
Figura 5.4	<i>Diagrama de flujo energético de la planta evaporadora agua de cola</i>	92
Figura 5.5	<i>Diagrama de Sankey de flujo de exergía de la planta evaporadora de Agua de Cola</i>	93
Figura 5.6	<i>Diagrama simplificado de flujos energéticos y exergéticos de los secadores rotatubos y la planta evaporadora Agua de Cola</i>	94
Figura 5.7	<i>Esquema para el balance termoeconómico en la caldera</i>	97
Figura 6.1	<i>Grafico de relación de exergía destruida en la PAC</i>	107

Lista de cuadros

Cuadro 2.1 <i>Características del empaque de exportación</i>	8
Cuadro 2.2 <i>Proceso de Embarque para exportación</i>	10
Cuadro 2.3 <i>Composición de la harina de pescado, según las especificaciones técnicas del producto – Norma Técnica Peruana (NTP)</i>	16
Cuadro 2.4 <i>Composición de aminoácidos de la harina de pescado, materia prima Anchoqueta, como % de la harina</i>	17
Cuadro 2.5 <i>Composición del contenido vitamínico de la harina de pescado, materia prima Anchoqueta, como mg/Kg de la harina</i>	18
Cuadro 2.6 <i>Características técnicas de los Cocinadores</i>	21
Cuadro 2.7 <i>Características técnicas de los equipos de Prensado</i>	23
Cuadro 2.8 <i>Secadores Rotadisc, primera etapa de Secado para la obtención de harina de pescado</i>	25
Cuadro 2.9 <i>Secadores Rotatubos (Tipo Araña), segunda etapa de Secado para la obtención de harina de pescado</i>	26
Cuadro 2.10 <i>Condiciones estándares de la Empresa del producto final de exportación de harina Súper Prime</i>	31
Cuadro 5.1 <i>Composición de entrada y salida de los secadores rotatubos</i>	73
Cuadro 5.2 <i>Balance de masa total en los Secadores Rotatubos</i>	74
Cuadro 5.3 <i>Balance de energía de los secadores rotatubos</i>	79
Cuadro 5.4 <i>Balance de exergía al secador rotatubos</i>	83
Cuadro 5.5 <i>Datos de entrada para el sistema de evaporación</i>	85
Cuadro 5.6 <i>Resumen de los parámetros obtenidos en la PAC</i>	87
Cuadro 5.7 <i>Resultados obtenidos en la planta evaporadora agua de cola WHE 3148</i>	88
Cuadro 5.8 <i>Balance de exergía de la Planta Evaporadora de Agua de Cola WHE</i>	91
Cuadro 5.9 <i>Flujo másico, energético y exergético de los subsistemas evaluados</i>	102
Cuadro 5.10 <i>Resultados de coste termoeconómico</i>	105
Cuadro 5.11 <i>Irreversibilidades y costos de irreversibilidades de los subsistemas evaluados</i>	104

INTRODUCCION

Las plantas de producción alrededor del mundo comparten una situación en común, la necesidad de mejorar día con día en sus procesos productivos así como el ahorro y uso eficiente de la energía y saben que la única forma de realizarlo es por medio de estudios y análisis profundos de la situación actual. Las plantas de harina y aceite de pescado son grandes consumidores de energía, siendo el 95 % de aporte térmico (combustible) y 5% de energía eléctrica (Fuente: CENERGIA), siendo ésta proporción variable para cada empresa en particular.

En la utilización de la energía existen muchas tecnologías que se aplican indistintamente en la mayoría de las industrias. Se las conoce como tecnologías horizontales porque son más fáciles de controlar y de mejorar la eficiencia en su utilización. La mejora de la eficiencia energética en los procesos suele ir asociada con algún tipo de innovación en el propio proceso, la maquinaria, el producto elaborado o los procedimientos de trabajo. En estos casos, los ahorros de energía pueden ser espectaculares, aunque como contrapartida las inversiones también son considerables, por lo que dichas actuaciones estarán indicadas para las modificaciones sustanciales en las instalaciones, en los procesos o en los productos.

No sólo se analiza la forma de trabajo actual, sino la mejora que se puede tener ya que, no es simplemente el buscar fallas en la operación actual sino buscar la forma de optimizar la operación, solucionando de una mejor forma el trabajo que se realiza.



CAPITULO I

DENOMINACION DEL PROYECTO



1.1. DENOMINACION DEL PROYECTO

“Evaluación exergetica y termoeconomica de la planta evaporadora agua de cola y secadores rotatubos de la empresa pesquera Tecnología de Alimentos S.A - Chimbote”.

1.2. ENUNCIADO DEL PROBLEMA

¿En qué porcentaje se puede mejorar la eficiencia exergetica de la planta evaporadora agua de cola y secadores rotatubos de la empresa pesquera Tecnología de Alimentos S.A-Chimbote?

1.3. HIPOTESIS

Al realizar una evaluación exergetica y termoeconomica de la planta evaporadora de agua de cola y secadores rotatubos de la empresa pesquera Tecnología de alimentos S.A Chimbote, mejorará la eficiencia exergetica en un 10-15%.

1.4. JUSTIFICACION

El presente trabajo es de gran importancia y tiene su justificación en lo siguiente:

- ✓ Se obtendrá información sobre el estado de la planta evaporadora agua de cola y secadores rotatubos de la Empresa.
- ✓ Se contribuirá a planificar un plan de trabajo según a los resultados obtenidos, mediante la investigación.
- ✓ La ejecución del proyecto servirá para analizar otros factores:
 - Ahorro de energía calorífica.
 - Eficiencia de los equipos.
 - Ahorros termoeconómicos.

1.5. IMPORTANCIA

La solución de este problema es de suma importancia dado que se hará uso más eficiente de la energía, optimizando el sistema, cuantificando la cantidad de energía que se pierde debido a las irreversibilidades y la calidad con que debería aprovecharse o transferirse. Se propone como una herramienta de evaluación y optimización económica el **ANÁLISIS EXERGETICO** y **TERMOECONOMICO** que permitirá determinar todas las alternativas técnico-económicas a corto, mediano y largo plazo, bajo la óptica de un programa integral de eficiencia energética.

1.6. OBJETIVO DEL PROYECTO

1.6.1. OBJETIVO GENERAL

- ✓ Realizar una evaluación exergetica y termoeconómico de la planta evaporadora de agua de cola y secadores en la Empresa Pesquera Tecnología de Alimentos S.A – Chimbote.

1.6.2. OBJETIVOS ESPECIFICOS

- ✓ Realizar un balance de materia y energía en la planta evaporadora agua de cola y secadores rotatubos de la empresa pesquera Tecnología de Alimentos S.A- Chimbote.
- ✓ Desarrollar una evaluación exergetica y termoeconómica en los procesos térmicos de la planta evaporadora agua de cola y secadores.
- ✓ Definir los índices termoeconómicos del análisis.
- ✓ Calcular la eficiencia energética y exergetica actual de los equipos térmicos en estudio.
- ✓ Evaluar las variables termoeconómicas y proponer alternativas de solución.

1.7. ALCANCES

El estudio comprende el análisis de lo siguiente:

- ✓ Registrar el consumo de energía térmica y eléctrica.
- ✓ Evaluar y optimizar la generación de vapor.
- ✓ Mejoramiento del consumo de energía térmica.
- ✓ Consumidores de energía eléctrica en la línea de producción.
- ✓ Análisis tarifario.
- ✓ Banco de condensadores.



CAPÍTULO II

GENERALIDADES

2.1 DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA

La empresa Pesquera Tecnología de alimentos S.A., es una organización industrial mundial dedicada a la transformación y comercialización de especies hidrobiológicas, al cual su producción es de harina: Súper prime, prime y estándar, como además aceite de pescado. Posee un capacidad instalada de 226.00 Ton/hr.

2.1.1 UBICACIÓN

La planta Pesquera Industrial se encuentra ubicada en:

- Ubicación : Av. Los Pescadores s/n - Zona Industrial (27 de Octubre: Lote A)
- Distrito : Chimbote
- Provincia : Santa
- Departamento : Ancash.

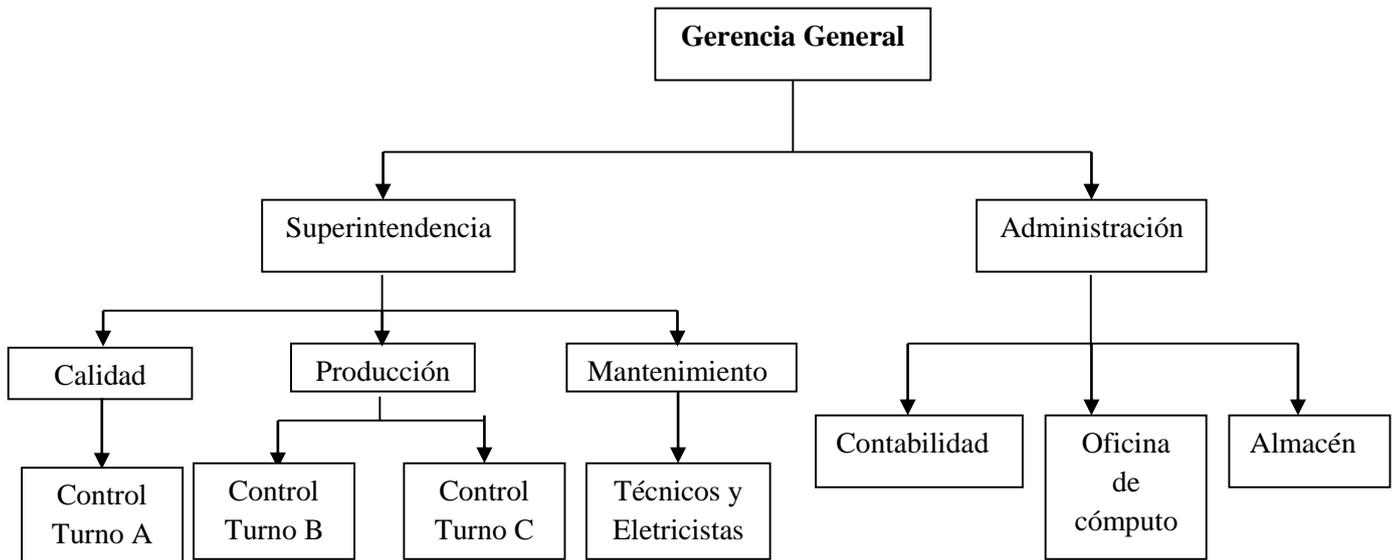
Ubicando sus instalaciones comerciales (Oficinas) en la ciudad de San Isidro/Lima – Perú.

2.1.2 REFERENCIAS ECONOMICAS Y OFICINA CENTRAL:

- DIRECCION : Cal. las Begonias Nro. 441 (Ofic.352) - Lima
- RAZÓN SOCIAL : TECNOLOGICA DE ALIMENTOS S.A.
- RUC : 20100971772
- NOMBRE COMERCIAL : TASA
- TIPO DE EMPRESA : Sociedad Anónima
- LOGO :  TASA
- TELEFONO : 6111400/6111401/4407275
- FAX : 4406275/416960/2213066
- PAGINA WEB OFICIAL : <http://www.tasa.com.pe/>

2.1.3 ORGANIGRAMA DE LA EMPRESA TECNOLOGIA DE ALIMENTOS S.A

Fig. 2.1: Organigrama de la empresa Tecnología de alimentos S.A.



Fuente: Elaboración propia

2.1.4 MEDICION DE LA MISION Y VISION DE LA EMPRESA:

PERSPECTIVA	OBJETIVOS ESTRATEGICOS	INDICADORES
MISION	Brindar a nuestros clientes alimentos pesqueros de la más alta calidad, en armonía y responsabilidad con la comunidad y el medio ambiente.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Satisfacción del Cliente. 2. Servicios de Alta Calidad. 3. Reclamos. 4. Responsabilidad Social.
VISION	Ser una empresa de clase mundial, líder e innovadora en el aprovechamiento sostenible de recursos marinos con fines nutricionales.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Sistema de Gestión. 2. Mejora Continua. 3. Investigación y Desarrollo. 4. Estándares Internacionales.

2.2 EXPORTACIÓN DE HARINA DE PESCADO

2.2.1 NOMBRE DEL PRODUCTO:

Producto de harina de pescado de la Empresa Pesquera Tecnología de Alimentos S.A, para su exportación.

2.2.2 MEDIO DE EMBALAJE:

Cuadro N° 2.1: Características del empaque de exportación

LISTA DE EMPAQUE				
La presente Lista de empaque se refiere a La Factura No. 002-0045. De fecha: 01 de Noviembre del 2013				
Cantidad	Número	Contenido de cada bulto	Dimensiones de cada bulto	Peso bruto de cada bulto
100	1 – 100	Harina, polvo y «pellets» por sacos de Polipropileno con malla entramada y liner interior de 50 kg.: Con un contenido de grasa superior a 2% en peso.	102cmx60cmx50cm	50 kg
Método de embalaje : Por sacos de Polipropileno con malla entramada y liner interior				
Marcas y números : B&P Beijing CO. 45rd Uzumaki, Orochimaru Plaza, 122 Connaught Road West- CHINA / 1 - 100.				
Número total de bultos: 1000 sacos de Polipropileno con malla entramada y liner interior.				
Volumen total: 30.6 M ³				
Peso bruto total: 5,000 Kg				
Peso neto total: 50 Toneladas				

Fuente: Oficina Central de Exportación

Figura N° 2.1: Empaque de exportación de saco polipropileno de 50Kg



Fuente: Tecnología de Alimentos S.A.

2.2.3 ALMACENADO EN RUMAS

Almacenado de sacos de Polipropileno con malla entramada y liner interior de 50 kg de exportación, ubicados en algunos muelles del litoral Peruano.

Figura N° 2.2: Almacenado de empaques de exportación en distintos muelles del Perú

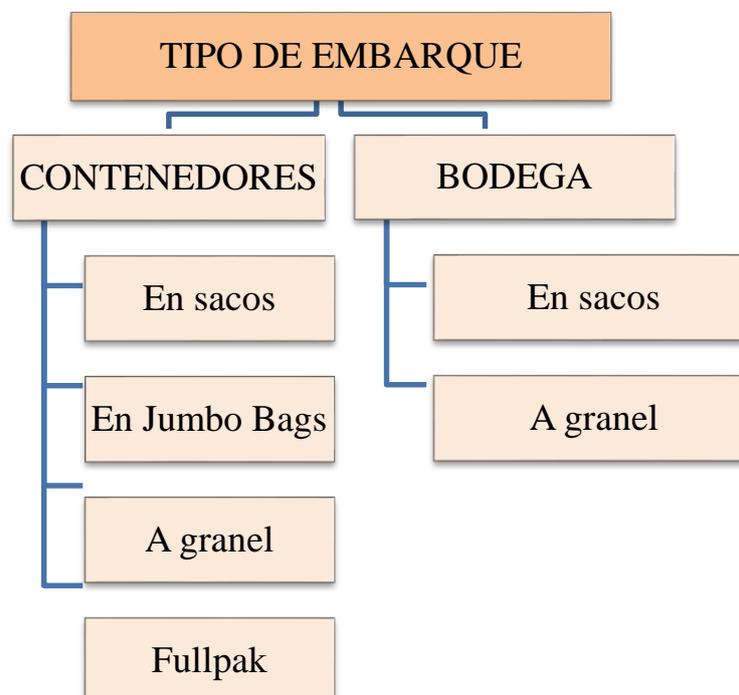


Fuente: Tecnología de Alimentos S.A

2.2.4 EMBARQUE

La Empresa Tecnología de Alimentos S.A., utiliza un orden embarque el cual utilizan barcos para su exportación, se realizan en los containers o recipientes gigantescos de metal en los cuales entran toneladas de peso. Cada barco puede llevar cientos de estos containers y en este caso hablamos de barcos especialmente diseñados para tal tarea.

Cuadro N° 2.2: Proceso de Embarque para exportación



Fuente: Elaboración propia

2.3 CARACTERÍSTICAS DEL PRODUCTO

2.3.1 ANTECEDENTES BIOLÓGICO PESQUEROS DE LA MATERIA PRIMA

✚ **Nombre Científico**

Engraulis ringens

✚ **Nombre Común**

Ancholeta, Peladilla (juveniles)

✚ **Nombre Inglés**

Peruvian Anchovy

✚ **Símil de importancia internacional**

Engraulis japonicus (Japón), Engraulis mordax (USA), Engraulis encrasicolus.

✚ **Localización de la Pesquería en el Perú**

Chimbote, Huarney, Supe, Huacho, Callao, Pisco e Ilo.

2.3.2 COMPOSICIÓN QUÍMICA Y NUTRICIONAL

a) ANALISIS PROXIMAL

COMPONENTE	PROMEDIO (%)
<i>Humedad</i>	<i>70,8</i>
<i>Grasa</i>	<i>8,2</i>
<i>Proteína</i>	<i>19,1</i>
<i>Sales Minerales</i>	<i>1,2</i>
<i>Calorías (100 g)</i>	<i>185</i>

b) ACIDOS GRASOS

ACIDO GRASO		PROMEDIO (%)
<i>C14:0</i>	<i>Mirístico</i>	<i>10,1</i>
<i>C15:0</i>	<i>Pentadecanoico</i>	<i>0,4</i>
<i>C16:0</i>	<i>Palmítico</i>	<i>19,9</i>
<i>C16:1</i>	<i>Palmitoleico</i>	<i>10,5</i>
<i>C17:0</i>	<i>Margárico</i>	<i>1,3</i>
<i>C18:0</i>	<i>Estearico</i>	<i>4,6</i>
<i>C18:1</i>	<i>Oleico</i>	<i>12,3</i>
<i>C18:2</i>	<i>Linoleico</i>	<i>1,8</i>
<i>C18:3</i>	<i>Linolénico</i>	<i>0,6</i>
<i>C20:0</i>	<i>Aráquico</i>	<i>3,7</i>

c) COMPONENTES MINERALES

MACROELEMENTO	PROMEDIO (%)
<i>Sodio (mg/100g)</i>	78,0
<i>Potasio (mg/100g)</i>	241,4
<i>Calcio (mg/100g)</i>	77,1
<i>Magnesio (mg/100g)</i>	31,3

2.3.3 CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y RENDIMIENTOS**a) COMPOSICIÓN FÍSICA**

COMPONENTE	PROMEDIO (%)
<i>Cabeza</i>	16,4
<i>Vísceras</i>	14,3
<i>Espinas</i>	9,9
<i>Piel</i>	6,5
<i>Aletas</i>	3,0
<i>Filetes</i>	46,7
<i>Pérdidas</i>	3,2

**b) CARACTERÍSTICAS FÍSICAS ORGANOLÍPTICAS :
FILETE**

TEXTURA	FIRME
<i>Espesor (rango, cm)</i>	0,5 - 1,0
<i>Longitud (rango, cm)</i>	6,0 - 13,0
<i>Peso (rango, g)</i>	6,0 - 10,0

c) DENSIDAD

PRODUCTO	DENSIDAD (Kg/ m³)
<i>Pescado entero</i>	910
<i>Pescado entero con hielo</i>	801
<i>Harina de pescado en polvo</i>	520-720
<i>Harina de pescado en pellets</i>	600-800
<i>Aceite de pescado</i>	900-930

d) RENDIMIENTOS

PRODUCTO	%
<i>Eviscerado</i>	82-88
<i>Eviscerado descabezado</i>	59-68
<i>Filete con piel</i>	40-45
<i>Harina de pescado</i>	21-25
<i>Aceite de pescado</i>	02-May
<i>Filete mariposa ahumado</i>	28-32

FUENTE: COMPENDIO BIOLÓGICO TECNOLÓGICO DE LAS PRINCIPALES ESPECIES HIDROBIOLÓGICAS COMERCIALES DEL PERU (Marzo de 2012)
Instituto del Mar del Perú (IMARPE)
Instituto Tecnológico Pesquero del Perú (ITP).

2.4 PRODUCTO FINAL

2.4.1 HARINA DE PESCADO :

Es el producto obtenido por molienda y desecación de pescados enteros, de partes de éstos o de la industria conservera, a los que se puede haber extraído parte del aceite. El proceso normal de fabricación se inicia con el picado o molido de pescado, seguido de su fabricación a 90 – 100 °C durante unos 20 minutos. Posteriormente el producto se prensa y centrifuga para extraer parte del aceite. En el proceso se obtiene una fracción soluble que puede comercializarse independientemente (solubles de pescados) a reincorporarse a la harina. El último paso es la desecación de la harina hasta un máximo de un 10% de humedad. En las primeras etapas del proceso se añade una antioxidante para evitar el enrarecimiento de la grasa y la posible combustión de la harina. Recientemente, se han desarrollado nuevos procedimientos (harinas especiales, harinas LT) basados en la utilización de pescado entero fresco bien conservado y desecados a baja temperatura (< 70°C).

2.4.2 TIPOS DE HARINA :

- Harina Súper Prime
- Harina Prime
- Harina Standard (Categorías: A,B,C,D,E)

2.4.3 CALIDAD DE LA HARINA DE PESCADO

2.4.3.1 Calidad Físico – Químico

Proteína Animal

Cuando las proteínas son sometidas al calor como sucede cuando se cocinan los alimentos se coagulan y se desnaturalizan. Al formarse uniones químicas por enlaces de poli péptidos que forman la

proteína, se pierde su estructura cuaternaria, terciaria, secundaria y según qué temperatura alcance el calor puede perder hasta la estructura primaria.

La harina de pescado tiene un elevado contenido de proteínas, esta se determina indirectamente a partir del contenido en nitrógeno multiplicando por el factor de conversión de nitrógeno a proteína animal.

Lípidos Totales

Se considera como lípidos a la grasa extraída de la harina mediante un solvente orgánico. La grasa constituye un ingrediente importante desde el punto de vista energético.

Humedad Total

Las moléculas de proteínas se encuentran rodeadas de capas de agua debido a sus características hidrófilas cada una de los cuales tiene un peso aproximadamente igual al 10% del peso de la proteína. Este valor se obtiene al someter a la harina a una elevada temperatura y restando su peso inicial con el final.

Ceniza Total

Se considera a los minerales de la harina de pescado que queda después de realizar la acción de calcinación, básicamente son los siguientes: Ca, P, Na, Mg, K, Fe, Cu, Mn, I, Se, Zn. Para la determinación de cenizas en el laboratorio se utiliza una Mufla.

Cuadro N° 2.3: Composición de la harina de pescado, según las especificaciones técnicas del producto – Norma Técnica Peruana(NTP)

<i>COMPONENTE</i>	<i>UNIDADES</i>	<i>HARINA STANDARD</i>
<i>Proteínas</i>	%	<i>66 máx</i>
<i>Grasas</i>	%	<i>10 máx</i>
<i>Humedad</i>	%	<i>10 máx</i>
<i>Cenizas</i>	%	<i>15 máx</i>
<i>Antioxidante</i>	<i>PPm</i>	<i>150 máx</i>
<i>Cloruros</i>	%	<i>04 máx</i>
<i>Arena</i>	%	<i>01 máx</i>
<i>TBVN</i>	<i>mg/100 gr</i>	<i>–</i>
<i>Histamina</i>	<i>PPm</i>	<i>–</i>
<i>Digestibilidad</i>	%	<i>94 min</i>
<i>FFA (Acidez)</i>	%	<i>10 máx</i>
<i>Nitrógeno</i>	%	<i>1.00</i>
<i>Calcio</i>	%	<i>3.62</i>
<i>Fósforo</i>	%	<i>2.54</i>
<i>Acido linoléico</i>	%	<i>0.34</i>
<i>Fibras</i>	%	<i>0.50</i>

Fuente: DIGESA, 2011

2.4.3.2 CALIDAD BIOQUÍMICA

Se denomina calidad bioquímica por la relación con la composición macromolecular y fundamental con la composición aminoácido de la harina.

La composición bioquímica está directamente relacionada con la calidad nutricional, por lo tanto el valor nutritivo de la harina depende en primer lugar del tipo de pescado. Así, la harina de Anchoveta, tiene en contenido mayor en proteína 64%; como mínimo, y en cenizas 10 – 16 %, tiene un contenido en grasa 8 – 10%. Por otra parte, la frescura del producto y la temperatura y condiciones de almacenamiento afectan a su deterioro por actividad bacteriana, enzimática o enranciamiento, y como consecuencias, a su contenido en peróxidos, en nitrógeno volátil (TUN) y en aminos biogénicas tóxicas.

Además, temperaturas altas y tiempos prolongados de secado disminuyen la disponibilidad de aminoácidos.

Finalmente, el reciclado de solubles altera la composición química y la solubilidad de la proteína del producto final. El proceso de fabricación de la harina tiene, pues, un efecto importante sobre su valor nutritivo, siendo éste superior en las harinas especiales que en las harinas clásicas.

El componente nutritivo más valioso de la harina de pescado es la proteína. Tiene una proporción ideal de aminoácidos esenciales altamente digestibles, que varían relativamente poco con el origen de la harina.

La harina de pescado se considera una buena fuente de proteínas, lisina y metionina bypass en rumiantes, aunque por su baja palatabilidad (si honesta bien procesada) su uso debe limitarse a 0.5 Kg / día en vacas de leche.

Cuadro N° 2.4: Composición de aminoácidos de la harina de pescado, materia prima Anchoveta, como % de la harina

<i>AMINOACIDOS</i>	<i>PORCENTAJE (%)</i>
<i>Arginina</i>	<i>3.97</i>
<i>Cistina</i>	<i>0.61</i>
<i>Glicina</i>	<i>3.91</i>
<i>Histidina</i>	<i>1.99</i>
<i>Isoleucina</i>	<i>2.86</i>
<i>Lencina</i>	<i>5.16</i>
<i>Lisina</i>	<i>5.23</i>
<i>Metionina</i>	<i>1.90</i>
<i>Metionina + Cistina</i>	<i>2.51</i>
<i>Fenilalalina + Tirosina</i>	<i>4.84</i>
<i>Prolina</i>	<i>2.73</i>
<i>serina</i>	<i>2.41</i>
<i>Trenina</i>	<i>2.58</i>
<i>triftofano</i>	<i>0.73</i>
<i>Valina</i>	<i>3.27</i>

FUENTE: CERPER, 2012

Cuadro N° 2.5: Composición del contenido vitamínico de la harina de pescado, materia prima Anchoveta, como mg/Kg de la harina

<i>VITAMINA</i>	<i>mg / Kg</i>
<i>A</i>	<i>4500 ul/Kg</i>
<i>B1</i>	<i>0.30</i>
<i>B2</i>	<i>0.50</i>
<i>B12</i>	<i>0.18</i>
<i>Acido Pantoténico</i>	<i>9.30</i>
<i>Niacina</i>	<i>95.0</i>
<i>Acido Fólico</i>	<i>0.16</i>

Fuente: CERPER, 2012

2.5 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO DE HARINA STEAM DRIED

En esta parte se detalla las etapas principales en el proceso productivo de la harina **Steam Dried**, como también la descripción de maquinarias y equipos que son utilizados por la empresa TASA Chimbote, para transformar el pescado (anchoveta) en una harina de alto valor proteico. La elaboración de harina de pescado se basa principalmente en separar sus tres fases constituyentes: sólidos, grasas y agua, a continuación se describe las etapas principales que intervienen:

2.5.1 Descarga de Materia Prima

Tiene como finalidad drenar toda el agua que viene con el pescado cuando éste es transportado desde las lanchas y de conducirlo hasta la tolva de pesaje, a través de un muelle flotante denominado “Chata”, que succiona y descarga el pescado hacia el segundo sistema de recepción.

Figura N° 2.3: Lancha 97 – Tecnología de alimentos S.A – Capacidad de 200Ton



Fuente: Analista de calidad de la Planta de HyAP Julio Aguirre.

2.5.2 Recepción de Materia Prima

Objetivo: Recepcionar y registrar el peso de la materia prima que es bombeada desde la chata y realizar con adecuada operación de los equipos de recepción de materia prima previniendo la contaminación ambiental.

Procedimiento: El pescado es bombeado desde la chata mezclado con agua de mar en proporciones adecuadas, esta mezcla es recibida en Planta en los desagües rotativos, donde se logra separar la mayor cantidad de agua de mar que viene con el pescado. Seguidamente el pescado desagüado pasa a los transportadores de malla y desagües vibratorios y luego a las pre-tolvas de pasaje, a la vez que continúa el drenado. En las tolvas de pesaje se cuenta con 03 balanzas electrónicas automáticas que permiten registrar el peso del pescado recibido. El pescado pasa luego a las pozas de almacenamiento.

2.5.3 Almacenamiento de Materia Prima

Objetivo: Almacenar y distribuir adecuadamente el pescado en las pozas de almacenamiento y alimentarlo a las cocinas de acuerdo a su TDC.

Procedimiento: Se cuenta con siete pozas de almacenamiento de aproximadamente de 250 toneladas de capacidad cada una. El pescado es distribuido en las pozas según su grado de frescura, tratando de que en cada poza se almacene materia prima con igual tiempo de captura (TDC). Como se cuenta con tres líneas de descarga, de cada línea se puede distribuir el pescado a cualquiera de las siete pozas manipulando las respectivas compuertas de distribución. La alimentación de pescado a la etapa de cocción se efectúa mediante los tornillos extractores de cada poza, los tornillos colectores y dos bombas de lamella.

Se procura alimentar siempre la materia prima con menor tiempo de captura para obtener así la mayor cantidad de harina de pescado de alta calidad (Prime y Súper-prime).

2.5.4 Cocción

Objetivo: la cocción tiene como objetivo liberar grasas, coagular proteínas, reducir la carga bacteriana e inactivar la acción enzimática de la materia prima.

Procedimiento: se cuenta con cinco cocinadores, de 50 t/h de capacidad nominal cada una, calefaccionados con vapor, el cual circula tanto por el interior del tornillo helicoidal como por la chaqueta. Cada cocinador es accionado por una moto variador-reductor el cual permite variar la velocidad de giro (rpm) del tornillo interior de la cocina, la velocidad de giro de cada cocina determina también la velocidad de proceso de la planta.

Cuadro N° 2.6: Características técnicas de los cocinadores

N°	ITEM	MARCA	Cap.(Ton/h)
5	Cocinas	Nacional(Fabricators and Technology S.A.C) - FABTECH	40 - 50
CARACTERISTICAS			
<p><u>Descripciones:</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Distribución de vapor desde el Manifold. <p>1C. → 1 200BHP → Cocina N°01, N°02, N°03 1C. → 800BHP → Cocina N°04, N°05</p> <ul style="list-style-type: none"> Ingreso de vapor al (Eje, Trampas y Chaquetas) 			
<p><u>Datos:</u></p> <ul style="list-style-type: none"> $\phi = 1.50m$ L= 12m 		<ul style="list-style-type: none"> Presión: 5 -10psi Ti=20-22°C, Tf=95-105°C % Humedad 70-80 RPM: 4.5 	

Fuente: Elaboración Propia

Figura N° 2.4: Cocinadores de 50 T/h de capacidad nominal, calefaccionados con vapor



Fuente: Contador de Planta de HyAP, Richard Díaz Gonzales.

2.5.5 Drenado y prensado

Objetivo: El drenado y prensado tiene como objetivo separar la mayor cantidad de agua y grasa de la materia prima cocida.

Procedimiento: Se cuenta con cinco pre strainers dobles fabricados en acero inoxidable, cada uno está conformado por un rotor cuya superficie es una plancha perforada de abertura 3/16” que permite el drenado de la fracción líquida más sólidos pequeños. Las cinco prensas son accionadas por sistemas directos, controladas con variador de frecuencia y regulador de velocidad en función de la carga. Cada prensa está conformada por dos tornillos helicoidales de paso y diámetro de ejes variables y una cubierta exterior con planchas perforadas, lo cual permite que se produzca la extracción mientras avanza la carga y giran los helicoidales.

La fracción líquida obtenida de los prestreiners y las prensas, es llamada licor de prensa y cae hacia dos tanques colectores desde donde se bombean hacia la planta de aceite. La fracción sólida obtenida de las prensas se le llama torta de prensa y pasa a la siguiente etapa de secado, que son los Secadores Rotadisc.

Cuadro N° 2.7: Características técnicas de los equipos de Prensado

N°	ITEM	MARCA	Cap.(Ton/h)
5	Prensas	Nacional(Fabricators and Technology S.A.C) – FABTECH	70-80
CARACTERISTICAS			
<p><u>Descripciones:</u></p> <ul style="list-style-type: none"> • Extracción de licor de Prensa. • Ingreso del producto de cocción. • El producto final del proceso de prensado (Keke de Prensa), es mezclada con la Torta separadora (Separación de solidos), Concentrado (PAC) y la Torta integral (Separadora ambiental), dando como resultado la Torta homogenizada. 			
<p><u>Datos:</u></p> <ul style="list-style-type: none"> • A= 2.2m • L= 6m 		<ul style="list-style-type: none"> • Pi: 5 -8psi, Pf=3-5psi • Ti=95-100°C, Tf=85-90°C • % Humedad 55-60 • RPM: 4.5 • AMP: 140 	

Fuente: Elaboración Propia

Figura N° 2.5: Cocinas y Equipos de Prensado para la obtención de harina y aceite de pescado



Fuente: STP. de Planta de HyAP Gary A. Moya Ramos

2.5.6 Homogenización

Objetivo: Deshidratar la torta integral homogenizada a niveles de humedad tal donde no sea posible el crecimiento microbiano, ni se produzcan reacciones químicas adversas, conservando sus propiedades nutricionales y eliminando la posible carga microbiana. Secar en forma parcial y mezclar las tortas de prensa, separadora, separadora ambiental y el concentrado para obtener una torta integral homogénea y desmenuzada capaz de ser deshidratada eficientemente durante las etapas posteriores de secado.

Procedimiento: dentro que los factores que afectan la operación de secado se considera el tamaño de las partículas a secar, vale decir, que cuando la torta integral no ha sido bien mezclada y desmenuzada de manera uniforme, durante la operación de secado, estas no se deshidratan con facilidad, quedando en el interior un contenido de agua muy alta, en cambio las partículas pequeñas se secan con facilidad, es por esto que el trabajo de la homogenización cumple un papel importante dentro del producto productivo. La transferencia de calor es por conducción y se efectúa cuando la materia a secar hace contacto con la chaqueta a los alabes del eje central en un tiempo determinado, con la cual se asegura una mínima degradación proteica.

Cuadro N° 2.8: Secadores Rotadisc, primera etapa de Secado para la obtención de harina de pescado.

N°	ITEM	MARCA	Cap.(Ton/h)
4	Secadores Rotadisc	Nacional(Fabricators and Technology S.A.C) - FABTECH	30 - 50
CARACTERISTICAS			
<p><u>Descripciones:</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Distribución de vapor desde el Manifold. <p>1C. → 800BHP → S. Rotadisc N°01, N°02, N°03, N°04, N°05</p> <ul style="list-style-type: none"> Ingreso de la Torta Integral que es la Torta separadora (Separación de solidos), Torta integral (Separadora ambiental) y Concentrado (PAC). Sale la Torta homogenizada. Ingreso de vapor al (Eje, Trampas y Chaquetas) 			
<p><u>Datos:</u></p> <ul style="list-style-type: none"> $\phi = 3.5m$ L= 8m 		<ul style="list-style-type: none"> Presión: 80-90psi Presión de cond.:30psi Ti=60°C, Tf=90°C % Humedad 55-60 RPM: 13-20(1°-3°)/47(4°) AMP=110-120 	

2.5.7 Secado a vapor Rotatubos

Objetivo: El secado a vapor tiene como objetivo disminuir el contenido de humedad de la torta homogenizada. Así mismo, la temperatura y el tiempo de permanencia dentro de la cámara de secado garantizan la reducción y/o eliminación de posible carga microbiana.

Procedimiento: se cuenta con cinco secadores a vapor indirecto tipo rota tubo de una capacidad de evaporación de 8000 kg/h, con una superficie de intercambio de calor constituida principalmente por un área de tubos

longitudinales, con área total calefactora de 1336 m². Toda la transferencia de calor se realiza en forma indirecta a la harina. El vapor que condensa en el interior de los tubos y en la chaqueta exterior, calienta estas paredes de intercambio, las que transfieren calor a la harina por conducción.

Cuadro N° 2.9: Secadores Rotatubos (Tipo Araña), segunda etapa de Secado para la obtención de harina de pescado.

N°	ITEM	MARCA	Cap. De Evap.(Ton/h)
5	Secadores Rotatubos	Nacional(Fabricators and Technology S.A.C) - FABTECH	8 - 10
CARACTERISTICAS			
<p><u>Descripciones:</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Distribución de vapor desde el Manifold. <p>1C. → 1200BHP → S. Rotatubo N°01, N°02, N°03 1C. → 900BHP → S. Rotatubo N°04, N°05</p> <ul style="list-style-type: none"> Ingreso de la Torta Homogenizada desde los equipos Rotadisc, y sale el Scrap. Ingreso de vapor al (Eje, Trampas y Chaquetas) 			
<p><u>Datos:</u></p> <ul style="list-style-type: none"> $\phi = 3.5m$ $L = 20m$ 		<ul style="list-style-type: none"> Presión: 70psi Ti=80-85°C, Tf=95-105°C % Humedad 15-20 RPM: 4.5 AMP: 120 	

Fuente: Elaboración propia

Figura N° 2.6: Secadores a vapor rotatubos para la obtención de harina de pescado.



Fuente: STP. de Planta de HyAP Gary A. Moya Ramos

2.5.8 Secado con aire caliente (HLT)

Objetivo: El secado a aire caliente tipo HLT tiene como objetivo disminuir el contenido de humedad del Scrap proveniente de secadores a vapor hasta el nivel adecuado para el producto final.

Procedimiento: Se cuenta con un secador de aire caliente con capacidad de evaporación de 8000 Kg de agua/h, esta etapa está considerada como la tercera etapa de secado, utilizando el aire caliente como medio de transferencia. El aire es calentado en una cámara de combustión con sistema de combustión automático, utilizando como combustible el petróleo residual R-500. El aire de secado es introducido al intercambiador de calor a temperatura ambiente por un ventilador centrífugo, para su proceso de calentamiento de acuerdo a los requerimientos de la carga del secador. Los

gases calientes, provenientes de la cámara de combustión, fluyen horizontalmente a través del túnel y por la parte exterior de los bancos de tubos, mientras que el aire de secado circula verticalmente a través de los tubos, a lo largo de los cuatro pases y las dos cámaras de inversión en el fondo y la cima, hasta alcanzar la boca de descarga y su posterior ingreso al secador. La pérdida de humedad del scrap se realiza por transmisión de calor por convección desde el aire caliente hacia el scrap y por transferencia de masa del agua evaporada del scrap hacia el flujo de aire caliente. Los tratamientos térmicos influyen directamente en la calidad nutricional de la harina.

2.5.9 Enfriado

Objetivo: reducir la temperatura del scrap a fin de estabilizar las reacciones químicas, físico-químicas y biológicas propias del producto.

Procedimiento: se cuenta con dos enfriadores, la carga es enfriada por acción del aire que en contraste atraviesa el tambor del enfriador. Son parámetros importantes la intensidad de la carga del enfriador, porcentaje de apertura dámper de aire, así como los rangos de temperatura del scrap.

2.5.10 Tamizado

Objetivo: tiene como objetivo separar material indeseable del producto final como hilos, cabos, pernos, plásticos, maderas, trapos, etc.

Procedimiento: se cuenta con dos tamizadores, con tres mallas de aberturas de 10, 9 y 8 mm. Con eje central dispensor de carga con paletas inox y cintas de teflón desmontable.

2.5.11 Molienda

Objetivo: la etapa de molienda seca tiene como objetivo obtener la granulometría adecuada de la harina de pescado como producto final.

Procedimiento: se cuenta con cuatro molinos de martillo de 15 t/h, cada uno conformado por un rotor conteniendo 124 martillos y una cubierta con mallas de abertura 6 mm por donde logra pasar la harina molida. La carga es molida por acción de los martillos que golpean las partículas del scrap contra las paredes internas de los mismos.

2.5.12 Envasado

Objetivo: proteger al producto final del medio que lo rodea, con la finalidad de conservar y prolongar el tiempo de vida útil del mismo.

Procedimiento: Se cuenta con un tolvin dosificador de antioxidante, dos bombas dosificadoras de antioxidante. Tres balanzas automáticas con capacidades de ensacar ocho sacos de 50 kg por minuto con una precisión de ± 500 gr, conformada por una caja de comando, una caja de control, sistema de pesaje, sistema de alimentación, fajas distribuidoras y codificador de sacos automática.

2.6 CERTIFICACIÓN FINAL DEL PRODUCTO

La valorización de un buen producto de harina, es el del tipo de calidad Súper-prime, ya que el mercado internacional tiene una alta demanda por cuyo consumo.

2.6.1 VERIFICACIÓN

Para la verificación de la harina Súper-prime, se hace un muestreo de la cantidad del producto generado. La programación utilizada es el NIR, que consiste en un equipo de prueba durante 30 minutos, **Foss NIRSystems Modelo 6500 con módulo de muestra de hilado.**

Figura N°2.7: Equipo para la verificación de la harina Súper-prime, Foss NIRSystems Modelo 6500 con módulo de muestra de hilado.



Fuente: Laboratorio de pruebas- Tecnología de Alimentos S.A

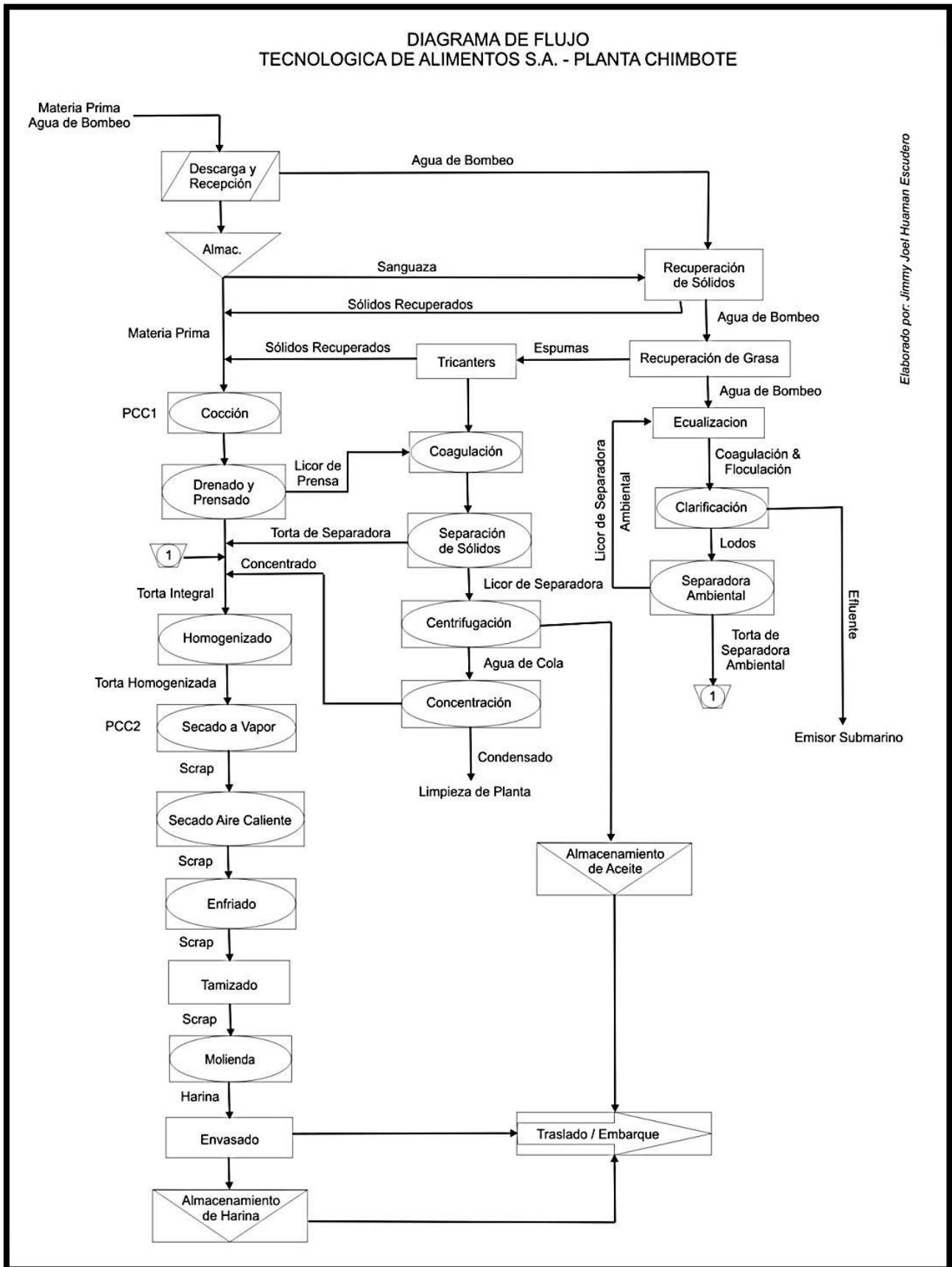
2.6.2 Condiciones de certificación

Para cumplir con los requisitos de exportación deben ser los autorizados por el SGS, los cuales certifican el producto final, además de cumplir con las características del producto de salida de la empresa, que son:

Cuadro N° 2.10: Condiciones estándares de la Empresa del producto final de exportación de harina Súper Prime

Harina Súper Prime	Condiciones	Descripción
%H	Menor que 10	El producto final tendrá q obtener un valor inferior a 10% en porcentaje de Humedad para no perjudicar las proteínas del producto.
%G	Menor que 10	El producto final tendrá q obtener un valor inferior a 10% en porcentaje de Grasas(Requerido por el Comprador)
%P	68	Si la proteína llega a hacer menor, la capacidad de la harina pasa a otro nivel de categoría(A,B,C,D,E)
%TVN	Menor que 100	Equivalente entre 5 a 8 horas el TDC
Salmonella		Controlar la menor cantidad de bacterias en el producto.

Fuente: Elaboración propia



Elaborado por: Jimmy Joel Huaman Escudero

Fuente: Jimmy Joel Huamán Escudero – Sector, Área de control de Calidad



CAPITULO III

MARCO TEORICO

3.1 MARCO TEORICO

En la industria, 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.

3.1.1 ANÁLISIS EXERGÉTICO

La ley de conservación de la energía sostiene que la energía nunca desaparece, mientras que la segunda ley de la termodinámica sostiene que la energía calórica no puede ser completamente aprovechada mientras interactúe con nuestro sistema atmosférico. Es por ello, que recientemente se ha introducido una nueva magnitud energética llamada exergía para cuantificar cuanto trabajo se puede aprovechar de una determinada sustancia o flujo de energía con respecto al ambiente natural. La energía se conserva en cualquier tipo de proceso; mientras que la exergía es disipada en procesos espontáneos.

La primera ley de la termodinámica establece la conservación de la energía y en cierto modo nos predice que se puede transformar energía de un tipo en otro. “La energía no se crea ni se destruye, sólo se transforma”.

Sin embargo, la segunda ley de la termodinámica establece en qué sentido puede ser esta transformación en ciertos casos. En particular, en los procesos que se llevan a cabo espontáneamente, sin necesidad de introducir energía. En conjunto, estas dos leyes nos permiten construir sistemas de aprovechamiento de energía que producen trabajo que es utilizado para una tarea determinada, la convierten en trabajo útil. Existe oportunidad de producir trabajo siempre que dos sistemas

con distintos estados se pongan en contacto, pues en principio puede desarrollarse trabajo al permitir que los sistemas alcancen el equilibrio. Cuando uno de los dos sistemas es un sistema ideal llamado ambiente de referencia para la exergía o, simplemente, ambiente y el otro es algún sistema de nuestro interés, la exergía es el máximo trabajo teórico que puede obtenerse de su interacción mutua hasta alcanzar el equilibrio.

Para lograr llegar a realizar un análisis exergético es necesario tener los conocimientos de la primera y segunda ley de la termodinámica las cuales se detallan a continuación.

3.1.1.1 Primer principio de la termodinámica

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.

La otra forma es por transferencia de calor, la que se realiza a escala microscópica.

Considerar un sistema termodinámico donde se produce un cambio desde un estado inicial i a otro final f , en el cual se absorbe o libera una cantidad Q de calor y se realiza trabajo W por o sobre el sistema. Si se mide experimentalmente la cantidad $Q - W$ para diferentes procesos que se realicen para ir desde el estado inicial al estado final, se encuentra que su valor no cambia, a esta diferencia de $Q - W$ se le llama cambio de

energía interna del sistema. Aunque por separados Q y W dependen de la trayectoria, la cantidad $Q - W$, esto es, el cambio de energía interna es independiente de la trayectoria o del proceso que se realice para ir desde el estado inicial al estado final. Por esta razón se considera a la energía interna como una función de estado, que se mide en J y se simboliza por U , el cambio de energía interna es $\Delta U = U_f - U_i$, entonces se puede escribir la primera ley de la termodinámica:

$$\Delta U = U_f - U_i = Q - W \quad (3.1)$$

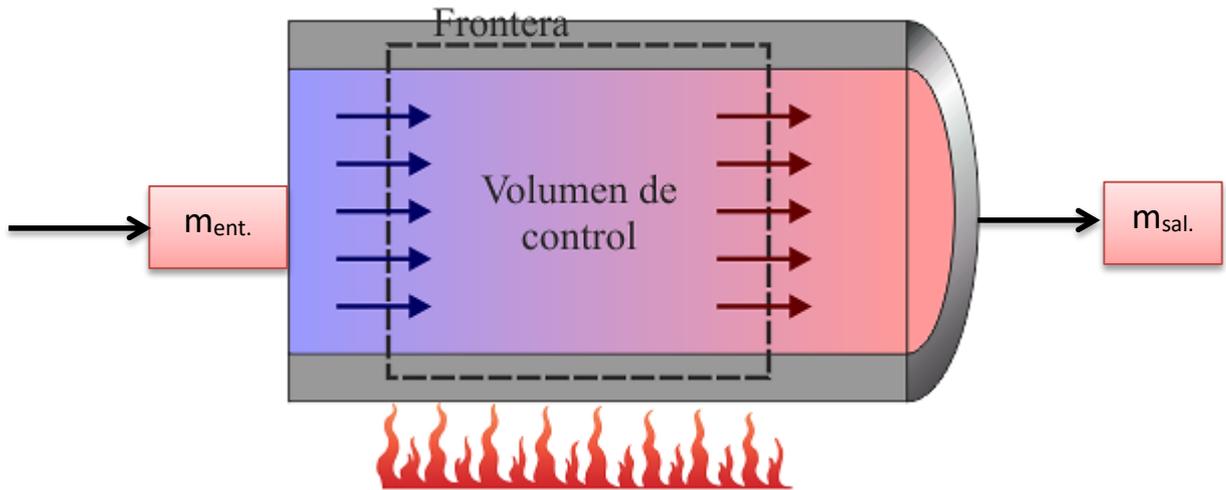
En la ecuación 3.1, Q es positivo (negativo) si se le agrega (quita) calor al sistema y W es positivo cuando el sistema realiza trabajo y negativo cuando se realiza trabajo sobre el sistema. La forma correcta de escribir la ecuación 3.1 es considerando diferenciales, ya que si se le agrega o quita una pequeña cantidad de calor dQ al sistema y se realiza una cantidad de trabajo diferencial dW por o sobre el sistema, la energía interna cambia en una cantidad dU :

$$dU = dQ - dW \quad (3.2)$$

En escala microscópica, la energía interna de un sistema incluye la energía cinética y potencial de las moléculas que constituyen el sistema. Para un gas, el aumento de energía interna se asocia con el aumento de energía cinética de las moléculas, es decir con su temperatura. Al igual que en el caso de la mecánica, en termodinámica no interesa conocer la forma particular de la energía interna, sino que interesan solo sus variaciones ΔU . Por lo tanto, se puede elegir cualquier estado de referencia para la energía interna, ya que se han definido solo sus diferencias, no sus valores absolutos. En la ecuación 3.2, tanto dQ como dW son diferenciales inexactas, pero dU es una diferencial exacta.

3.1.1.2 Aplicación del primer principio a sistemas abiertos

Figura N° 3.1: Conservación de la masa para un volumen de control



Fuente: Laplace – Departamento de Física aplicada III de la Universidad Sevilla.

La masa, como la energía, es una propiedad que se conserva, y no se crea ni se destruye.

$$E = mc^2 \quad (3.3)$$

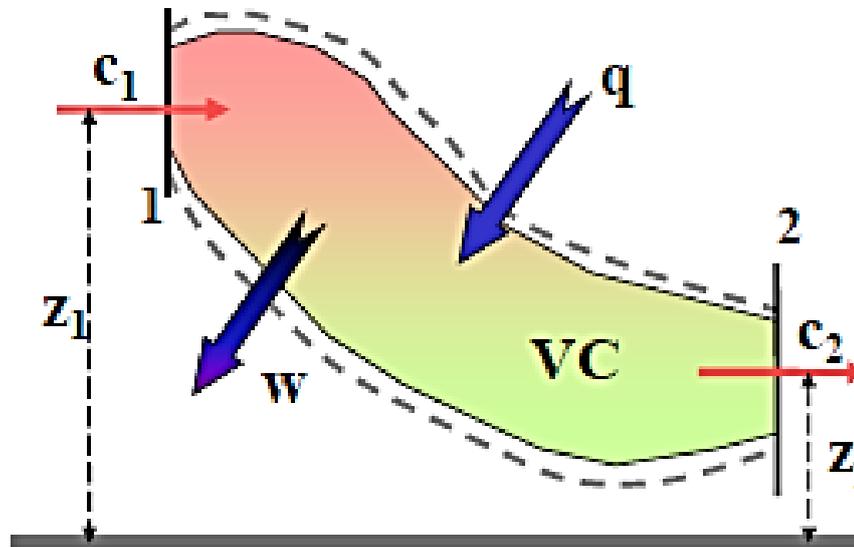
(“La masa cambia al cambiar la energía, excepto en reacciones nucleares, este cambio es pequeño”). Albert Einstein.

$$\sum m_{ent} - \sum m_{sal} = \Delta m_{VC} \quad (3.4)$$

Masa que entra V.C	-	Masa que sale V.C.	=	Cambio de la masa en el
---------------------------	---	---------------------------	---	--------------------------------

$$\sum \dot{m}_{ent} - \sum \dot{m}_{sal} = \frac{dm_{VC}}{dt} \quad (3.5)$$

Figura N° 3.2: Conservación de la energía para un volumen de control



Fuente: Textos Científicos – Universidad Tecnológica del Perú (U.T.P).

El principio de conservación de la energía puede introducirse usando la fig. 3.2 en la cual se muestra un sistema constituido por una cantidad prefijada de materia que atraviesa un volumen de control. Donde la energía de calor y trabajo más la energía que entra en el volumen de control menos la energía que sale del volumen de control es igual al cambio de energía que se genera en el volumen de control.

$$q - w + u_1 + gz_1 + \frac{c_1^2}{2} + P_1V_1 - u_2 - gz_2 - \frac{c_2^2}{2} - P_2V_2 = \Delta e_{VC} \quad (3.6)$$

Dónde:

$$\text{Entalpia específica: } h = u + PV \quad (\alpha)$$

Reemplazando α en 3.6

$$q - w + h_1 + gz_1 + \frac{c_1^2}{2} - h_2 - gz_2 - \frac{c_2^2}{2} = \Delta e_{VC} \quad (3.7)$$

Volumen de control con más de una entrada y una salida

$$\frac{dE_{VC}}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \sum \dot{m} \left[\left(h + \frac{c^2}{2} + gz \right) \right]_{\text{Entrada}} - \sum \dot{m} \left[\left(h + \frac{c^2}{2} + gz \right) \right]_{\text{Salida}} \quad (3.8)$$

3.1.1.3 Segundo principio de la termodinámica

La segunda Ley de la Termodinámica se le conoce también como principio de la entropía y establece que todo proceso es “degenerativo”, esto es, que si el resultado del proceso es una degradación de la energía, en cuanto a la capacidad de hacer trabajo, el proceso ocurrirá. Lo anteriormente expresado puede completarse si decimos que no puede utilizarse para producir trabajo. Su valor alcanzara un máximo cuando el sistema se acerque al equilibrio. En otras palabras, el universo tiende a distribuir la energía uniformemente, es decir, a maximizar la entropía. En consecuencia describe la irreversibilidad de los procesos energéticos.

Todo lo expresado anteriormente significa reconocer el rendimiento termodinámico, o sea que, frente a una cantidad constante de energía existe una perdida inevitable de la calidad misma. En otras palabras, si el primer principio de la termodinámica nos dice: nada se pierde todo se transforma; el segundo principio significa que una parte de esa energía ya no se puede utilizar en el proceso o futuros procesos.

La segunda ley de la termodinámica permite definir la entropía, cuya variación en cualquier proceso supone una cota superior al valor de la integral a lo largo del proceso del flujo calorífico dividido por la temperatura:

$$\Delta S \geq \int_1^2 \frac{dQ}{T} \quad (3.9)$$

Donde S es la entropía, y dQ denota el calor intercambiado por un sistema termodinámico genérico a la temperatura T.

La variación de entropía nos demuestra la variación del orden molecular ocurrido en una reacción química. Si el incremento de entropía es positivo, los productos presentan un mayor desorden molecular (mayor

entropía) que los reactivos. En cambio, cuando el incremento es negativo, los productos son más ordenados.

"Para un conjunto macroscópico aislado, el mismo estado neto de equilibrio se predetermina mediante la Termodinámica como aquel en que la **entropía llega a un valor máximo**, y por medio de la Mecánica estadística como aquel que corresponde a una configuración predominante asociada con el **número máximo de microestados**". (L.K. Nash, 1974, p.53.).

3.1.1.4 Segundo principio de la termodinámica aplicado a volúmenes de control

Siguiendo la misma estrategia del primer principio a un volumen de control, en la figura se observa un volumen de control delimitado por la superficie de control con líneas de trazos que rodean el dispositivo o volumen de interés. El cambio de entropía en un proceso entrópico, se escribe como:

$$\Delta S = \int_1^2 \frac{dQ_{VC}}{T_f} + S_{generada}; \quad S_{generada} \geq 0 \quad (3.10)$$

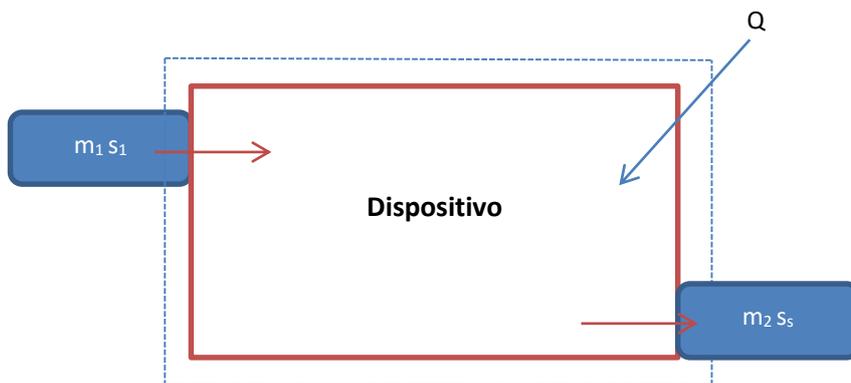


Figura 3.3: Volumen de control para desarrollar el balance de entropía

Fuente: Elaboración propia

Al unir la primera ley de la termodinámica y la segunda ley bajo una combinación lineal, surge una nueva propiedad a la que se ha denominado Exergía (A); esta se define como el máximo trabajo teórico que puede obtenerse de un sistema hasta alcanzar el equilibrio

termodinámico (estado muerto) con el Ambiente de referencia (AR). Este último es referido a alguna porción del entorno del sistema, en el cual cada una de sus fases es uniforme y no cambian significativamente como resultado de cualquier proceso que en él se desarrolle. En este análisis el ambiente de referencia se encuentra a:

$$T_o = 25^\circ C \text{ y } P_o = 1.0332 \text{ kg/cm}^2.$$

Una formulación general para el análisis del sistema energético es el balance de Exergía para volúmenes de control, que se evalúa mediante la expresión:

$$\frac{dA_{VC}}{dt} = \sum_j \left(1 - \frac{T_o}{T_j}\right) \dot{Q}_j - \left[\dot{W}_{VC} - P_o \left(\frac{dV_{VC}}{dt}\right)\right] + \left[\sum_i \dot{m}_i b_i - \sum_j \dot{m}_s b_s\right] - \dot{A}_d \quad (3.11)$$

Aplicando las siguientes restricciones, a la expresión anterior se obtiene:

- ✚ El proceso se encuentra en estado permanente, es decir sin cambios en su volumen de control respecto del tiempo.
- ✚ El proceso se desarrolla a régimen uniforme, por cuanto las velocidades másicas de flujo de entrada y de salida tienen características unidimensionales.
- ✚ El nivel de referencia de ingreso y salida del flujo no varían o son despreciables.
- ✚ En el proceso térmico no se desarrolla trabajo técnico.

$$0 = \sum_j \left(1 - \frac{T_o}{T_j}\right) \dot{Q}_j + \sum_i \dot{m}_i b_i - \sum_j \dot{m}_s b_s - \dot{A}_d \quad (3.12)$$

En las expresiones (3.10) y (3.11) aparece el término denominado Exergía de flujo (b), es el equivalente a la entalpia en el desarrollo del

balance de energía, y representa la transformación de Exergía por unidad de masa que acompaña al flujo de masa y de trabajo de flujo. Se evalúa mediante la siguiente expresión:

$$b_1 = (h_1 - h_0) - T_0(s_1 - s_0) \quad (3.13)$$

La variación de esta propiedad entre dos puntos se puede expresar como:

$$b_1 - b_2 = (h_1 - h_2) - T_0(s_1 - s_2) \quad (3.14)$$

Surge además, el término Irreversibilidades (\dot{A}_d), que representa las pérdidas de Exergía o pérdida de capacidad de trabajo debido a las irreversibilidades del proceso.

Estas pérdidas pueden ser calculadas mediante la siguiente expresión denominada también fórmula de Gouy-Stodola:

$$\dot{A}_d = T_0 \sigma_{VC} \quad (3.15)$$

El término σ_{VC} corresponde a la entropía generada en el proceso y es evaluado el balance entrópico, ecuación (3.9).

La etapa final es la valoración cuantitativa del grado de perfección termodinámica del equipo; es decir, la efectividad de la conversión del recurso energético en base a la Exergía contenida en él, para ello se utiliza el concepto flujo de Exergía utilizado/flujo de Exergía suministrado para obtener:

$$\varepsilon = \frac{(1 - \frac{T_0}{T_u}) \dot{Q}_u}{(1 - \frac{T_0}{T_f}) \dot{Q}_f} \quad (3.16)$$

$$\varepsilon = \frac{b_2}{\left(1 - \frac{T_0}{T_1}\right) \dot{Q}_1 + b_1} \quad (3.17)$$

En la ecuación (3.15), el subíndice “0” corresponde al AR, el subíndice “f” corresponde a la fuente de calor y el subíndice “u” es referente al flujo de calor entregado a la temperatura de uso. La ecuación (3.17) es la expresión para calcular el rendimiento de un equipo que tiene una entrada y una salida. Además, es necesario tener en cuenta que cada equipo de la instalación tiene su definición de rendimiento y cada equipo es tratado independientemente.

Existe una clara diferencia entre analizar un proceso utilizando métodos convencionales de balances de energía, basados en la primera ley de la termodinámica en donde la cantidad de energía es invariable, y el análisis exergético que permite distinguir un nuevo tipo de pérdidas correspondientes a la capacidad de trabajo o valor de uso, con lo cual un sistema de transformación o intercambio de energía será más eficiente energéticamente no solo porque gaste poca cantidad de energía, sino porque utilice la energía de la calidad necesaria y no destruya innecesariamente la disponibilidad de realizar trabajo de una corriente de mayor calidad energética. Este nuevo tipo de pérdidas son evaluadas a través de las irreversibilidades del proceso haciendo posible identificar el potencial de mejora en un sistema térmico dado.

3.1.1.5 Rendimiento Exergético

El balance exergético de una instalación recoge una serie de flujos exergéticos entrantes al sistema y una serie de flujos de exergía que se obtienen de él. Los flujos de exergía que salen del sistema pueden dividirse genéricamente en dos tipos: flujos de exergía útiles y flujos de exergía recuperable. Los primeros son aquellos generados como objetivo de diseño de la instalación y que se aprovechan de forma inmediata: es el caso del trabajo mecánico obtenido de una instalación de turbina de vapor o en un motor de combustión interna; o el contenido exergético del calor extraído del foco frío de una maquina frigorífica. Cualquier otro

flujo de exergía que salga del sistema puede ser aprovechado (flujos de exergía recuperable), al menos teóricamente, para la obtención de trabajo mecánico, como se deduce de la propia definición de exergía. Este es el caso del contenido exergético de los humos a la salida de una chimenea o del calor cedido al foco frío en una maquina motora. La mayor parte de este tipo de flujos de exergía se desaprovecha totalmente, convirtiéndose en exergía perdida. La recuperación de estos flujos exergéticos, bien sea en instalaciones secundarias, o en la propia instalación (como puede ser el caso de un ciclo de turbina de gas con regeneración), es normalmente el camino más sencillo para mejorar el aprovechamiento energético.

Podemos expresar el balance exergético de forma genérica como:

$$Ax_e = Ax_u + Ax_r - Ax_p \quad (3.18)$$

Donde Ax_e es la suma de flujos exergéticos entrantes al sistema, Ax_u el flujo de exergía útil, Ax_r la suma de los flujos de exergía recuperables, y Ax_p la exergía perdida debido a las irreversibilidades internas y externas. La definición de rendimiento desde el punto de vista del análisis exergético debe tener la forma genérica:

$$\text{rendimiento} = \frac{\text{flujo de exergía utilizado}}{\text{flujo de exergía consumido}}$$

Es claro que el numerador será el valor de Ax_u , pero para el denominador hay varios enfoques diferentes. Un planteamiento consiste en considerar como consumo exergético la totalidad de la exergía entrante al sistema, con lo que cualquier flujo de exergía saliente distinto del útil se considera como desaprovechado.

El rendimiento exergético es un parámetro útil para medir las mejoras introducidas en una instalación tanto en cuanto a la disminución de la exergía perdida como en cuanto al aprovechamiento de flujos de exergía recuperable dentro de la propia instalación.

Un factor importante de este concepto es que es aplicable a cualquier tipo de proceso, no solo a maquinas térmicas motoras o de refrigeración, sino

también a cualquier proceso industrial en el que los intercambios energéticos tengan una cierta importancia: procesos de industria química, centrales térmicas o incluso balances de consumo de energía de un país.

3.1.2 ANÁLISIS TERMOECONÓMICO

Antes de exponer los procedimientos en que se basa el análisis termoeconómico es necesario definir algunos conceptos que caracterizan los diferentes tipos de flujo exergético que pueden darse en la instalación: fueles, productos, exergía perdida y exergía destruida.

Se define el producto de un equipo como el resultado deseado, la finalidad para lo que se adquiere y para la que opera. El fuel de un equipo está constituido por los recursos utilizados para generar dicho producto. La exergía perdida de un componente es la exergía asociada a las corrientes exergéticos que salen de el sin ser aprovechadas por otro equipo de la instalación. Por último, la exergía destruida por un equipo es aquella que se calculó en el análisis termodinámico a través de la ecuación de Gouy-Stodola ec (3.15).

Para una mejor comprensión y a modo de ejemplo, en la figura 3.4 se muestran las diferentes posibilidades para la definición de los productos y fueles que se pueden dar en una maquina genérica.

En general, los fueles y productos de un equipo están definidos por corrientes exergéticas simples o compuestas. Las corrientes simples son flujos de materia, calor o trabajo que entran o salen de la maquina (corrientes $1i$ y $8e$), mientras que las corrientes compuestas están definidas por la variación de potencia energética entre una entrada y una salida (corrientes $2i-2e$ y también $7e-7i$). En el caso de reacciones químicas, los reactantes se consideran fueles, los productos y las corrientes de exergía perdida para todos los equipos de la instalación conforme a sus definiciones y teniendo en cuenta la situación y función de cada equipo dentro de la planta. El tratamiento de corrientes de un mismo equipo difiere en función del sistema en que ese componente está integrado.

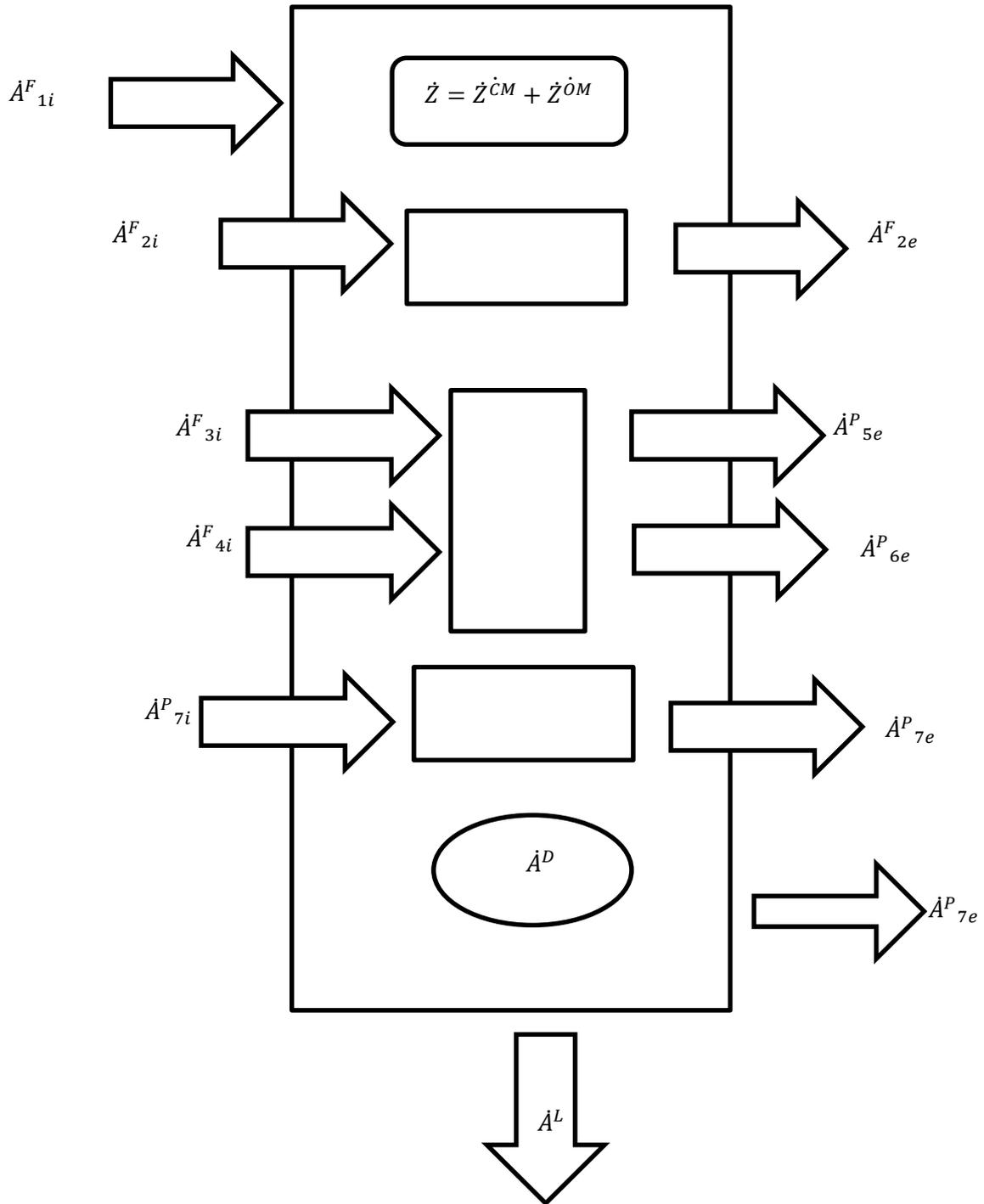


Figura 3.4: Esquema convencional para definición de fueles y productos.

Fuente: Elaboración propia.

En un análisis económico convencional, el balance de costes que generalmente se aplica a un sistema que opera en modo estacionario adquiere la forma que se muestra en la ecuación 3.19:

$$\dot{C}_{P,tot} = \dot{C}_{F,tot} + \dot{Z}_{tot}^{CI} + \dot{Z}_{tot}^{OM} \quad (3.19)$$

El balance contable anterior expresa: el coste de los productos de un sistema es igual a la suma de los costes debidos a los fueles más los costes asociados a la inversión de capital y los costos de operación y mantenimiento. Los costes de los productos y fueles son costes exergéticos temporales, se asocian a cada corriente del sistema. Los costes de capital junto con los de operación y mantenimiento, no son costos exergéticos, y se calculan dividiendo la contribución anual total de estos costes por el número de horas al año que la planta se encuentra funcionando. La suma de esos dos costes da lugar a una variable fundamental para el análisis termoeconómico:

$$\dot{Z} = \dot{Z}^{CI} + \dot{Z}^{OM} \quad (3.20)$$

Este coste no exergético que se denota por \dot{Z} se obtiene para cada uno de los componentes en que se divide la planta. Son costes temporales (S./tiempo), e indican cuánto cuesta mantener funcionando un equipo concreto por unidad de tiempo de funcionamiento.

3.1.2.1 Costes exergéticos temporales

Para sistemas que funcionan de forma estacionaria, existe un número concreto de entradas y salidas asociadas a un aporte o cesión de materia y energía a través de los límites de cada equipo o componente con su entorno. Asociado a estas transferencias de materia y energía existe una transferencia de exergía de entrada o salida, al igual que una destrucción de exergía debido a las irreversibilidades internas del sistema. El motivo por el que se usa la exergía para la asignación de costes en sistemas térmicos reside en que es el valor termodinámico que realmente mide las ineficiencias de cada proceso.

Es por ello que se han obtenido en el análisis termodinámico las exergía asociadas a cada corriente del sistema, ya sea de entrada o salida, debido a un flujo de calor o de trabajo. El coste exergético temporal de una corriente genérica i es el producto de dos valores:

$$\dot{C}_i = c_i \dot{A}_i \quad (3.21)$$

Donde:

\dot{C}_i es el coste exergético temporal de la corriente i en (S/. /tiempo),
 c_i es el coste exergético unitario de la corriente i (S/. /unidad exergética),
 \dot{A}_i es la potencia exergética de la corriente i (exergia/tiempo), obtenida mediante el análisis termodinámico.

3.1.2.2 Ecuación básica de la termoeconomía:

Una vez comprendidos cada uno de los términos del balance de costes se puede establecer la ecuación que se plantea para cada equipo de la instalación:

$$\dot{C}_{s,k} = \dot{C}_{e,k} + \dot{Z}_k \quad (3.22)$$

Donde:

$\dot{C}_{s,k}$ es el coste exergético temporal de todas las salidas del k -ésimo equipo,

$\dot{C}_{e,k}$ es el coste exergético temporal de todas las entradas del k -ésimo equipo,

\dot{Z}_k es el coste temporal no exergético debido a los costes de operación y mantenimiento más los costes de capital del equipo k -ésimo.

La ecuación 3.22 indica que el coste total de las corrientes exergéticas de salida es debido al coste de todas las corrientes exergéticas de entrada más los costes temporales de capital, operación y mantenimiento de un componente genérico k de la instalación, o lo que es lo mismo, se atribuyen a las salidas todos los costes en que se incurren para producirlas.

3.1.2.3 Relaciones auxiliares necesarias para la resolución del problema termoeconómico

Cuando se comienza el análisis termoeconómico, los datos disponibles son las potencias exergéticas \dot{A}_i de cada corriente másica y energética del sistema junto con los costes no exergéticos \dot{Z}_k asociados a cada uno de los equipos.

Cuando se aplica el balance exergético contable a cada uno de los equipos del sistema, se obtienen tantas ecuaciones como número de equipos que componen la planta. Sin embargo el número de incógnitas del problema, que son los costes exergéticos c_i es mayor que el número total de ecuaciones. Por este motivo, es necesario establecer una serie de ecuaciones adicionales que permitan completar el sistema de ecuaciones y de esta forma poder resolver el problema termoeconómico.

Una vez identificadas las funciones de cada corriente de la instalación y establecidos los balances exergéticos contables para cada equipo, es necesario realizar hipótesis para el planteamiento de ecuaciones auxiliares. De los posibles planteamientos existentes, el más habitual es el que se propone a continuación:

1. Cuando el producto es una única corriente exergética, el coste exergético unitario de esta corriente se calcula directamente de la ecuación de balance exergético contable planteada anteriormente. Las ecuaciones auxiliares se formulan para el resto de corrientes exergéticas de salida, dependiendo de que hayan sido consideradas fuel o exergía perdida.
2. Cuando el producto incluye m corrientes de salida hay que establecer $m-1$ ecuaciones adicionales que relacionen costes exergéticos unitarios de las corrientes de los productos. Para ello, la ecuación utilizada se basa en considerar constante el incremento de los costes exergéticos para todas las corrientes de productos:

$$\Delta c^P = cte (\forall P \in \text{salida}) \quad (3.23)$$

Esta ecuación supone admitir que cada unidad de exergía aportada a un producto tiene el mismo coste medio para todas las corrientes.

3. Cuando la definición de fuel implica la diferencia entre dos corrientes de la misma materia, el incremento del coste exergético unitario es nulo, o sea, es el mismo coste para las dos corrientes. Se expresa a través de la siguiente ecuación:

$$\Delta c^F = 0 \gg c_s^F = c_e^F \quad (3.24)$$

Esta ecuación supone admitir que el coste total asociado con la disminución de la exergía debe ser igual al coste medio de suministro de esa exergía aguas arriba del componente analizado. Estas son las hipótesis generalmente más adoptadas para la caracterización del coste exergético unitario de fueles y productos, pero no basta con ellas para completar el problema termoeconómico.

3.1.2.4 Costes exergéticos unitarios promedios de fueles y productos

Una vez fijadas las corrientes de fuel, producto y pérdidas, se definen los costes exergéticos unitarios promedio de fueles y productos para un componente o un sistema. El coste exergético unitario promedio del fuel representa el coste medio al que es suministrada cada unidad de exergía a ese componente. Aplicando la definición a la máquina de la figura 3.4 el coste se obtendrá como se indica a continuación:

$$c^F = \frac{\dot{C}^F}{\dot{A}^F} = \frac{c_1 \dot{A}_1^F + (c_{2i} \dot{A}_{2i}^F - c_{2e} \dot{A}_{2e}^F) + c_{3i} \dot{A}_{3i}^F + c_{4i} \dot{A}_{4i}^F}{\dot{A}_1^F + (\dot{A}_{2i}^F - \dot{A}_{2e}^F) + \dot{A}_{3i}^F + \dot{A}_{4i}^F} \quad (3.25)$$

El coste exergético unitario promedio del producto se define como el coste medio de la unidad de exergía generada por un componente o un sistema. La ecuación 3.25 muestra la obtención de tal coste para la máquina de la figura 3.4:

$$c^P = \frac{\dot{C}^P}{\dot{A}^P} = \frac{c_{5e}\dot{A}_{5e}^P + c_{6e}\dot{A}_{6e}^P + (c_{7e}\dot{A}_{7e}^P - c_{7i}\dot{A}_{7i}^P) + c_{8e}\dot{A}_{8e}^P}{\dot{A}_{5e}^P + \dot{A}_{6e}^P + (\dot{A}_{7e}^P - \dot{A}_{7i}^P) + \dot{A}_{8e}^P} \quad (3.26)$$

La obtención de los costes exergéticos unitarios promedio de fueles y productos para cada una de las maquinas permite apreciar el encarecimiento de la unidad exergética en cada componente, factor importante a tener en cuenta a la hora de tomar decisiones sobre el diseño final de un sistema térmico.

3.1.2.5 Caracterización termodinámica y valoración de las exergía destruidas y perdidas.

Una vez que se han caracterizado los costes exergéticos unitarios de las corrientes de fueles y productos, es necesario atribuir un coste a la unidad de exergía perdida para poder resolver el problema termoeconómico.

La figura 3.4 que representa una maquina genérica puede ser simplificada a partir de los costes promedio de fueles y producto anteriormente obtenidos, resultando la figura 3.5, que va a ser utilizada para la caracterización termodinámica y la asignación de costes exergéticos unitarios de las exergía destruidas y perdidas, así como de los productos, conocidos los datos de los fueles y de los costes temporales anualizados mantenidos de operación y mantenimiento de la maquina (\dot{Z}).

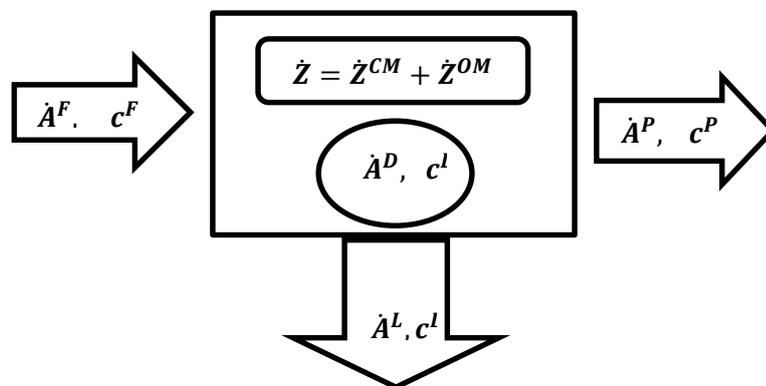


Figura 3.5: Esquema para la caracterización termodinámica y la asignación de costes exergéticos.

Fuente: Elaboración propia.

BALANCE EXERGÉTICO:

$$\dot{A}^P + \dot{A}^D + \dot{A}^L = \dot{A}^F \quad (3.27)$$

Donde:

\dot{A} es la potencia exergética,

y las letras P, D, L, F asocian una magnitud al producto, exergía destruida, exergía perdida y fuel respectivamente.

BALANCE CONTABLE:

$$\dot{C}^P + \dot{C}^L = \dot{C}^F + \dot{Z} \quad (3.28)$$

Donde:

\dot{C} es el coste temporal asociado a la categoría indicada por el superíndice.

Mediante el balance energético se caracterizan todas las exergías involucradas, estableciendo una relación entre las cuatro potencias exergéticas que intervienen. Las exergías perdidas y destruidas influyen de igual forma en el rendimiento energético, definido como se muestra en la ecuación 3.29.

$$\varepsilon = \frac{\dot{A}^P}{\dot{A}^F} \quad (3.29)$$

Sin embargo, desde un punto de vista técnico y económico –incluso ambiental-, ambas ineficiencias no son equivalentes. La exergía destruida es una magnitud imputable directamente a la máquina, mientras que la exergía perdida es un subproducto no utilizado y por tanto no debe ser imputada a la máquina sino al sistema en su conjunto. Si otra máquina se introdujera en el sistema para aprovechar una corriente de exergía anteriormente perdida, ésta se correspondería con una corriente de fuel de la nueva máquina. En cambio, la exergía destruida es, como su propio nombre indica, posteriormente inutilizable.

La valoración de estas exergías ofrece diferentes alternativas. Uno de los objetivos del análisis termoeconómico es comprender la formación de

costes y flujos monetarios del sistema además de optimizar el funcionamiento de cada componente y el sistema en su conjunto. Por ello, cada corriente exergética perdida o destruida debe ser valorada económicamente como una posibilidad de incremento de la eficiencia del sistema, y por tanto su valoración económica mediante la asignación de un coste exergético unitario debe cumplir estos objetivos.

En toda planta industrial, los diagnósticos, la optimización y los ahorros se han convertido en un objetivo de alcanzar la calidad, rendimiento, economía y control en los procesos productivos.

Optimizando los manejos de costos en cada una de las operaciones y/o sistemas integrados por la Central, Planta o Empresa.

El análisis Termoeconómico cuantifica la formación de los costos de los productos, desagregando las diferentes bifurcaciones a las cuales se les asigna costos proporcionales a alguna propiedad, como es la exergía.

3.1.2.6 CACULO DE COSTES EXERGÉTICOS

El costo exergético trata de asociar los flujos termodinámicos de los sistemas a un costo de cantidad de exergética utilizada, para producir el flujo analizado.

Mediante el desarrollo del balance económico oportuno, se define la función objetivo que expresa el costo anual de operación de la planta

(\bar{C}_T):

$$\bar{C}_T(x_i) = c_e t B(x_i) + a \sum_{i=1}^n C_I(x_i) + \bar{C}_{sis} \quad (3.30)$$

t Tiempo de operación por año.

c_e Costo unitario de la exergía primaria.

a Factor de recuperación de capital.

C_I Costo de capital del equipo I del sistema que consta de n equipos.

\bar{C}_{sis} La parte del costo total anual del sistema que no está afectada por el parámetro x_i .

x_i Parámetro de la planta que afecta al comportamiento del equipo del sistema, que en la mayoría de los costos también afectara indirectamente al comportamiento de todo el sistema.

En el análisis a desarrollar se considera que todos los equipos de la planta han sido amortizados, y no se han tomado en cuenta los costos de operación de cada equipo a fin de simplificar los cálculos, por lo que la ecuación (3.30) se convierte en:

$$\bar{C}_T(x_i) = c_e t B(x_i) \quad \text{ó} \quad (3.31)$$

$$\bar{C}_{\text{prod}} = \bar{C}_{\text{comb}} \quad (3.32)$$

\bar{C}_{prod} Costo Termoeconómico del producto en (US\$), resulta de multiplicar el costo termoeconómico unitario de la exergía del producto c_{prod} (US\$/kcal), el costo exergético del producto b_{prod} (kcal).

\bar{C}_{comb} Costo termoeconómico del combustible empleado (US\$).

3.1.2.7 VARIABLES TERMOECONOMICAS PARA LA EVALUACIÓN DEL SISTEMA

Una vez que se ha calculado el coste exergético unitario y el coste temporal de todas las corrientes se definen una serie de parámetros termoeconómicos que permiten realizar una evaluación del sistema. Los parámetros termoeconómicos utilizados en este proyecto son los siguientes:

1. RELACION DE EXERGIA DESTRUIDA

Es la relación entre la potencia exergética destruida y la potencia exergética del fuel de un componente genérico k .

$$\rho_{D,k} = \frac{\dot{A}_{D,k}}{\dot{A}_{F,k}} \quad (3.33)$$

2. RELACION DE EXERGIA PERDIDA

Es el cociente entre la potencia exergética perdida y la potencia exergética del fuel total de la planta.

$$\rho_{L,k} = \frac{\dot{A}_{L,k}}{\dot{A}_F} \quad (3.34)$$

3. RENDIMIENTO EXERGETICO

Se define como la relación entre la potencia exergética del producto y la potencia exergética del fuel de cada equipo.

$$\varepsilon_k = \frac{\dot{A}_{P,k}}{\dot{A}_{F,k}} \quad (3.35)$$

4. DIFERENCIA RELATIVA DE COSTE EXERGETICOS UNITARIOS PROMEDIO

Se define como el aumento relativo del coste exergético unitario promedio entre el fuel y el producto.

$$r_k = \frac{C_{P,k} - C_{F,k}}{C_{F,k}} \quad (3.36)$$

5. CONSUMO EXERGETICO UNITARIO (k)

$$k = \frac{F}{P} \quad (*)$$

3.2. APLICACION DEL ANALISIS A LOS EQUIPOS TERMICOS

3.2.1. Secadores a vapor rotatubos:

La etapa de secado se realiza mediante tres etapas, en la primera ingresa la torta integral que corresponde a la suma de Torta de Separadora proveniente del proceso de separación de sólidos y el concentrado de la planta de agua de cola WHE, obteniéndose la torta Homogenizada que ingresa a los cinco Secadores Rotatubos a vapor para obtener una masa semiseca denominada scrap. Y en la tercera etapa todas estas masas entran a los secadores de aire caliente tipo HTL donde tiene como objetivo disminuir el contenido de humedad del scrap proveniente de secadores a vapor hasta el nivel adecuado para el producto final.

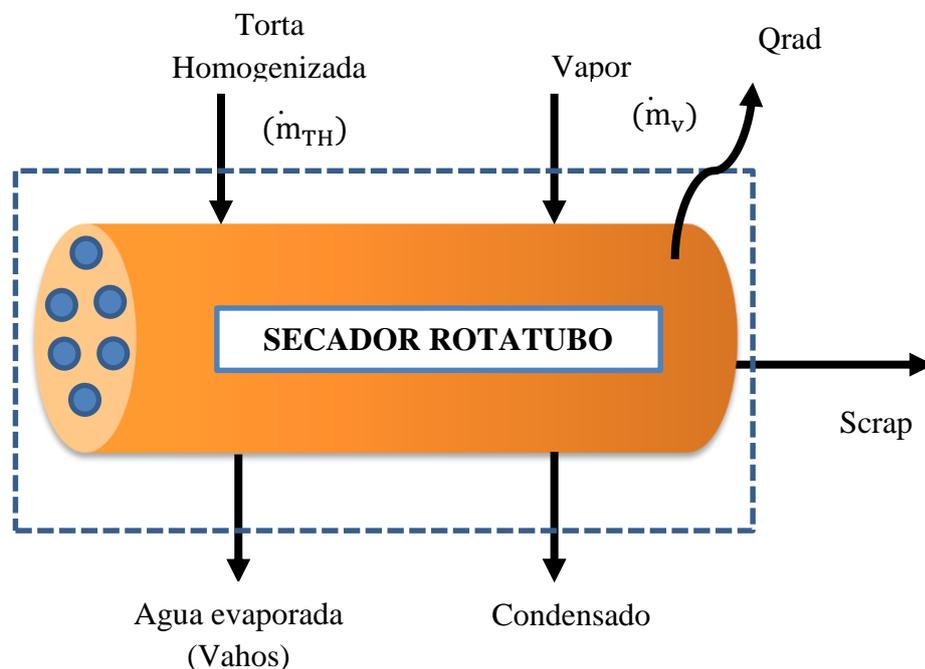


Figura N° 3.6: Volumen de control de secador rotatubos.
Fuente: Elaboración propia.

Balance de energía

El desarrollo del balance de energía para el volumen de control del secador, se realiza de acuerdo a la ecuación (3.8) aplicando las restricciones correspondientes que se mencionaron en el ítem 3.1.1.4.

De acuerdo a la fig. 3.3 el intercambio de calor \dot{Q}_{rc} en la frontera estaría formado por la pérdida de calor radiado al exterior.

Las masas de ingreso llevan consigo su correspondiente energía ($\sum \dot{m}_i h_i$), que está constituida por la energía del vapor suministrado de manera indirecta, la energía de la torta homogenizada de ingreso al secado, se evalúa mediante la siguiente expresión:

$$\sum \dot{m}_i h_i = \dot{m}_v h_g + \dot{m}_{TH} C_{pTH} T_{iTH} \quad (3.37)$$

La energía de la masa de la masa de salida está constituida por el flujo del agua evaporada el vapor condensado y la energía contenida en la masa de scrap a la salida del secador:

$$\sum \dot{m}_s h_s = \dot{m}_v h_f + \dot{m}_{vahos} h_{vahos} + \dot{m}_{scrap} C_{p\ scrap} T_{scrap} \quad (3.38)$$

La eficiencia se evalúa mediante el cociente entre el calor útil contenido en el scrap y la energía de ingreso proporcionado por el vapor, obteniéndose:

$$n_{secador} = \left(\frac{\dot{Q}_{util}}{\dot{Q}_{ingreso}} \right) \times 100 \quad (3.39)$$

Balance de exergía

La expresión del balance de exergía estará dada por:

$$0 = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j} \right) \dot{Q}_j + \sum_i \dot{m}_i b_i - \sum_s \dot{m}_s b_s - \dot{A}_{d\ sec.} \quad (3.40)$$

La exergía de la masa de entrada está constituida de forma análoga que en el balance de energía cambiando el término de entalpia por su correspondiente exergía específica.

La exergía de ingreso está constituida por los términos de la siguiente expresión:

$$\sum \dot{m}_i b_i = \dot{m}_v b_{vg} + \dot{m}_{TH} C_{pTH} T_{iTH} \left(1 - \frac{T_0}{T_{iTH}}\right) \quad (3.41)$$

La exergía de la masa de salida es también análoga a la del balance de energía sustituyendo su entalpia por su correspondiente exergía específica, obteniéndose:

$$\sum \dot{m}_s b_s = \dot{m}_v b_{vf} + \dot{m}_{vahos} b_{vahos} + \dot{m}_{scrap} C_{p\ scrap} T_{scrap} \left(1 - \frac{T_0}{T_{scrap}}\right) \quad (3.42)$$

El rendimiento exergético esta expresado, de forma análoga que la eficiencia energética el cociente entre la exergía del agua evaporada por el secador entre la exergía total del vapor de ingreso.

$$\varepsilon = \left(\frac{\dot{A}_{ganado}}{\dot{A}_{gastado}}\right) \times 100 \quad (3.43)$$

3.2.2. Planta evaporadora de agua de cola WHE 3148

El líquido del proceso se alimenta al último efecto del WHE, controlado automáticamente por el nivel en este efecto.

La bomba de recirculación del tercer efecto lleva el líquido a la parte superior del efecto. El líquido se distribuye efectivamente a todos los tubos por medio de toberas aspersoras, formando una película en la superficie interna de esos tubos.

La gravedad y el vapor generado por el proceso de evaporación llevan al líquido hasta la parte inferior de los tubos. El líquido cae a la parte inferior del efecto donde hay un control de nivel y desde ahí es descargado por la bomba de recirculación. El líquido se evapora parcialmente durante su paso por los tubos por medio del calor producido por la condensación de los vahos que pasan por la superficie externa de estos tubos. El líquido y los vahos se separan en el ciclón separador; el líquido drena al recipiente colector hacia la bomba de recirculación y los vahos pasan al condensador.

El líquido concentrado parcialmente se transfiere al siguiente, y en un proceso similar de evaporación los vahos producidos pasan al último efecto como fuente de energía del proceso.

El concentrado de agua de cola se descarga desde el primer efecto por medio de una bomba y es controlado manualmente o automáticamente por la viscosidad del líquido en este efecto.

La evaporación en el primer efecto se produce por la transferencia de calor entre los vahos de los secadores y el líquido que circula por los tubos. El condensado en el primer efecto es descargado por gravedad y los vahos residuales se envían a un lavador.

El evaporador WHE es controlado automáticamente y cualquier cambio en la operación puede ser realizado desde el tablero por control remoto. El sistema utilizado de evaporación es a contracorriente, trabajando a presiones de vacío, como se muestra el esquema de la Fig. 3.5.

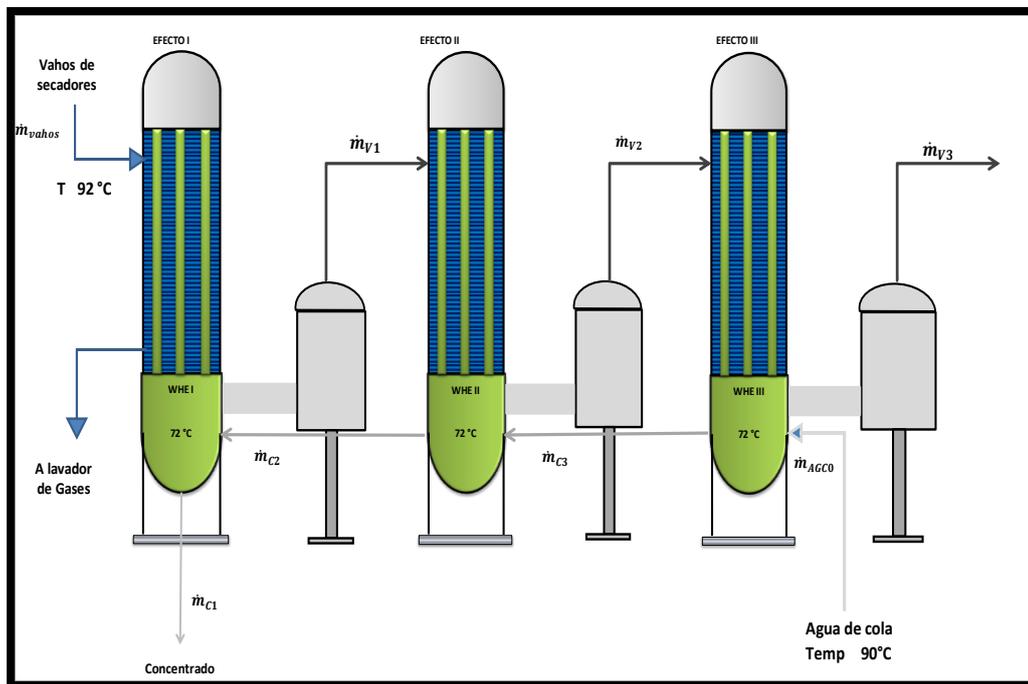


Fig. N° 3.7: Volumen de control de evaporación de agua de cola
Fuente: elaboración propia.

Fig. N° 3.6: Planta Evaporadora agua de cola WHE 3148SP



Fuente: STP. de Planta de HyAP Gary A. Moya Ramos

Determinando Flujo de agua de Cola y Concentrado en cada efecto

$$\dot{m}_{AGC0}X_0 = \dot{m}_{C1}X_1 = \dot{m}_{C2}X_2 = \dot{m}_{C3}X_3 \quad (3.44)$$

Siendo:

\dot{m}_{AGC0} : Flujo de Agua de cola

X: concentrado

Además se cumple que:

$$\dot{m}_{V1} + \dot{m}_{V2} + \dot{m}_{V3} = \dot{m}_{agua\ evaporada} \quad (3.45)$$

Para una primera aproximación, se supone que:

$$\dot{m}_{V1} = \dot{m}_{V2} = \dot{m}_{V3} = (\dot{m}_{ae} / 3) \quad (3.46)$$

Además para cada efecto, se tiene:

$$\dot{m}_{C1} = \dot{m}_{C2} - \dot{m}_{V1} \quad (3.47)$$

$$\dot{m}_{C2} = \dot{m}_{C3} - \dot{m}_{V2} \quad (3.48)$$

$$\dot{m}_{C3} = \dot{m}_{AGC0} - \dot{m}_{V3} \quad (3.49)$$

Balace de energía

Desarrollando el balance d energía, para el primer efecto se obtiene la primera de las ecuaciones:

$$\Sigma \dot{Q} + \Sigma \dot{m}_i h_i - \Sigma \dot{m}_s h_s = 0$$

Considerando despreciables el intercambio de calor al exterior, en la expresión anterior se tiene:

$$\Sigma \dot{m}_i h_i = \Sigma \dot{m}_s h_s$$

Desarrollando:

$$\dot{m}_{vahas} h_{g\ vahas} + \dot{m}_{C2} h^f_{C2} = \dot{m}_{V1} h_{g1} + \dot{m}_{C1} h^f_{C1} + \dot{m}_{vahas} h_{f\ vahas}$$

$$\dot{m}_{vahas} h_{fg\ vahas} + \dot{m}_{C2} h^f_{C2} = \dot{m}_{V1} h_{g1} + \dot{m}_{C1} h^f_{C1}$$

Considerando además que la entalpia correspondiente al flujo extraído $h^f_{C1} = C_{pAGC1} T_{AGC1}$ por pertenecer a la mezcla. Finalmente la expresión anterior queda definida como:

Efecto I

$$\dot{m}_{vahas} h_{fg\ vahas} + \dot{m}_{C2} C_{pAGC2} T_{AGC2} = \dot{m}_{V1} h_{g1} + \dot{m}_{C1} C_{pAGC1} T_{AGC1} \quad (3.50)$$

Efecto II

$$\dot{m}_{V1} h_{fg V1} + \dot{m}_{C3} C_{pAGC3} T_{AGC3} = \dot{m}_{C2} C_{pAGC2} T_{AGC2} + \dot{m}_{V2} h_{g2} \quad (3.51)$$

Efecto III

$$\dot{m}_{V2} h_{fg V2} + \dot{m}_{AGC0} C_{pAGC0} T_{AGC0} = \dot{m}_{C3} C_{pAGC3} T_{AGC3} + \dot{m}_{V3} h_{g3} \quad (3.52)$$

Siendo:

h_{fgv} : entalpía de vahos.

h_{fg1} h_{fg2} h_{fg3} : entalpía de vapor de cada efecto.

m_{vahos} : flujo de vahos.

m_{v1} m_{v2} m_{v3} : flujo de vapor para cada efecto.

C_p : capacidad calorífica del agua de cola.

T_{AGC0} : temperatura del agua de cola al ingreso.

T_1 T_2 T_3 : temperatura en cada efecto.

Se evalúa la eficiencia del evaporador, mediante la expresión:

$$n_{evaporador} = \left(\frac{\dot{Q}_{util}}{\dot{Q}_{ingreso}} \right) 100 \quad (3.53)$$

Donde la energía útil es la correspondiente al agua evaporada en el proceso y la energía contenida en el condensado de vapor y la energía total de ingreso es la que representa el flujo de vapor (vahos) y la del agua de cola.

Balance de exergía

La expresión del balance de exergía estará dada por:

$$0 = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j} \right) \dot{Q}_j + \sum_i \dot{m}_i b_i - \sum_s \dot{m}_s b_s - \dot{A}_{d\ evap}. \quad (3.54)$$

Para efectos de cálculos se considerara que no existe intercambio de calor al ambiente, por lo que el primer término de la segunda parte de la igualdad se anula. La exergía de ingreso y de salida para cada efecto se determina a continuación:

I Efecto

Entrada

$$\sum_{i1ef} \dot{m}_{i1ef} b_{i1ef} = \dot{m}_{C2} C_{pAGC2} T_{AGC2} \left(1 - \frac{T_o}{T_{AGC2}}\right) + \dot{m}_{vahas} [(h_{g\ vahas} - h_o) - T_o(S_{g\ vahas} - S_o)] \quad (3.55)$$

Salida

$$\sum_{s1ef} \dot{m}_{s1ef} b_{s1ef} = \dot{m}_{C1} C_{pAGC1} T_{AGC1} \left(1 - \frac{T_o}{T_{AGC1}}\right) + \dot{m}_{V1} [(h_{g1} - h_o) - T_o(S_{g1} - S_o)] + \dot{m}_{vahas} [(h_{f\ vahas} - h_o) - T_o(S_{f\ vahas} - S_o)] \quad (3.56)$$

$$\dot{A}_{d\ 1ef} = \sum_{i1ef} \dot{m}_{i1ef} b_{i1ef} - \sum_{s1ef} \dot{m}_{s1ef} b_{s1ef} \quad (3.57)$$

II Efecto

Entrada

$$\sum_{i11ef} \dot{m}_{i11ef} b_{i11ef} = \dot{m}_{C3} C_{pAGC3} T_{AGC3} \left(1 - \frac{T_o}{T_{AGC3}}\right) = \dot{m}_{C2} h_{fC2} + \dot{m}_{V1} [(h_{g1} - h_o) - T_o(S_{g1} - S_o)] \quad (3.58)$$

Salida

$$\sum_{s11ef} \dot{m}_{s11ef} b_{s11ef} = \dot{m}_{C2} C_{pAGC2} T_{AGC2} \left(1 - \frac{T_o}{T_{AGC2}}\right) + \dot{m}_{V2} [(h_{g2} - h_o) - T_o(S_{g2} - S_o)] + \dot{m}_{V1} [(h_{f1-2} - h_o) - T_o(S_{f1-2} - S_o)] \quad (3.59)$$

$$\dot{A}_{d\ IIef} = \sum_{i\ IIef} \dot{m}_{i\ IIef} b_{i\ IIef} - \sum_{s\ IIef} \dot{m}_{s\ IIef} b_{s\ IIef} \quad (3.60)$$

III efecto

Entrada

$$\sum_{i\ IIIef} \dot{m}_{i\ IIIef} b_{i\ IIIef} = \dot{m}_{AGC0} C_{pAGC0} T_{AGC0} \left(1 - \frac{T_0}{T_{AGC0}}\right) + \dot{m}_{V2} [(h_{g2} - h_o) - T_0(S_{g2} - S_o)] \quad (3.61)$$

Salida

$$\sum_{s\ IIIef} \dot{m}_{s\ IIIef} b_{s\ IIIef} = \dot{m}_{V3} [(H_{g3} - h_o) - T_0(S_{g3} - S_o)] + \dot{m}_{C3} C_{pAGC3} T_{AGC3} \left(1 - \frac{T_0}{T_{AGC3}}\right) + \dot{m}_{V2} [(h_{f2-3} - h_o) - T_0(S_{f2-3} - S_o)] \quad (3.62)$$

$$\dot{A}_{d\ IIIef} = \sum_{i\ IIIef} \dot{m}_{i\ IIIef} b_{i\ IIIef} - \sum_{s\ IIIef} \dot{m}_{s\ IIIef} b_{s\ IIIef} \quad (3.63)$$

La evaluación del rendimiento exergético está representada por la siguiente ecuación:

$$\varepsilon_{evap} = \left(\frac{\dot{A}_{utilizado}}{\dot{A}_{gastado}}\right) 100 \quad (3.64)$$

La exergía utilizada es la correspondiente a la exergía total de salida de la planta evaporadora.

$$\dot{A}_{utilizado} = \dot{A}_{agua\ evap} + \dot{A}_{concentrado\ final} + \sum \dot{A}_{condensados} \quad (3.65)$$

La exergía gastada se considera como la cantidad total de exergía que ingresa a la planta evaporadora de agua de cola.

$$\dot{A}_{gastado} = \dot{m}_{vahos} b_{vahos\ g} + \dot{m}_{agc0} b_{agc0} \quad (3.66)$$



CAPÍTULO IV

Materiales y Métodos

4.1. MATERIALES

4.1.1. EQUIPOS TERMICOS EN LA CENTRAL DE PRODUCCION

A.- Secadores

Consiste en deshidratar la torta integral, conformada por el “keke de prensa”, concentrado, sólidos de separadora (Lodos), unidos y homogenizados previamente, teniendo como objetivo reducir la humedad a niveles de agua que no permita el crecimiento de microorganismos. Esta operación realiza en 03 etapas de Secado:

1° Secado Rotadisc: Consta de 3 equipos térmicos Rotadisc, es llamada como el Pre-secado, aquí se realiza la mayor evaporación del queque; la temperatura al ingreso del queque al secador es de 120 a 150° C, obteniéndose 55 a 60% de humedad y finos.

2° Secado Indirecto: Consta de 4 equipos térmicos Rotatubos, es llamada como Secado a vapor indirecto, coloquialmente secador tipo araña. El proceso de secado de mayor importancia, pues determinara la calidad de harina de pescado, debido a la degradación térmica de los aminoácidos constituyentes, en especial la lisina, y la pérdida de digestibilidad. Obteniéndose 10 a 15% de humedad.

3° Secado Directo: Consta de un equipo térmico Rotatorio, es llamada como Secado final, consiste en ingresar aire caliente por medio de una cámara de combustión el cual esta seguida a una caja de humos (parte superior), seguidamente a su salida el producto es llevado hacia a la torre lavadora y ciclones. Obteniéndose 9 a 12% de humedad.

B.- Planta Evaporadora Agua de Cola

Tiene como objetivo deshidratar la carga con un contenido de sólidos de 8%, que corresponden casi en su totalidad a proteínas solubles, hasta llevarlo a un rango de 35-36% mediante la evaporación de agua por tratamiento térmico. Este concentrado es adicionado llevado a la Torta o Keke de prensa en el equipo de prensado la cual formará parte de la torta integral a su salida, que a la vez aumenta el porcentaje de proteína soluble dando como resultado una harina de mejor calidad y mejoras en el rendimiento de la producción en el orden de 20 - 25% de productividad. Actualmente la empresa cuenta con 2 Plantas Evaporadoras de marca WHE 3148SP, de tres efectos en vacío, de película descendente con capacidad de 25088 Kg. evap. /h.

4.1.2. INSTRUMENTACION DE LA CENTRAL

- Termómetros
- Termocuplas
- Manómetros
- Caudalímetros (Instalados en los equipos de control de agua: Calderas, Cocinadores, Coagulador de Sanguaza, Secadores, PAC, etc.).
- Refractómetro (Modelo Mano)
- Analizador Digital de gases de la combustión

4.1.3. INSTRUMENTACION DEL DEPARTAMENTO DE ASEGURAMIENTO DE LA CALIDAD

El laboratorio de Aseguramiento de la calidad; cuenta con los materiales, instrumentos, equipos y sala de monitoreo para la determinación de porcentajes, grasas y sólidos para cada etapa productiva. Estos mencionados son:

- Balanzas de precisión eléctrica
- Balanza infrarroja para humedad
- Centrífugas
- Estufas
- Reactivos
- Mufla destilador de agua
- Desaguadores
- Analizadores de agua
- Software: SAP (Control de Monitoreo Digital)
- Otros equipo

4.2. METODO

4.2.1. ANÁLISIS EXERGÉTICO Y TERMOECONÓMICO

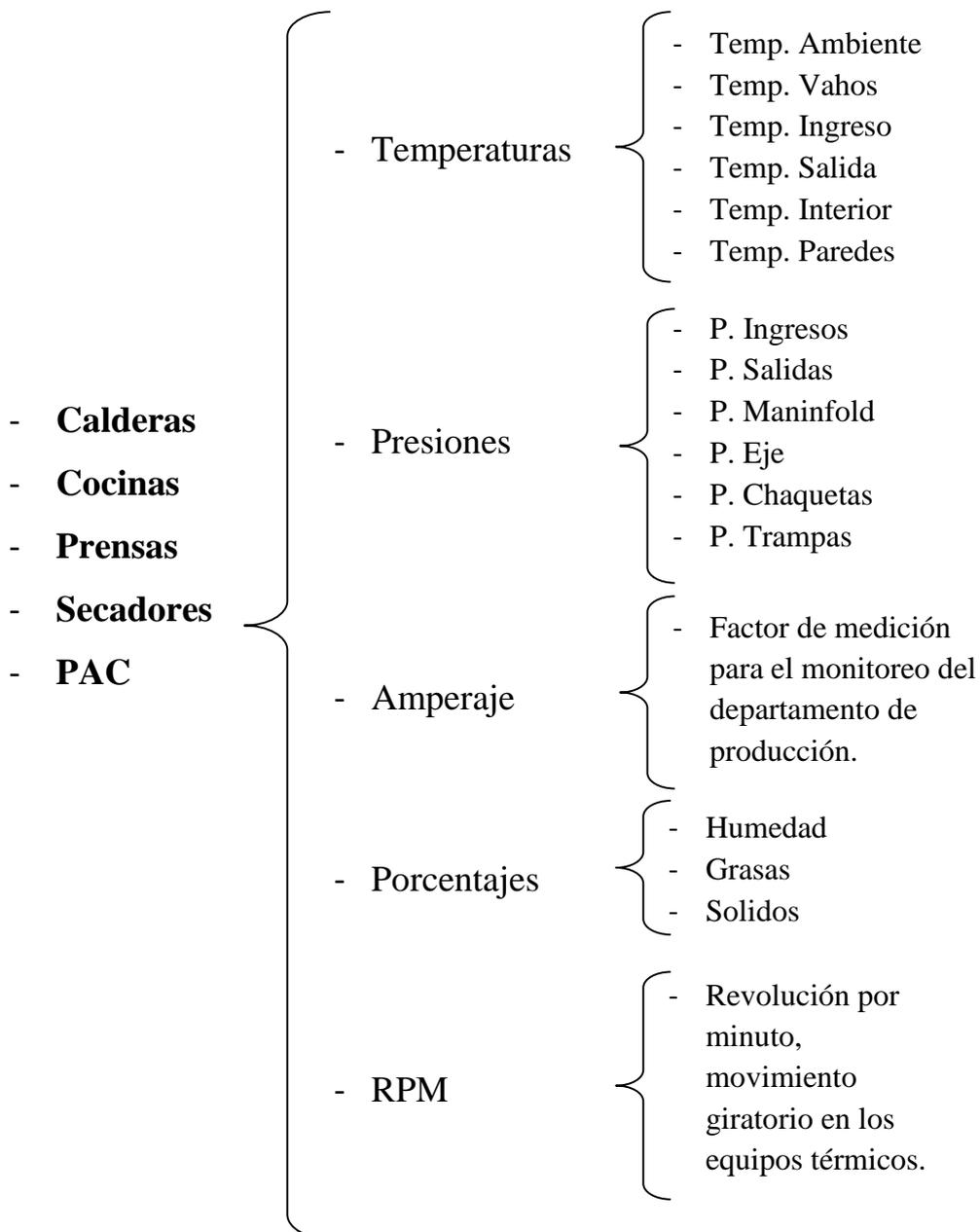
La metodología a utilizar se ha implementado con anterioridad a equipos térmicos como son calderos, evaporadores, turbinas, compresores, etc., utilizados en diferentes sistemas de producción, y este análisis expuesto no difiere de estos y está compuesta por las siguientes etapas:

- ✚ Balance de Masa.
- ✚ Balance de Energía.
- ✚ Balance de Exergía.
- ✚ Análisis Termoeconómico.

4.2.2. METODO DE INVESTIGACION

Para nuestro análisis y evaluación se hizo los estudios siguientes:

- Reconocimiento de la Empresa Tecnología de Alimentos S.A – Chimbote en forma general.
- Toma de datos para los equipos térmicos.



Fuente: Elaboración Propia.

- Evaluación de los datos proporcionados por la Empresa.
- Entrevistas y reuniones organizadas con algunos responsables de la Empresa. Las cuales detallo sus identidades en el cuadro N° 4.1

Cuadro N° 4.1: Responsables de la Tecnología de Alimentos S.A – Chimbote

N°	Nombres y Apellidos	Cargo	Celular
1	Gary Moya Ramos	Contador de Planta HyAP	979 - 332205
2	Richard Díaz	Asistente Adm. De planta HyAP	943 - 291953
3	Julio Aguirre Miranda	Analista de Calidad	943 - 012207
4	Ciro Castillo	Electricista	943 - 481622



CAPITULO V

RESULTADOS

5.1 EVALUACIÓN EXERGÉTICA

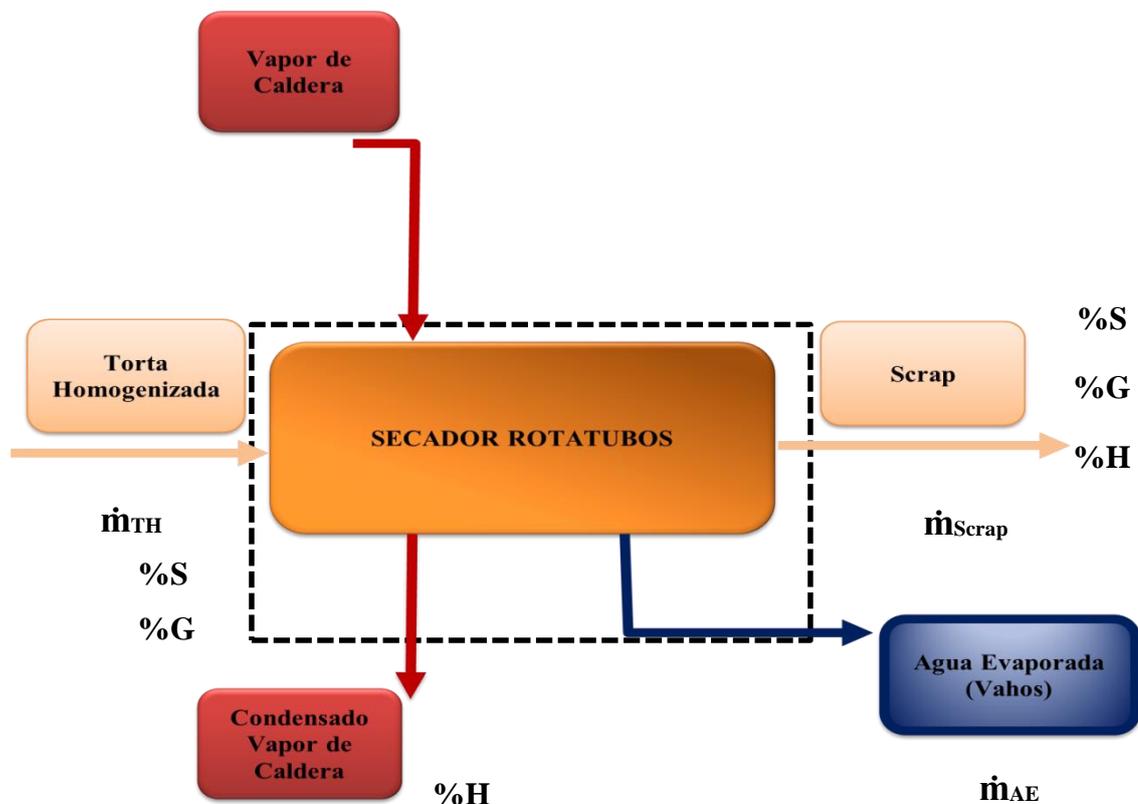
5.1.1. BALANCE EN LOS SECADORES ROTATUBOS

El balance de masa, energía y exergía se inicia determinando el volumen de control como se indica en la fig. 5.1 (Los balances se realizan sobre una capacidad de producción total de 226 Ton/h de materia prima)

A. Balance de Masa

El balance de masa, se inicia con la determinación del volumen de control. Luego con la composición de sólidos, grasas y humedad tanto a la entrada como en la salida se determina la cantidad de flujo másico de Scrap a la salida del secador rotatubo.

Fig. N° 5.1: Volumen de control, secadores rotatubos balance de masa



Fuente: Elaboración propia

Dónde:

\dot{m}_{TH} : Flujo másico de Torta Homogenizada.

\dot{m}_{Scrap} : Flujo másico de Scrap.

%S : Porcentaje de Sólidos.

%G : Porcentaje de Grasa.

%H : Porcentaje de Humedad.

Por la composición de humedades de entrada y salida se determina el flujo másico del Scrap en la siguiente formula:

$$\dot{m}_{TH}(1 - H_{TH}) = \dot{m}_{Scrap}(1 - H_{Scrap}) \quad (*)$$

Despejando \dot{m}_{Scrap} , Tenemos:

$$\dot{m}_{Scrap} = \frac{\dot{m}_{TH}(1-H_{TH})}{(1-H_{Scrap})} \quad (\alpha)$$

Por lo tanto el flujo másico de agua evaporada será:

$$\dot{m}_{vahas} = \dot{m}_{TH} - \dot{m}_{Scrap} \quad (\beta)$$

Cuadro N°5.1 Composición de entrada y salida de los secadores rotatubos

SECADOR ROTATUBOS				
Descripción	Flujo (kg/h)	Composición		
		%H	%G	%S
\dot{m}_{TH} : Torta Homogenizada	96921.49	47	4.05	48.95
\dot{m}_{Scrap} : Scrap (Harina primera etapa)		18	75.73	6.27

Fuente: Elaboración propia.

Al realizar el cálculo correspondiente reemplazando los valores en (α) y (β) obtenemos lo siguiente:

$$\dot{m}_{Scrap} = \frac{96921.49(1 - 0.47)}{(1 - 0.18)}$$

$$\dot{m}_{Scrap} = 62644.38 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{vahas} = 96921.49 - 62644.38$$

$$\dot{m}_{vahas} = 34277.1 \text{ kg/h}$$

Los resultados obtenidos sobre los flujos de Scrap y agua evaporada en los secadores se han resumido en los siguientes cuadros:

Cuadro N° 5.2: Balance de masa total en los Secadores Rotatubos

SECADOR ROTATUBOS				
Descripción	Flujo	Composición		
	(kg/h)	%H	%G	%S
\dot{m}_{TH} : Torta Homogenizada	96921.49	47	4.05	48.95
\dot{m}_{Scrap} : Scrap (Harina primera etapa)	62644.38	18	75.73	6.27
\dot{m}_{AE} : Agua evaporada	34277.1	100	0	0

Fuente: Elaboración propia.

Para la realización de un buen análisis exergético va estar determinado por la mejor aproximación de los calores específicos de la mezcla, para la cual según el trabajo publicado por Ing. Ferdinan Estrada Almanza e Ing. Salome Gonzales Chávez de la Universidad Nacional de Ingeniería, denominado “Análisis Exergético para la optimización de la energía en una planta de harina de pescado a partir de la determinación experimental del calor específico de flujos multifase” obtienen un resultado de:

$$C_p = 0.3\%S + 0.5\%G + \%H \tag{5.1}$$

Donde el comportamiento térmico de los procesos, la temperatura de las sustancias varía entre los 15 y 100 °C; en este intervalo el calor específico de la humedad tiene una variación menor al 1%, las grasas menores al 2% y los sólidos una variación menor al

1%. Por lo tanto el calor específico de las sustancias del proceso solo se verá afectado por la variación de los porcentajes de grasa, humedad y sólidos.

5.1.2. BALANCE DE ENERGÍA Y EXERGÍA

Con los datos obtenidos del balance de masa se evalúa la distribución del consumo másico, energético y exergético en cada uno de los secadores rotatubos empleando el procedimiento descrito en la sección 4.

5.1.2.1 Balance de Energía Térmica:

Con los datos obtenidos del balance de masa se evalúa la distribución del consumo másico, energético y exergético en cada uno de los secadores rotatubos empleando el procedimiento descrito en la sección 4.

a) Determinación del flujo másico de vapor

a.1 Aplicando la ecuación (3.18) $0 = \dot{Q}_{prad} + \sum \dot{m}_i h_i - \sum \dot{m}_s h_s$

Determinando las pérdidas por radiación:

$$\dot{Q}_{rad} = 4.88 * 10^{-8} * \varepsilon(T_s^4 - T_a^4) * A \quad (\theta)$$

Se realizaran los cálculos tanto para las paredes laterales y las tapas frontales. Para estos cálculos se multiplicara por 05, debido a que son 05 secadores.

- Paredes laterales.

$$A_L = \pi DL = 219.91m^2$$

Donde:

Diámetro (D) =3.5m

Longitud (L) =20m

Temperatura superficie lateral (T_{sL}) =80°C (353°K)

Temperatura ambiente (T_a) =20°C (293°K)

Emisividad de la superficie lateral (ε) =0.93

Reemplazando valores en (θ):

$$\dot{Q}_{radL} = 5 * 4.88 * 10^{-8} * \varepsilon * (T_{sL}^4 - T_a^4) * A_L$$

$$\dot{Q}_{radL} = 5 * 4.88 * 10^{-8} \frac{kcal}{h m^2 K^4} ** (353^4 - 293^4) K^4 * 219.91 m^2$$

$$\dot{Q}_{radL} = 407070 kcal/h$$

- Tapas frontales

$$A_f = \pi \frac{D^2}{4} = 9.62 m^2$$

Donde:

Diámetro (D) =3.5m

Longitud (L) =20m

Temperatura superficie frontal (T_{sf}) =100°C (373°K)

Temperatura ambiente (T_a) =20°C (293°K)

Emisividad de la superficie frontal (ε) =0.50

Reemplazando valores en (θ):

$$\dot{Q}_{radf} = 5 * 4.88 * 10^{-8} * \varepsilon * (T_{sf}^4 - T_a^4) * A_f$$

$$\dot{Q}_{radf} = 5 * 4.88 * 10^{-8} \frac{kcal}{h m^2 K^4} * 0.50 (373^4 - 293^4) K^4 * 9.62 m^2$$

$$\dot{Q}_{radf} = 14069.9 kcal/h$$

- Intercambio de calor en la frontera

$$\dot{Q}_{fc} = UA_T \Delta^{\circ}T \quad (\gamma)$$

$$U = 8.4 + 0.06 * (T_w - T_a)$$

Donde:

8.4 y 0.06: Constantes de corrección.

T_w : Temperatura de trabajo (135°C)

T_a : Temperatura ambiente (20°)

Reemplazando obtenemos el siguiente coeficiente global de transferencia de calor:

$$U = \frac{15.3kcal}{hm^2^{\circ}C}$$

$$\Delta^{\circ}T = T_{ext} - T_a$$

T_{ext} : Temperatura externa del equipo (40°C)

$$\Delta^{\circ}T = 20^{\circ}C$$

$$A_T = A_L + A_f$$

$$A_T = 229.53m^2$$

Al reemplazar estos valores obtenemos el calor intercambiado en la frontera del equipo:

$$\dot{Q}_{fc} = 5 * \frac{15.3kcal}{hm^2^{\circ}C} 229.53m^2 20^{\circ}C$$

$$\dot{Q}_{fc} = 351185.7kcal/h$$

Los flujos de entrada y salida respectivamente, están determinados por las ecuaciones (3.19) y (3.20).

Entrada:

$$\sum \dot{m}_i h_i = \dot{m}_v h_g + \dot{m}_{TH} C_{pTH} T_{iTH}$$

- **Torta Homogenizada de ingreso :** $\dot{m}_{TH} C_{pTH} T_{iTH} = 5329291 \text{ kcal/h}$

$\dot{m}_{TH} = 96921.49 \text{ kg/h}$ Flujo másico de la torta homogenizada
 $C_{pTH} = 0.64689 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$ Calor específico de la torta homogenizada
 $T_{iTH} = 85^\circ\text{C}$ Temperatura de ingreso de la torta homogenizada.

Salida:

$$\sum \dot{m}_s h_s = \dot{m}_v h_f + \dot{m}_{vahos} h_{vahos} + \dot{m}_{scrap} C_{p\ scrap} T_{scrap}$$

- **Agua evaporada:** $\dot{m}_{vahos} h_{vahos} = 21905400 \text{ kcal/h}$

$\dot{m}_{vahos} = 34277.1 \text{ kg/h}$ Flujo de agua evaporada

$h_{gvahos} = 639.067 \text{ kcal/kg}$ Entalpia del vapor

(Temp. salida de vahos (97°C))

- **Harina de salida:** $\dot{m}_{scrap} C_{p\ scrap} T_{scrap} = 2700007 \text{ kcal/h}$

$\dot{m}_{scrap} = 62644.38 \text{ kg/h}$ Flujo másico de la torta homogenizada

$C_{p\ scrap} = 0.45369 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$ Calor específico del Scrap

$$T_{s\ scrap} = 95^{\circ}C \quad \text{Temperatura de salida del Scrap.}$$

Al reemplazar en (3.18) obtenemos la siguiente ecuación:

$$0 = -772326 + \dot{m}_v h_g + 5329291 - (21905400 + 2700007 + \dot{m}_v h_f) \quad (*)$$

$$\dot{m}_v (h_g - h_f) = 20048442 \text{ kcal/h}$$

Donde $(h_g - h_f)$ es el calor latente del vapor a la presión de 5.5 bar y de tablas termodinámicas (660.359-163.780) kcal/h

Resolviendo (*) hallamos el flujo de vapor necesario

$$\dot{m}_v = 40373.1 \text{ kg/h}$$

Cuadro N° 5.3: Balance de energía de los secadores rotatubos

SECADOR					
ENERGIA DE ENTRADA	(Mcal/h)	(%)	ENERGIA SALIENTE	(Mcal/h)	(%)
Energía del vapor	26660.71	83.06	Energía del Scrap	2700.01	8.44
Energía Torta Homogenizada	5329.29	16.94	Energía de vahos	21905.37	68.48
			Energía de vapor condensado	6612.30	20.67
			Pérdidas por radiación	421.14	1.32
			Intercambio de calor en la frontera	351.19	1.10
Total	31990.00	100.00	Total	31990.00	100
Eficiencia			79.52%		

Fuente: Elaboración propia

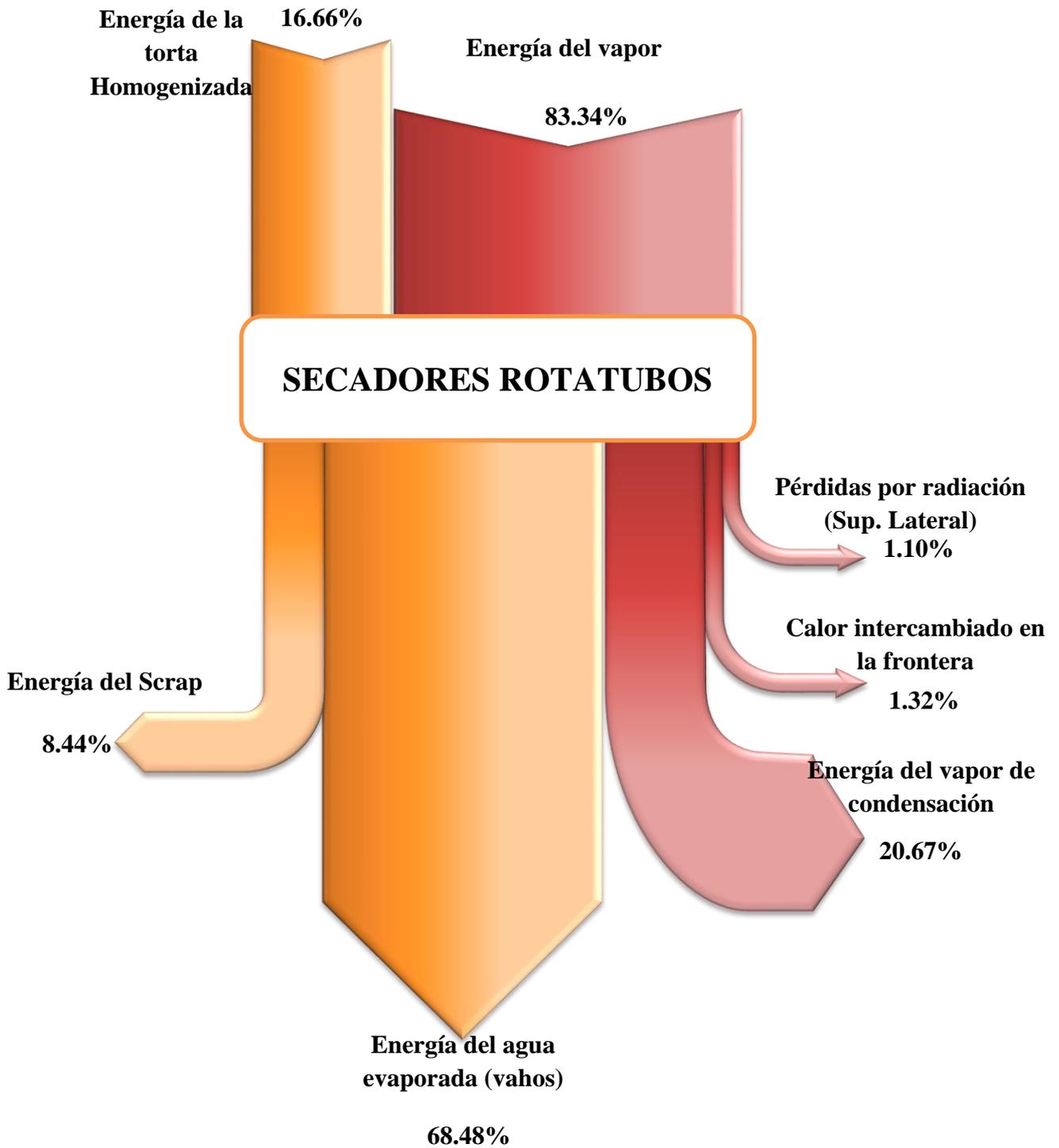


Figura 5.2 Diagrama de flujo energético de los secadores rotatubos.
Fuente: Elaboración propia.

5.1.2.2 Balance de Exergía:

EXERGIA DE LA MASA DE ENTRADA

Aplicando la ecuación (3.23) $\sum \dot{m}_i b_i = \dot{m}_v b_{vg} + \dot{m}_{TH} C_{pTH} T_{iTH} \left(1 - \frac{T_0}{T_{iTH}}\right)$

$$\dot{m}_v b_{vg} = 7331900 \text{ kcal/h}$$

- Vapor indirecto al secador:

$$b_{vg} = h_{gvapor} - h_0 - T_0 (S_{gvapor} - S_0)$$

$$h_g = 660.359 \text{ kcal/kg}$$

$$S_g = 1.61014 \text{ kcal/kg K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} = 298\text{K}$$

$$h_0 = 25.08 \text{ kcal/kg}$$

$$S_0 = 0.0878 \text{ kcal/kg K}$$

$$b_{vg} = 177.6 \text{ kcal/kg}$$

- Torta Homogenizada: $\dot{m}_{TH} C_{pTH} T_{iTH} \left(1 - \frac{T_0}{T_{iTH}}\right) = 3761850 \text{ kcal/h}$

$$b_{TH} = C_{pTH} T_{iTH} \left(1 - \frac{T_0}{T_{iTH}}\right)$$

$$C_{pTH} = 0.64689 \text{ kcal/kg K}$$

$$T_{iTH} = 85^\circ\text{C} = 358\text{K}$$

$$b_{TH} = 38.8134 \text{ kcal/kg}$$

EXERGÍA DE LA MASA DE SALIDA

Aplicando la ecuación (3.24)

$$\sum \dot{m}_s b_s = \dot{m}_v b_{vf} + \dot{m}_{vahos} b_{vahos} + \dot{m}_{scrap} C_{p\ scrap} T_{scrap} \left(1 - \frac{T_0}{T_{scrap}}\right)$$

- Condensado de vapor indirecto : $\dot{m}_v b_{vf} = 1007260 \text{kcal/h}$

$$b_{vf} = h_f - h_0 - T_0(S_f - S_0)$$

$$h_f = 163.780 \text{kcal/kg}$$

$$S_f = 0.4695 \text{kcal/kgK}$$

$$b_{vf} = 24.64 \text{kcal/kg}$$

- Agua evaporada: $\dot{m}_{vahos} b_{vahos} = 3878610 \text{kcal/h}$

$$b_{vahos} = h_{gvahos} - h_0 - T_0(S_{gvahos} - S_0)$$

$$h_{gvahos} = 638.30 \text{kcal/kg}$$

$$S_{gvahos} = 1.768 \text{kcal/kgK}$$

$$b_{vahos} = 113.154 \text{kcal/kg}$$

- Harina de salida: $\dot{m}_{scrap} C_{p\ scrap} T_{scrap} \left(1 - \frac{T_0}{T_{scrap}}\right) = 1989480 \text{kcal/h}$

$$b_{scrap} = C_{p\ scrap} T_{scrap} \left(1 - \frac{T_0}{T_{scrap}}\right)$$

$$C_{p\ scrap} = 0.45369 \text{kcal/kg K}$$

$$T_{scrap} = 95^\circ\text{C} = 368 \text{K}$$

$$b_{scrap} = 31.7583 \text{kcal/kg}$$

PERDIDAS POR RADIACIÓN

- Radiación (superficie lateral y pared frontal) $\dot{Q}_{rs} \left(1 - \frac{T_0}{T_s}\right)$

Superficie lateral $\dot{Q}_{rsL} \left(1 - \frac{T_0}{T_{SL}}\right) = 63420 \text{kcal/h}$

$$\dot{Q}_{rsL} = 407070 \text{kcal/h}$$

$$T_{SL} = 80^\circ\text{C} (353^\circ\text{K})$$

Pared frontal $\dot{Q}_{rsf} \left(1 - \frac{T_0}{T_{Sf}}\right) = 2830 \text{kcal/h}$

$$\dot{Q}_{rsf} = 14069.9 \text{kcal/h}$$

$$T_{Sf} = 100^\circ\text{C} (373^\circ\text{K})$$

- Intercambio en la frontera $\dot{Q}_{fc} \left(1 - \frac{T_0}{T_{ext}}\right) = 11400 \text{kcal/h}$

$$\dot{Q}_{fc} = 351185.7 \text{kcal/h}$$

$$T_{ext} = 40^{\circ}\text{C}(313\text{K})$$

RENDIMIENTO EXERGETICO DEL SECADOR ROTATUBOS

$$\varepsilon = \left(\frac{\dot{A}_{utilizado}}{\dot{A}_{consumido}} \right) 100 = 33.30\%$$

La exergía utilizada queda expresada de la siguiente manera

$$\begin{aligned} \dot{A}_{utilizado} = & \dot{m}_{scrap} C_{p\ scrap} T_{scrap} \left(1 - \frac{T_o}{T_{scrap}} \right) + \dot{m}_{vahos} b_{vahos} \\ & - \dot{m}_{TH} C_{pTH} T_{iTH} \left(1 - \frac{T_o}{T_{iTH}} \right) \end{aligned}$$

$$\dot{A}_{utilizado} = 2106240\text{kcal/h}$$

Igualmente la exergía consumida en el proceso será la totalidad exergía entrante al sistema:

$$\dot{A}_{consumido} = \dot{m}_v (b_g - b_f)$$

$$\dot{A}_{consumido} = 6324640\text{kcal/h}$$

Los resultados obtenidos del balance de exergía se han tabulado en el siguiente cuadro:

Cuadro N° 5.4: Balance de exergía al secador rotatubos

SECADOR ROTATUBOS					
EXERGÍA DE ENTRADA	(Mcal/h)	(%)	EXERGÍA SALIENTE	(Mcal/h)	(%)
Exergía del vapor	7331.90	66.09	Exergía del Scrap	1989.48	17.93
Exergía Torta Homogenizada	3761.85	33.91	Exergía de vahos	3878.61	34.96
			Exergía de vapor condensado	1002.85	9.08
			Pérdidas radiación(Sup. lateral)	63.42	0.57
			Pérdida radiación (Pared frontal)	2.83	0.03
			Intercambio de calor en la frontera	11.40	0.10
			Irreversibilidades	4140.75	37.33
Total	11093.75	100	Total	11093.75	100.00
Eficiencia exergética			33.30%		

Fuente: Elaboración propia

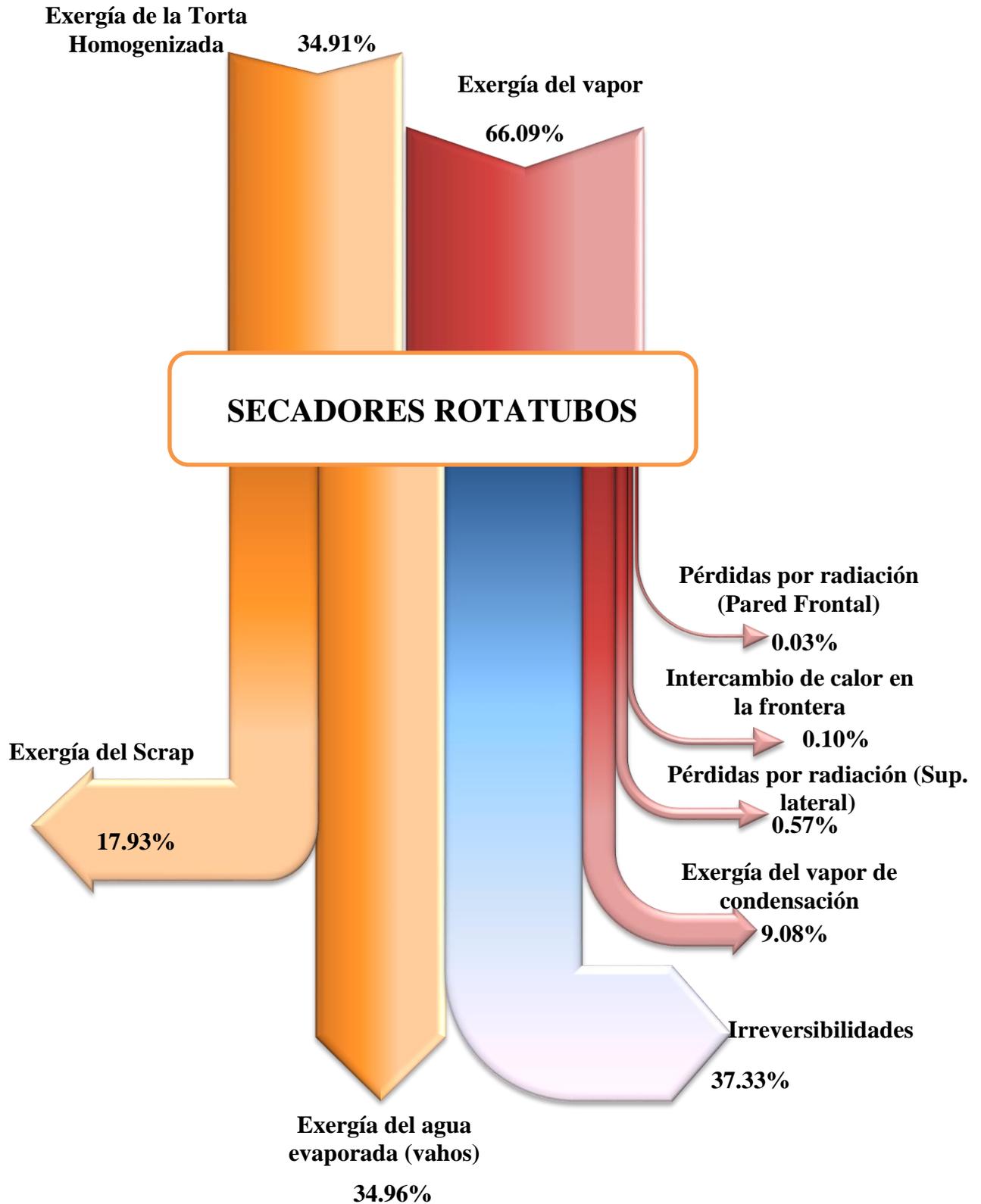


Figura 5.3 Diagrama de flujo exergético de los secadores rotatubos.

Fuente: Elaboración propia.

5.1.2.3 BALANCE DE EXERGÍA EN LA PLANTA EVAPORADORA AGUA DE COLA WHE 3148

La empresa pesquera Tasa cuenta con 2 plantas evaporadoras de agua de cola WHE de 3 efectos que presenta las siguientes características:

Cuadro N° 5.5: Datos de entrada para el sistema de evaporación.

Ítem	Cantidad
Flujo de alimentación, kg/h (\dot{m}_{agco})	130076
Concentración de alimentación, kg ss/kg totales (x_0)	0.09
Concentración de salida del efecto ss/kg totales (X1)	0.35
Temperatura de alimentación de vahos, °C (Tvahos)	92
Temperatura de salida de vahos, °C (Tvahos)	74.5
Temperatura de alimentación de agua de cola, °C (T_{AGC0})	90
Temperatura salida del efecto (T_{AGC1})	62
Temperatura salida del efecto (T_{AGC2})	52.2
Temperatura salida del efecto (T_{AGC3})	40.1

Fuente: Ing. Gary Moya Ramo, contador de la Planta HyAp

Paso1: Balance de materia para calcular la cantidad total evaporizada (\dot{m}_{v1} , \dot{m}_{v2} y \dot{m}_{v3}) y la cantidad de concentrado (\dot{m}_{c1}).

Aplicando la ecuación (3.44)

$$\dot{m}_{agco}x_0 = \dot{m}_{c1}x_1$$

$$\dot{m}_{c1} = 33448.2kg/h$$

$$\dot{m}_{a\ evap} = \dot{m}_{agco} - \dot{m}_{c1}$$

Reemplazando valores:

$$\dot{m}_{a\ evap} = 96628.11kg/h$$

Paso2: Balance de materia en los efectos 1,2 y 3.

$$1^{\circ} \text{ aproximación: } \frac{\dot{m}_{a \text{ evap}}}{3} = \dot{m}_{V1} = \dot{m}_{V2} = \dot{m}_{V3} = 32209.37 \text{ kg/h}$$

Hallando \dot{m}_{c2} y \dot{m}_{c3} reemplazando en las ecuaciones (3.48) y (3.49)

$$\dot{m}_{c2} = 33448.19 + 32209.37$$

$$\dot{m}_{c2} = 65657.56 \text{ kg/h}$$

Y flujo másico de concentrado del efecto 3:

$$\dot{m}_{c3} = 130076 - 32209.37$$

$$\dot{m}_{c3} = 97866.93 \text{ kg/h}$$

Comprobando:

$$\dot{m}_{c1} = 65657.56 - 32209.37$$

$$\dot{m}_{c1} = 33448.19 \text{ kg/h}$$

Hallando las concentraciones en el efecto 2 y 3 aplicando la ecuación (3.44):

$$\dot{m}_{AGC0} x_0 = \dot{m}_{C1} x_1 = \dot{m}_{C2} x_2 = \dot{m}_{C3} x_3$$

Despejando x_2 y x_3 :

$$x_2 = 17.83\%$$

$$x_3 = 11.96\%$$

Comprobando:

$$\dot{m}_{C1}x_1 = \dot{m}_{C2}x_2$$

$$x_1 = 35\%$$

Paso 3: Hallando la capacidad Calorífica del líquido en cada efecto.

Se empleara la tabla 3.1: Efecto de las variaciones de la capacidad calorífica con la concentración del agua de cola, de la tesis “Estudio de la Influencia de las variables en el costo de operación de un evaporador para la industria pesquera”. Se anexa la tabla N° 3.1 en el anexo N° 03.

$$x_{agco} = 9.00\%$$

$$Cp_{agco} = 0.920kcal/kg\ ^\circ C = 3.846/kg\ ^\circ C$$

$$x_1 = 35.00\%$$

$$Cp_{agc1} = 0.690kcal/kg\ ^\circ C = 2.884/kg\ ^\circ C$$

$$x_2 = 17.83\%$$

$$Cp_{agc2} = 0.894kcal/kg\ ^\circ C = 3.738/kg\ ^\circ C$$

$$x_3 = 11.96\%$$

$$Cp_{agc3} = 0.906kcal/kg\ ^\circ C = 3.787/kg\ ^\circ C$$

Cuadro N° 5.6: Resumen de los parámetros obtenidos en la PAC

Efecto	Temperatura (°C)	hf(kj/kg)	hfg(kj/kg)	hg(kj/kg)	Sg(kj/kg)	Sf(kj/kg)
Entrada de vapor (vapos)	92,0	385,2	227,99	2663,3	7.46	1.2152
Efecto I	62,0	259,1	2354,0	2613,0	7.88	0.8548
Efecto II	52,2	218,3	2377,7	2596,0	8.04	0.7313
Efecto III	40,1	168,0	2406,5	2574,5	8.26	

Fuente: Elaboración propia

Paso 4: Aplicación de las ecuaciones de balance de energía de la sección 5.

Aplicando la fórmula (3.31) y reemplazando m_{c1} y la ecuación (3.29) obtenemos la siguiente ecuación para el efecto I:

$$2277.99\dot{m}_{vahos} - 2417.92\dot{m}_{V1} = -57.75 \dots \dots \dots (1)$$

Siguiendo lo mismo que en el paso anterior para el efecto II aplicando la ecuación (3.32) resulta:

$$2158.39\dot{m}_{V1} - 2595.96\dot{m}_{V2} - 151.87\dot{m}_{V3} = -1401.13 \dots \dots \dots (2)$$

Efecto III:

$$0\dot{m}_{V1} + 2377.41\dot{m}_{V2} - 2422.59\dot{m}_{V3} = -2676.114 \dots \dots \dots (3)$$

Y de la ecuación (3.26)

$$\dot{m}_{V1} + \dot{m}_{V2} + \dot{m}_{V3} = 96628.11 \dots \dots \dots (4)$$

Paso 4: Hallando nuevos valores de $\dot{m}_{V1}, \dot{m}_{V2}$ y \dot{m}_{V3} y nuevas concentraciones se obtiene el siguiente cuadro de resultados:

Cuadro N° 5.7: Resultados obtenidos en la planta evaporadora agua de cola WHE 3148

Ítem	Cantidad
Flujo de salida de concentración del efecto 1, kg/h (Mc1)	33448.2
Flujo de salida de concentración del efecto 2, kg/h (Mc2)	63861.3
Flujo de salida de concentración del efecto 3, kg/h (Mc3)	92016.9
Flujo de salida de vapor del efecto 1, kg/h (Mv1)	30413
Flujo de salida de vapor del efecto 2, kg/h (Mv2)	28156
Flujo de salida de vapor del efecto 3, kg/h (Mv3)	38059
Flujo de entrada de vapor al efecto 1, kg/h (Mvahos)	32041
Calor específico del concentrado del efecto 1, kcal/kg °C	0,69
Calor específico del concentrado del efecto 2, kcal/kg °C	0,89
Calor específico del concentrado del efecto 3, kcal/kg °C	0,91
Calor específico del agua de cola , kcal/kg °C	0,92

Fuente: Elaboración propia

Hallando concentraciones finales x_2 y x_3 de (3.25)

$$x_2 = 18.33\%$$

$$x_3 = 12.72\%$$

Comprobando

$$x_1 = \frac{24353.2}{12754.3}$$

$$x_1 = 0.34999(35\%)$$

Estas nuevas concentraciones obtenidas no alteran el calor específico del concentrado en cada efecto.

Cabe mencionar que el flujo total consumido de vapor es de 32041 kg/h, siendo el flujo de agua evaporada de 96628.11kg/h.

Paso 5: Aplicando las ecuaciones para el balance exergético.

- Análisis en el primer efecto:

A la entrada, aplicando la ecuación (3.50)

$$\sum_{i_{ief}} \dot{m}_{i_{ief}} b_{i_{ief}} = \dot{m}_{C2} C_{pAGC2} T_{AGC2} \left(1 - \frac{T_o}{T_{AGC2}}\right) + \dot{m}_{vahas} [(h_{g\ vahas} - h_o) - T_o(S_{g\ vahas} - S_o)]$$

Dónde:

b_{ief} : Es la exergía específica de entrada de los flujos de concentrado y vapor al primer efecto.

Para el concentrado:

$$b_{ic2} = C_{pAGC2} T_{AGC2} \left(1 - \frac{T_o}{T_{AGC2}}\right)$$

$$T_o = 25^\circ C (298^\circ K), \quad h_o = 25.078 \text{ kcal/kg}, \quad S_o = 0.0878 \text{ kcal/kg } ^\circ C$$

$$b_{ic2} = 0.894 \text{ kcal/kg } ^\circ K (52.2 + 273)^\circ K \left(1 - \frac{298}{52.2 + 273}\right)$$

Por tanto la exergía específica del flujo de concentrado a la entrada del Efecto I es:

$$b_{ic2} = 24.208 \text{ kcal/kg}$$

Para el vapor (vahos):

$$b_{igvahos} = (h_{g vahos} - h_o) - T_o(S_{g vahos} - S_o)$$

$$b_{igvahos} = (637.15 - 25.078) - 298(1.78 - 0.0878)$$

Por tanto la exergía específica del flujo de vahos a la entrada del Efecto I resulta:

$$b_{igvahos} = 106.84 \text{ kcal/kg}$$

Al multiplicar por sus respectivos flujos másicos y reemplazando en la ecuación (3.36) la exergía de entrada en el primer del efecto resulta:

$$\sum_{i_{ief}} \dot{m}_{i_{ief}} b_{i_{ief}} = 4975180 \text{ kcal/h}$$

Salida del Efecto I:

Aplicando la ecuación (3.37)

$$\sum_{s_{ief}} \dot{m}_{s_{ief}} b_{s_{ief}} = \dot{m}_{c1} C_{pAGC1} T_{AGC1} \left(1 - \frac{T_o}{T_{AGC1}}\right) + \dot{m}_{v1} [(h_{g1} - h_o) - T_o(S_{g1} - S_o)] + \dot{m}_{vahos} [(h_{f vahos} - h_o) - T_o(S_{f vahos} - S_o)]$$

Siguiendo el mismo procedimiento descrito a la entrada del efecto I obtenemos lo siguientes resultados:

$$b_{c1} = 25.53 \text{ kcal/kg}$$

$$b_{v1} = 66.63 \text{ kcal/kg}$$

$$b_{f vahos} = 7.47 \text{ kcal/kg}$$

Multiplicando por sus respectivos flujos másicos y reemplazando en (3.37) la exergía de salida resulta:

$$\sum_{sief} m_{sief} b_{sief} = 3028380 \text{ kcal/h}$$

Por lo tanto las irreversibilidades en el primer efecto al aplicar la ecuación (3.38)

$$\dot{A}_{dief} = \sum_{ief} m_{ief} b_{ief} - \sum_{sief} m_{sief} b_{sief}$$

$$\dot{A}_{dief} = 4975180 \text{ kcal/h} - 3028380 \text{ kcal/h}$$

$$\dot{A}_{dief} = 1946790 \text{ kcal/h}$$

Determinando la eficiencia exergética en el Efecto I aplicando la ecuación (3.17)

$$\varepsilon_{evap1} = \left(\frac{3028380}{4975180} \right) 100$$

$$\varepsilon_{evap1} = 60.89\%$$

Siguiendo la misma metodología seguida para los efectos II y III se obtiene el siguiente cuadro de resultados:

Cuadro N° 5.8: Balance de exergía de la Planta Evaporadora de Agua de Cola WHE

Característica	PLANTA DE AGUA DE COLA WHE					
	I Efecto		II Efecto		III Efecto	
	Ingreso	Salida	Ingreso	Salida	Ingreso	Salida
	(Mcale/h)	(Mcale/h)	(Mcale/h)	(Mcale/h)	(Mcale/h)	(Mcale/h)
Agua de cola/Concentrado	1552.90	853.93	1258.85	1552.90	7778.60	1258.85
Vapor/agua evaporada	3422.28	1963.43	1963.43	1379.92	1379.92	1082.87
Condensados		211.02		64.08		32.42
Irreversibilidades		1946.79		225.38		6784.35
Total	4975.18	4975.18	3222.28	3222.28	9158.48	9158.48
Eficiencia	60.89		93.04		25.94	
Eficiencia total	20,037%					

Fuente: Elaboración propia

Los diagramas de flujo de energía y exergía se presentan a continuación:

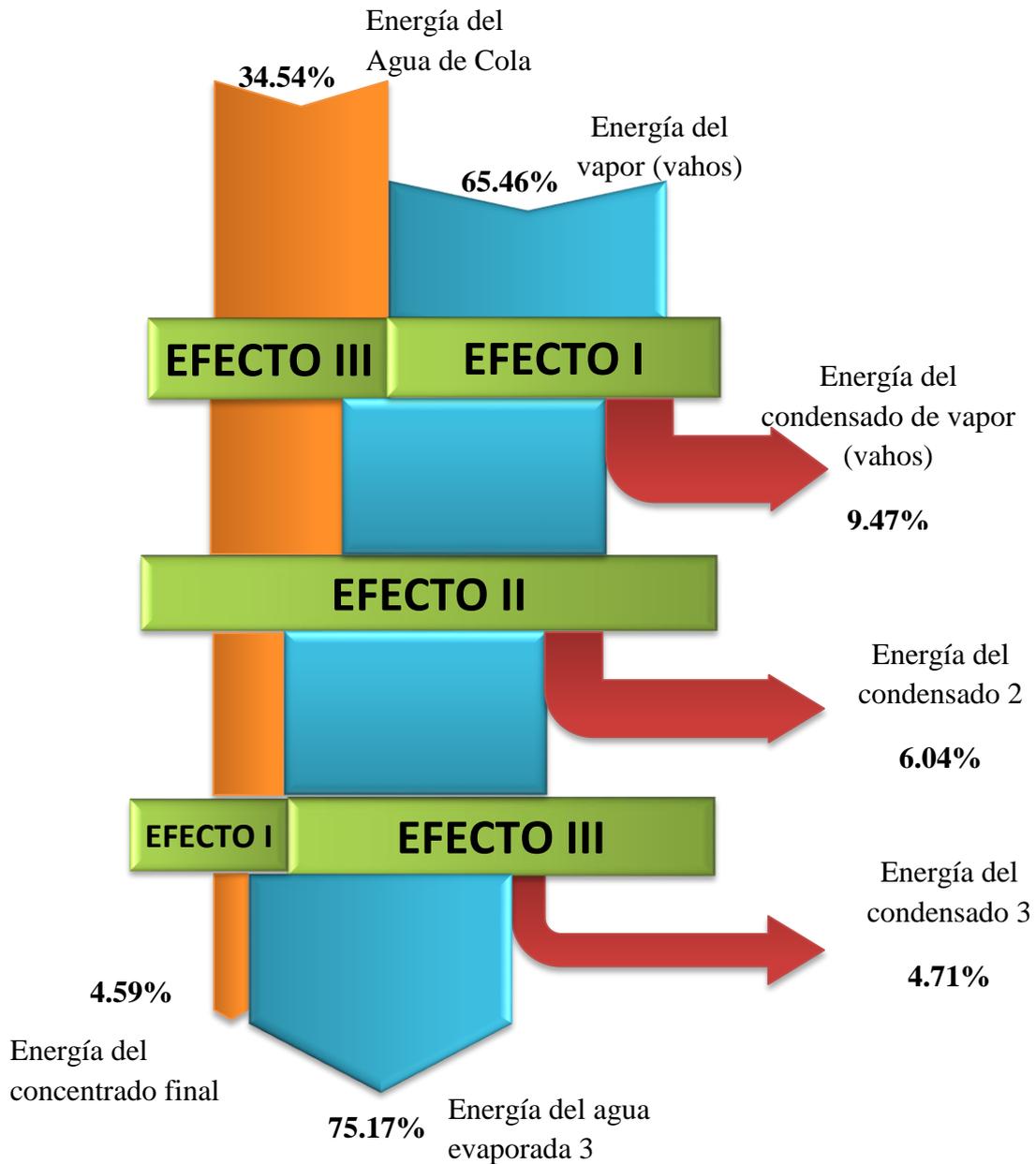


Figura 5.4 Diagrama de flujo energético de la planta evaporadora agua de cola.
Fuente: Elaboración propia.

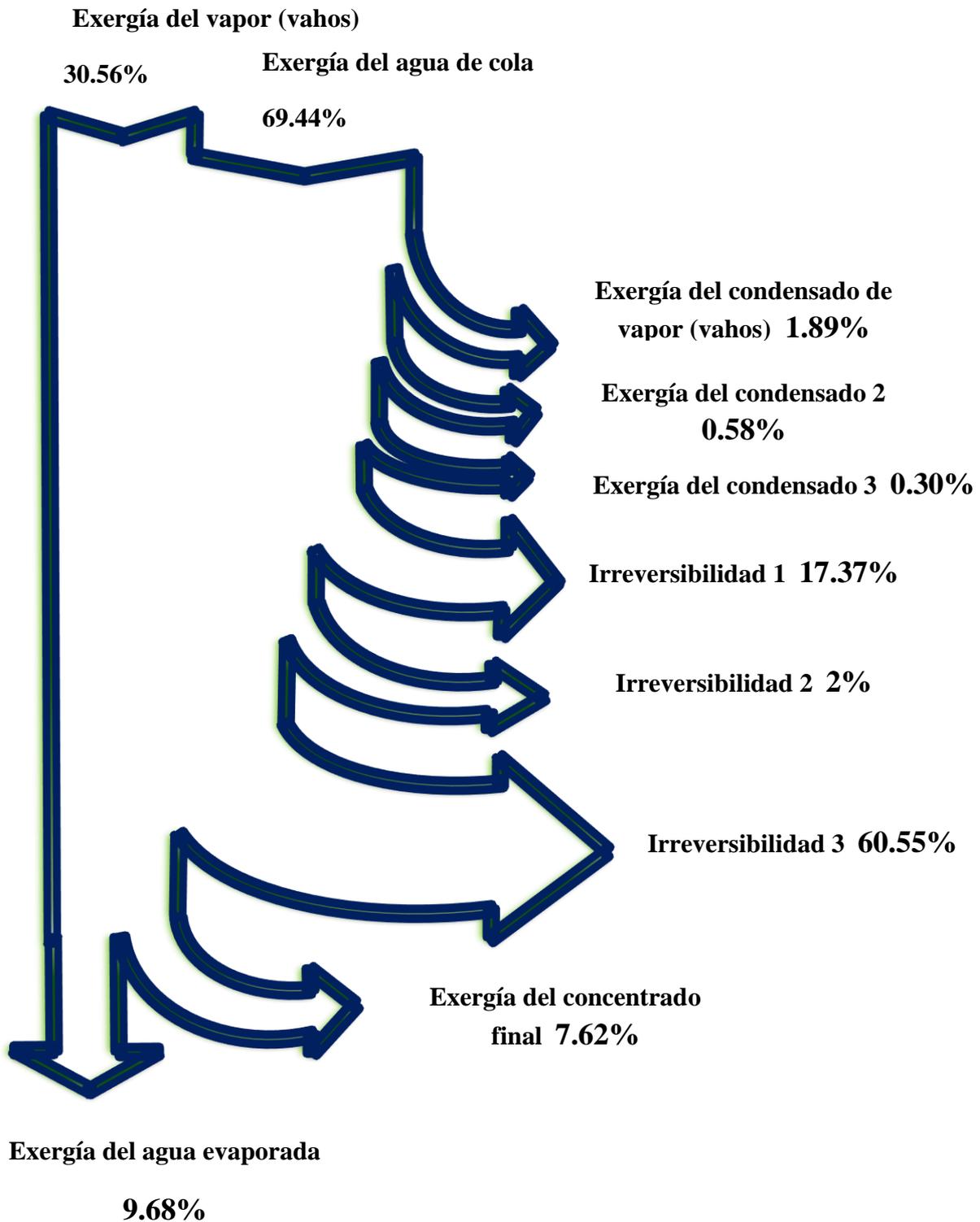


Figura N° 5.5 Diagrama de Sankey de flujo de exergía de la planta evaporadora de Agua de Cola.

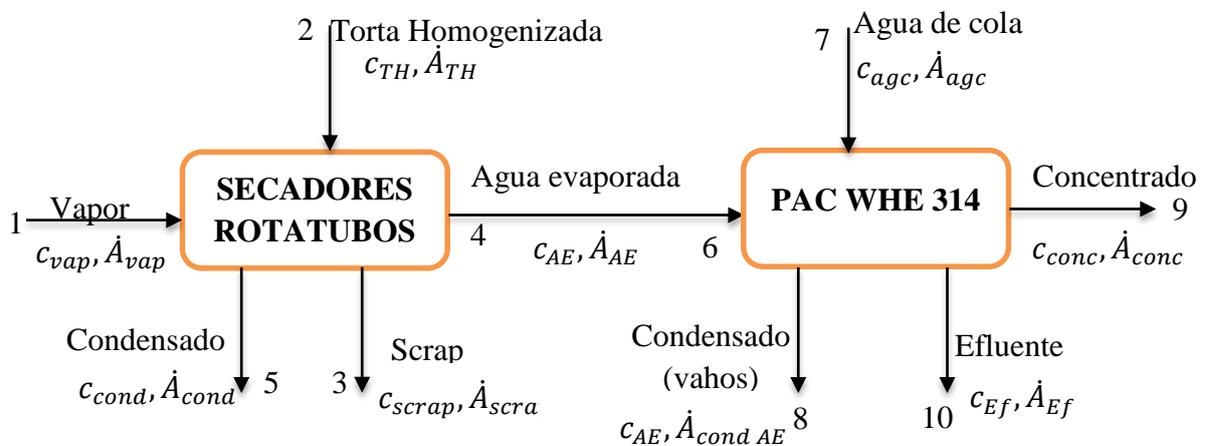
Fuente: Elaboración propia.

5.2 EVALUACIÓN TERMOECONÓMICA A LOS EQUIPOS TERMICOS

Para nuestro caso se hallará los costos exergéticos de dos sistemas termodinámicos: Secadores Rotatubos y Planta Evaporadora Agua de Cola.

A continuación se expresa el siguiente esquema de distribución de equipos térmicos, para la evaluación y balance de costos para cada sistema termodinámico.

Figura N° 5.6: Diagrama simplificado de flujos energéticos y exergéticos de los secadores rotatubos y la planta evaporadora Agua de Cola.



Fuente: Elaboración propia

Dónde:

- 1: Representa el flujo de vapor entrante al secador.
- 2: Flujo de torta homogenizada proveniente de los homogeneizadores.
- 3: Harina producida en su primera etapa (Scrap).
- 4: Agua evaporada en el proceso.
- 5: Condensado del vapor de trabajo.
- 6: Vapor entrante a la PAC (vahos).

- 7: Agua de cola.
- 8: Condensado del vapor entrante a la PAC.
- 9: Concentrado final.
- 10: Efluente.

Luego aplicando el balance termoeconómico se determinan los costos termoeconómicos unitarios de estos sistemas. En el análisis a desarrollar se considera que todos los equipos de la planta han sido amortizados, y no se han tomado en cuenta los costos de operación de cada subsistema a fin de simplificar los cálculos.

5.2.1 SECADORES ROTATUBOS

El balance termoeconómico en el secador es:

$$\bar{c}_1 + \bar{c}_2 = \bar{c}_3 + \bar{c}_4 + \bar{c}_5 \quad (5.4)$$

De otra forma queda:

$$c_1 \dot{A}_1 + c_2 \dot{A}_2 = c_3 \dot{A}_3 + c_4 \dot{A}_4 + c_5 \dot{A}_5 \quad (5.5)$$

Considerando:

$c_1 = c_5$ Debido a que el condensado de vapor tiene el mismo costo termoeconómico unitario que el vapor que lo genera y que a su vez es el mismo vapor que sale de las calderas.

$c_3 = c_4$ Considerando que todas las salidas del producto y sub producto tienen el mismo costo exergético unitario.

Por lo tanto modificando la expresión (5.5) se obtiene.

$$c_3 = \frac{c_1(\dot{A}_1 - \dot{A}_5) + c_2 \dot{A}_2}{(\dot{A}_3 + \dot{A}_4)} \quad (5.6)$$

Determinación c_1 y c_2 :

De acuerdo al balance realizado presentado en el Ítem **5.1.2.1**

Se tiene un consumo de vapor total en los secadores rotatubos de

$m_{\text{vapor}} = 40373.1 \text{ kg/h}$.

Determinación del flujo de combustible.

$$m_{co1} = \frac{m_{\text{vapor}} h_{fg}(\text{sbar})}{PCI n_{\text{caldera}}} \quad (**)$$

$$h_{fg}(\text{sbar}) = 485.53 \text{ kcal/kg}$$

$$PCI = 10540 \text{ kcal/kg R-500}$$

$$n_{\text{caldera}} = 86.5\%$$

Reemplazando obtenemos el flujo de combustible:

$$m_{co1} = 2150.06 \text{ kg/h} = 2.150 \text{ ton/h}$$

Por lo tanto energía total aportada por el combustible:

$$E_{\text{comb}} = m_{co1} PCI$$

$$PCI = 10540 \text{ kcal/kg}$$

$$E_{\text{comb}} = (2150.06 \text{ kg/h} * 10540 \text{ kcal/kg}) / 1000$$

$$E_{\text{comb}} = 22661.68 \text{ Mcal/h}$$

De acuerdo datos proporcionados por la empresa Tasa se tiene un costo específico del combustible de 2.33US\$/gal.

Costo específico:

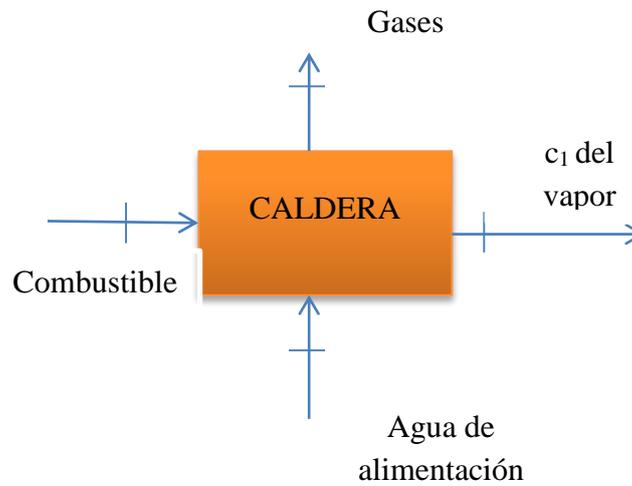
$$c_c = \frac{(2.33 \frac{\text{US\$}}{\text{gal}})(0.26418 \frac{\text{gal}}{\text{l}})(1000 \frac{\text{kg}}{\text{t}})}{0.97 \frac{\text{kg}}{\text{l}}} = 634.58 \text{ US\$/t}$$

Costo Termoeconómico Unitario:

$$c_{comb} = \frac{(634.58 \frac{US\$}{t})(2.15 \frac{t}{h})}{22661.68 \frac{Mcal}{h}} = 0.0602 US\$/Mcal$$

Análisis en la caldera:

Fig. N° 5.7: Esquema para el balance termoeconómico en la caldera.



Fuente: Elaboración propia

De la figura Balance termoeconómico:

$$\bar{C}_{comb} + \bar{C}_A = \bar{C}_G + \bar{C}_1 \quad (5.7)$$

De otra forma queda:

$$c_{comb}\dot{A}_{comb} + c_A\dot{A}_A = c_G\dot{A}_G + c_1\dot{A}_1 \quad (5.8)$$

Considerando:

$c_{comb} = c_G$ El costo termoeconómico unitario de los gases es el mismo que el costo termoeconómico unitario del combustible por representar exergía de una misma fuente.

$c_A = c_1$ El costo termoeconómico unitario del vapor es el mismo que el costo termoeconómico unitario del agua de alimentación por ser esta última una mezcla del retorno del condensado de este vapor que contiene más exergía que el agua evaporada.

Por lo tanto, modificando la expresión (5.8) se obtiene:

$$\frac{c_1}{c_{comb}} = \left(\frac{\dot{A}_{comb} - \dot{A}_G}{\dot{A}_1 - \dot{A}_A} \right) \quad (5.9)$$

Considerando el análisis exergético hecho a una caldera de 800BHP en la tesis “Optimización de los procesos térmicos en una planta de harina de pescado mediante una evaluación exergética y termoeconómica” tomando como referencia los parámetros encontrados.

Por lo tanto:

$$\frac{c_1}{c_{comb}} = \left(\frac{\dot{A}_{comb} - \dot{A}_G}{\dot{A}_1 - \dot{A}_A} \right) = 3.448$$

$$c_1 = c_{comb} 3.448 \quad (5.10)$$

Reemplazando c_{comb} en la ecuación (5.10) se obtiene:

$$c_1 = 0.20758 \text{US\$/Mcal}$$

$$c_2 = 0.1741393 \text{US\$/Mcal (Ver Anexo I-1.2)}$$

De la ecuación (5.6)

$$c_3 = \frac{c_1(\dot{A}_1 - \dot{A}_5) + c_2 \dot{A}_2}{(\dot{A}_3 + \dot{A}_4)}$$

De los valores del balance de exergía en los secadores se tienen los siguientes flujos de potencia exergética.

\dot{A}_1 : Potencia exergética del vapor.

$$\dot{A}_1 = 7331900 \text{kcal/h}$$

\dot{A}_5 : Potencia exergética del vapor de condensación.

$$\dot{A}_5 = 1007257 \text{kcal/h}$$

\dot{A}_3 : Potencia exergética de la harina (Scrap).

$$\dot{A}_3 = 1989479 \text{kcal/h}$$

\dot{A}_4 : Potencia exergética del agua evaporada

$$\dot{A}_4 = 3878609 \text{kcal/h}$$

\dot{A}_2 : Potencia exergética de la torta homogenizada

$$\dot{A}_2 = 3761853 \text{kcal/h}$$

En consecuencia el costo termoeconómico unitario del producto será:

$$c_3 = 0.335366US\$/Mcal$$

5.2.2 PLANTA EVAPORADORA DE AGUA DE COLA

De la figura N°7 se obtiene el siguiente balance termoeconómico:

$$\bar{C}_6 + \bar{C}_7 = \bar{C}_8 + \bar{C}_9 + \bar{C}_{10} \quad (5.11)$$

De otra forma queda:

$$c_6\dot{A}_6 + c_7\dot{A}_7 = c_8\dot{A}_8 + c_9\dot{A}_9 + c_{10}\dot{A}_{10} \quad (5.12)$$

Considerando:

$c_6 = c_8 = c_4$ Debido a que el condensado de vapor tiene el mismo costo termoeconómico unitario que el vapor que lo genera y que a su vez es el vapor (vapos) procedente de los secadores.

$c_9 = c_{10}$ Considerando que todas las salidas del producto y sub producto tiene el mismo costo exergético unitario.

c_7 Es el costo exergético del agua de cola que resulta del proceso de centrifugación y tiene un costo de 0.122869US\$/Mcal. (Ver AnexoI-1.1)

En consecuencia, la expresión (5.12) se transforma en:

$$c_9 = \frac{c_6(\dot{A}_6 - \dot{A}_8) + c_7\dot{A}_7}{\dot{A}_9 + \dot{A}_{10}} \quad (5.13)$$

De los valores del balance de exergía en la planta evaporadora se tienen los siguientes flujos de exergía específica.

\dot{A}_6 : Potencia exergética del vapor (vapos).

$$\dot{A}_6 = 3422277kcal/h$$

\dot{A}_7 : Potencia exergética del agua de cola.

$$\dot{A}_7 = 59.8kcal/kg$$

\dot{A}_8 : Potencia exergética del vapor de condensación (vapos).

$$\dot{A}_8 = 211024kcal/h$$

\dot{A}_9 : Potencia exergética del concentrado final.

$$\dot{A}_9 = 853930kcal/h$$

\dot{A}_{10} : Potencia exergética del Efluente.

$$\dot{A}_{10} = 1179365kcal/h$$

En consecuencia el costo termoeconómico unitario del concentrado final será:

$$c_9 = 0.99970US\$/Mcal$$

En los cuadros N°5.9, N°5.10, N°5.11, N°5.12, se resumen los resultados que se han obtenido de la evaluación energética, exergética y termoeconómica

Cuadro N° 5.9: Flujo másico, energético y exergético de los subsistemas evaluados

DESCRIPCION DEL FLUJO	ENERGÍA	EXERGÍA	FLUJO MÁSICO
	(Mcal/h)	(Mcal/h)	(t/h)
Calentamiento, Drenado, Prensado y Centrifugado			
Vapor al sistema	24983.830	6350.933	37.992
Pescado	4203.600	0.000	226.000
Condensado	5823.319	1052.468	37.992
Agua de cola	8975.265	5983.510	130.076
Torta Integral	4639.400	2706.317	111.545
Aceite	370.657	261.640	9.690
Homogenizado			
Vapor al sistema	12109.842	3450.456	18.280
Torta Integral	4639.400	2706.317	111.545
Condensado	3154.830	508.335	18.280
Agua evaporada (vahos)	9345.714	1654.771	14.624
Torta homogenizada	5329.291	3761.853	96.921
Secador Rotatubos			
Vapor al sistema	26660.628	7331.879	40.373
Torta homogenizada	5329.291	3761.853	96.921
Condensado	6583.340	1007.254	40.196
Scrap	2700.007	1989.479	62.644
Agua evaporada (vahos)	21905.371	3878.609	34.277
Irreversibilidades		41140.778	
PAC			
Agua evaporada (vahos)	20415.169	3422.277	32.041
Agua de cola	10770.318	7778.563	130.076
Condensado (vahos)	2952.702	211.024	32.041
Concentrado final	1430.914	853.932	33.448
Efluente	26796.055	1179.365	96.628
Irreversibilidades		8956.519	

Fuente: Elaboración propia

Cuadro N° 5.10: Resultados de coste termoeconómico

DESCRIPCIÓN DEL FLUJO	COSTE TERMoeCONÓMICO UNITARIO		COSTE MÁSIICO	COSTE TERMoeCONÓMICO	
	ENERGÉTICO	EXERGÉTICO		ENERGÉTICO	EXERGÉTICO
	(\$/Mcal)	(\$/Mcal)	(\$/t)	(\$/h)	(\$/h)
Calentamiento, Drenado, Prensado y Centrifugado					
Vapor al sistema	0.208	0.208	34.700	5186.143	1318.327
Pescado	3.763	0.000	0.000	15820.000	0.000
Condensado	0.208	0.208	5.750	1208.805	218.471
Agua de cola	1.416	0.123	5.652	12705.204	735.186
Torta Integral	1.416	0.123	2.981	6567.441	332.522
Aceite	1.416	0.123	3.317	524.694	32.147
Homogenizado					
Vapor al sistema	0.208	0.208	39.182	2513.761	716.246
Torta Integral	1.416	0.123	2.981	6567.441	332.522
Condensado	0.208	0.208	5.772	654.880	105.520
Agua evaporada (vahos)	0.574	0.174	19.705	5366.267	288.161
Torta homogenizada	0.574	0.174	6.759	3060.055	655.086
Secador Rotatubos					
Vapor al sistema	0.208	0.208	37.697	5534.213	1521.951
Torta homogenizada	0.574	0.174	6.759	3060.055	655.086
Condensado	0.208	0.208	5.179	1372.576	209.086
Scrap	0.294	0.335	10.651	792.449	667.198
Agua evaporada (vahos)	0.294	0.335	37.948	6429.257	1300.755
PAC					
Agua evaporada (vahos)	0.294	0.335	35.820	5991.876	1147.717
Agua de cola	1.416	0.123	7.348	15246.244	955.742
Condensado (vahos)	0.294	0.335	2.202	866.622	70.770
Concentrado final	0.722	1.000	25.522	1032.695	853.677
Efluente	0.722	1.000	12.202	19338.804	1179.012

Fuente: Elaboración propia

Cuadro N° 5.11 Irreversibilidades y costos de irreversibilidades de los subsistemas evaluados.

SUBSISTEMA	IRREVERSIBILIDAD TOTAL		COSTE DE IRREVERSIBILIDAD	
	Mcal/h	%	(US\$/h)	%
Secadores rotatubos	4140.76	31.6	859.54	22.2
Evaporación de agua de cola	8956.52	68.4	3003.71	77.8

Fuente: Elaboración propia

Cuadro N° 5.12 Variables Termoeconómicas en la PAC

EFEECTO	Ad/ (Mcal/h)	n/ %	Ĉd /(US\$ /h)	pd/ %
I Efecto	1946.79	60.87	652.89	39.13
II Efecto	225.38	93.01	75.59	6.99
III Efecto	6784.35	25.92	2275.24	74.08

Fuente: Elaboración propia



CAPITULO VI

DISCUSIONES DE RESULTADO

VI. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

1. El análisis exergético y termoeconómico representa una mejor opción cuando se trata de analizar sistemas térmicos respecto al análisis energético, ya que permite identificar las pérdidas de calidad de energía (irreversibilidades) en el sistema.
2. Los resultados obtenidos para el análisis exergético de los secadores rotatubos son presentados convenientemente en forma de diagrama exergético en la Figura En ella se observa que las mayores pérdidas de exergía son las asociadas a las irreversibilidades del proceso, que alcanzan aproximadamente un 37.21% del gasto exergético total del sistema. El 62.79% restante se divide entre la exergía por pérdidas por radiación, la exergía debido al intercambio de calor en la frontera y la exergía del producto que son los vahos generados en el proceso de secado y el scrap que es la harina producida en su primera etapa.
3. La destrucción de exergía representa aproximadamente 37.33%, ello es un indicativo que hay una baja calidad con que se aprovecha el vapor para la transferencia de calor al proceso de secado (33.45%) situación que no se aprecia en un balance de energía, lo cual significa que no hay un buen desempeño del equipo, no está adecuadamente seleccionada o diseñada. Asimismo; el vapor flash del condensado debe maximizarse para calentar los líquidos que resultan del proceso de fabricación de harina de pescado.
La exergía asociada a las pérdidas de calor no resulta considerable. Esto se debe a que el calor es una forma de energía desorganizada, y solo una pequeña porción del él puede convertirse en trabajo, que es una forma de energía organizada.
4. Se ha realizado el análisis de las pérdidas de exergía que se producen en ambos sistemas, encontrando que en la planta evaporadora hay una mayor destrucción de la exergía, esto es debido a las irreversibilidades del sistema.

5. Así mismo el coeficiente de disponibilidad para este equipo es alrededor de los 35% lo cual nos indica que hay una pérdida de calidad de transferencia de energía en el fluido de trabajo que es el vapor, de la cual se deduce que para este equipo de secado (desde el punto de vista de la producción de harina en su primera etapa (scrap) será tanto mejor cuanto mayor sea su coeficiente de disponibilidad.

6. El sistema de secadores rotatubos es uno de los puntos a tomar en cuenta. Considerando la distribución de exergía saliente de este subsistema, grafico N°6.1, se tiene que las pérdidas de exergía por irreversibilidades son elevadas, esto es debido a las irreversibilidades propias del sistema de secado a vapor y las características de operación de este sistema pudiéndose optimizar haciéndolos trabajar a valores cercanos a sus características nominales.

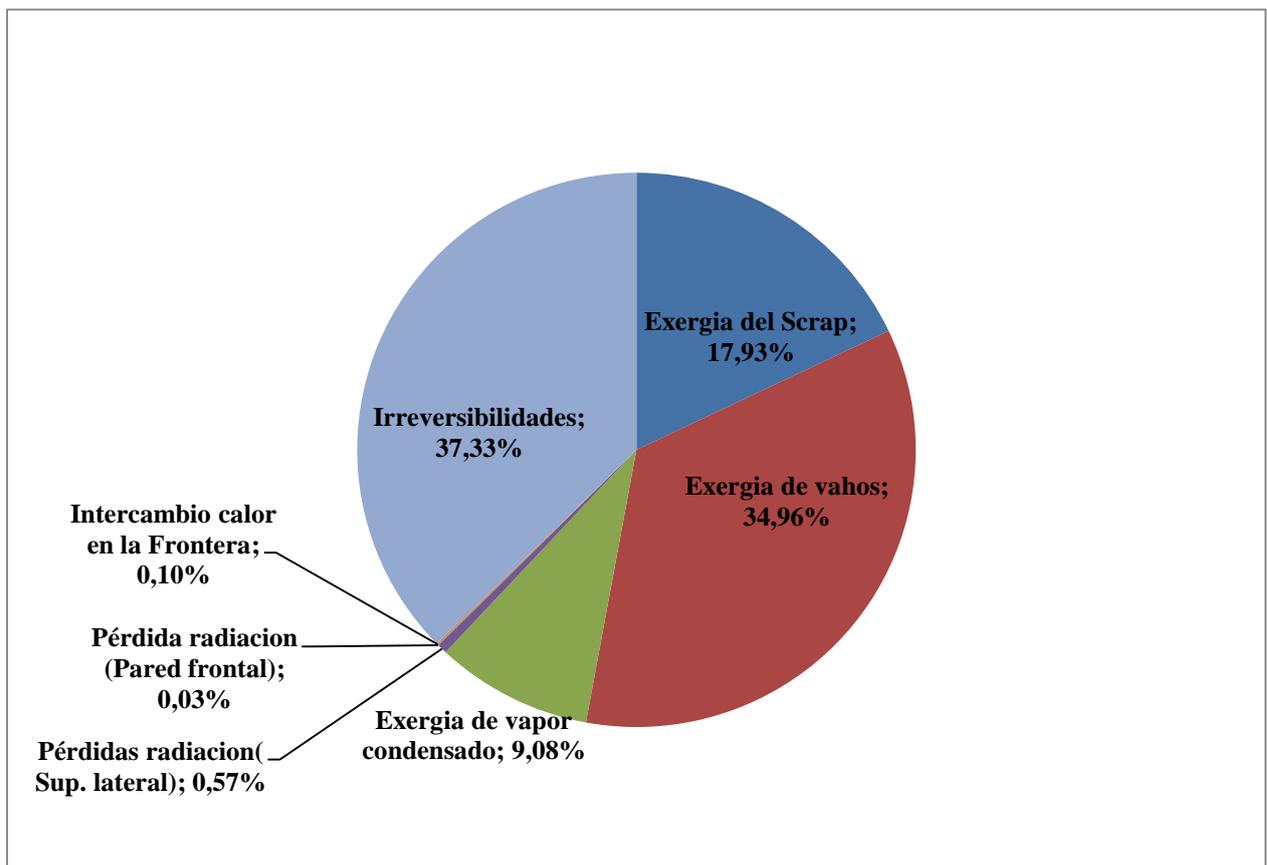


Grafico N°6.1 Distribución de exergía saliente en el los secadores rotatubos

7. El rendimiento exergético obtenido en el secador rotatubos en su conjunto (33.45%) evidencia que para este equipo el principal gasto exergético es el generado por las irreversibilidades inherentes al proceso. El potencial de trabajo de la energía que entra al sistema, al contrario de lo que se puede suponer, no es destinado mayormente al proceso de secado, sino que más bien se pierde como la exergía de las irreversibilidades del sistema.

El agua evaporada en el proceso posee cierta exergía asociada, pues abandona el volumen de control a una temperatura mayor que la del entorno, propiciando así el intercambio de calor con el medio que lo rodea; además que constituye una gran fuente de energía a aprovechar como es en el caso de las plantas evaporadoras.

El consumo exergético unitario para este equipo es de 3.003 esto quiere decir que se necesita 3 unidades de fuel para producir una unidad de exergía del producto y su valor depende directamente de las irreversibilidades que se da en el volumen de control y será menor conforme el sistema sea menos irreversible.

El coste exergético unitario del vapor suministrado a los secadores rotatubos es resultado directo del proceso de combustión y será menor cuanto más óptimo sea este proceso. Por lo tanto para valorar las irreversibilidades se le asigna este costo resultando un valor de 859.54 US\$/h.

Si bien es cierto que el equipo presenta altos valores de irreversibilidades con posibilidades de mejora; ello implicaría una reingeniería en el equipo de secado incorporando nuevas tecnologías que permitan el mayor aprovechamiento de la energía. Teniendo en consideración, margen de temperatura a la salida del Scrap (90-105 °C) se hace evidente que a mayor temperatura aumenta la exergía y considerando que la presión de vapor en el secador sea menor permitido se logra un aumento de la eficiencia exergética en 2.57% en las condiciones actuales, disminuyendo el consumo exergético unitario en 7.2 %, además que el coste exergético unitario del agua evaporada disminuye, repercutiendo favorablemente en la planta evaporadora de agua de cola haciéndola menos cara.

8. De acuerdo a los resultados del análisis resumidos en el cuadro N°5.11, la planta evaporadora es prioridad para la optimización mediante el análisis de costes exergéticos así como el análisis exergético pues es el mayor equipo con irreversibilidades y por ende un mayor derroche económico. Los resultados obtenidos muestran la baja calidad de aprovechamiento de la energía en este sistema(con una eficiencia exergética de 20.37%), encontrándose mayor relación de exergía destruida en el tercer efecto con un 74 % tal como lo muestra la figura 6.1, resultando que tan solo un 26 % de energía pudo ser aprovechado.

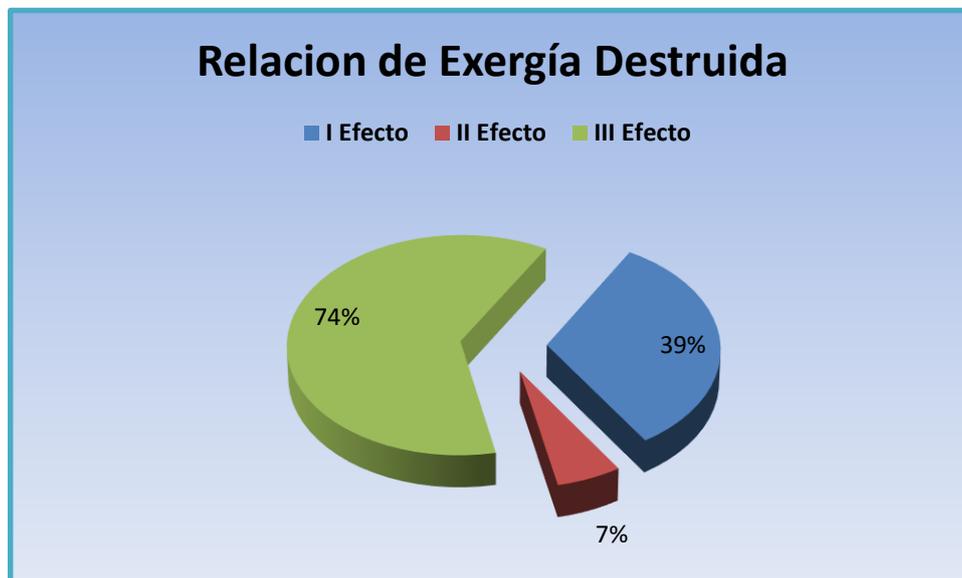


Figura 6.2 Grafico de relación de exergía destruida en la PAC

Esta discrepancia es debido a que la evaluación exergética y termoeconómica se fundamenta en la calidad misma de la energía por lo que sus resultados se ajustan más a la realidad.

Respecto a los flujos de exergía saliente, el agua evaporada y los condensados resultante del proceso de evaporación constituyen una fuente de energía que se puede aprovechar con un 12.25%.

Como análisis se debe de dar mayor prioridad al tercer efecto pues es donde más se destruye la energía.

El costo termoeconómico unitario del producto (1.00 US\$/Mcal) este costo dependerá de cuanta exergía se tenga en los flujos de salida de la PAC

disminuyendo cuanta más exergía contengan. Así mismo el consumo exergético unitario encontrado fue de 4.991, este valor evidencia el alto consumo de recursos (fuel) para producir una unidad de exergía del producto.

Respecto a las irreversibilidades se le asigna el costo del fuel por ser esta una mejor opción pues es la que constituye la fuente energía; por lo que el costo asignado es de 0.335 US\$/Mcal que es el costo del agua evaporada del proceso de secado y dependerá de cuanto eficiente sea este proceso. Debido al gran porcentaje de exergía destruida se tiene un costo de 3003.716US\$/h que representa el mayor costo debido a irreversibilidades (77.8%) respecto a los secadores (22.2%).

Teniendo en cuenta los valores de temperatura con la que opera los evaporadores y comparándolo con los parámetros normales de operación (Anexo III-3.2), se aprecia que están trabajando por debajo de sus valores normales, por lo que se plantea aumentar la temperatura en los efectos hacia valores mayores obteniéndose un aumento en la eficiencia exergética del 3.323%, reduciendo el consumo exergético unitario en un 14.23 %. Asimismo respecto al costo de irreversibilidades se logra reducir en 58.55 US\$/h.

9. Es posible aumentar la eficiencia exergética en un 2.57% para el subsistema de secadores rotatubos y 3.323 % para la planta evaporadora agua de cola.
10. Respecto a la planta evaporadora la mayor destrucción de la energía se da en el tercer efecto con un 74 % de la energía total de ingreso.
11. La planta evaporadora de agua de cola tiene el mayor consumo exergético unitario (k) con 4.996 mientras que en el secador es de 3.00 por lo que la se hace evidente el encarecimiento de la PAC.



CAPITULO VI

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1. CONCLUSIONES

- La técnica empleada para la evaluación de estos equipos conserva el principio básico que corresponde a los cálculos de balance de masa, balance de energía y balance de exergía.
- La metodología desarrollada para los equipos analizados ha permitido tener una mejor comprensión sobre la calidad de la energía y su mejor aprovechamiento, identificando los puntos de mayor prioridad para la optimización del proceso de producción de harina de pescado.
- Se determinó los costos termoeconómicos tanto energéticos y exergéticos de ambos sistemas con la cual se hizo el análisis termoeconómico encontrando un mayor costo de las irreversibilidades en la planta evaporadora agua de cola por lo que es prioridad para la optimización mediante el análisis de costos exergéticos.
- Los costos específicos termoeconómicos están asociados básicamente a la potencia exergética generada en el proceso, donde el costo exergético unitario del vapor en los secadores es (0.20758 \$/Mcal), que es un valor relativamente alto. Este vapor es proveniente de las calderas por lo que su costo depende directamente de la eficiencia en la generación de vapor, pudiéndose disminuir optimizando el proceso de combustión en estas calderas. En tanto que los evaporadores uno de los costos exergéticos mayor es el del efluente producto del proceso de evaporación en la PAC, presentando una alternativa de mejora, ya que su tratamiento y aprovechamiento, representaría un costo no perdido (1179.012 US\$/h).

- Los rendimientos energéticos en los secadores fueron en promedio de (79.52%) que son muy bajos para estos equipos térmicos que deberían estar (85%) y (90%) y tienen una eficiencia exergética de (33.30%), es decir se cuantifica la calidad de aprovechamiento calórico útil, tomando como referencia el desequilibrio entre un sistema físico y el ambiente que lo rodea. En tanto que en la planta evaporadora se tiene una eficiencia energética de (95%) que es un valor alto, pero tiene una baja eficiencia exergética que bordea el 20.1% lo cual demuestra el bajo nivel de perfección de la calidad con la que se transmite la energía.
- Respecto al coste termoeconómico en ambos equipos, el vapor es el principal recurso para poder realizar el proceso de producción de harina de pescado y será económicamente menor el coste de operación en estos equipos conforme el coste unitario del vapor sea menor.

7.2. RECOMENDACIONES

- Surge la necesidad de proveer un conocimiento más estricto del consumo de energía, y el balance exergético y termoeconómico es una herramienta que se debe adoptar cuando se trata de optimizar procesos energéticos implementando una metodología sistemática de los equipos analizados.
- Se debe implementar la Gestión de la energía dentro de la empresa a todo el proceso para planificar, organizar, motivar e integrar al grupo humano que interviene en el proceso de producción para que tome conciencia del uso de la energía, así como las relaciones de la energía con la producción concluyendo para la reducción de costos.
- En la distribución de redes de vapor, se debe mantener una buena limpieza en las superficies de los tubos, interna y externamente y realizar una observación periódica a estos, identificando pérdidas de vapor por fugas.

- Se debe hacer trabajar los equipos a valores cercanos a los nominales de esta manera sean más eficientes y la transferencia de energía se óptima.
- Se recomienda que en lo posible se realicen estudios exergéticos para así identificar la energía útil máxima aprovechable en cada uno de sus procesos térmicos unitarios. Este análisis permitirá cuantificar las pérdidas debido al desequilibrio térmico, máximo aprovechable, entre la fuente térmica y el ambiente que lo rodea. Por lo tanto cualquier medida que se tome para reducir el consumo de combustible, tendrá un impacto en el costo final del producto.

BIBLIOGRAFIA

- **MORAN M., SHAPIRO H.** (1976). Fundamentos de Termodinámica Técnica: Edit. REVERTÉ, S.A. 2004 Barcelona - España. 309 pp.
- **DONALD Q, KERN** (1976). Procesos de Transferencia de Calor: Edit. Continental S.A. de C.V México. 978 pp.
- **GEANKOPLIS, C** (1995). Procesos de Transporte y principios de Procesos de Separación. 2° Edición. México. ISBN 0-201- 04719-5.Pág. 345-360.
- **CENGEL Y., BOLES M** (1976) Termodinámica 5° Ed. Mc Graw-Hill Interamericana Cp. 01376, México DF/México 433pp – 465pp.
- **GERARDO CABRERA C.** (2007), Introducción a las plantas de generación de Exergía y su valoración. Universidad del Valle – España.
- **ORELLANA ABREU, A.** (2009). “Análisis Exergético de bienes de equipo”. Proyecto final de carrera Ingeniería Industrial. Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial de Barcelona, España.
- **ANDRADE RIOS, M.** (2004). “Análisis de la valoración económica y ahorro de energía, con base exergética, indicando perdidas del generador de vapor U-3 (Central Termoeléctrica Valle de México)”. Tesis para obtener el grado de Maestro en Ciencias, Especialidad Ingeniería Mecánica. Instituto Politécnico Nacional. México D.F.
- **ACEIJAS PAJARES, W.** (2011). “Optimización de un secador rotatubos a vapor de 40 ton/h para la industria pesquera”. Tesis para optar el grado académico de Maestro en Ciencias con mención en Ingeniería Mecánica-Diseño de Maquinas. Universidad Nacional de Ingeniería. Lima, Perú.



- **GONZÁLES CHAVEZ, S.** (2001). “Termoeconomía de procesos industriales”. Editorial U.N. De Ingeniería. Lima, Perú.

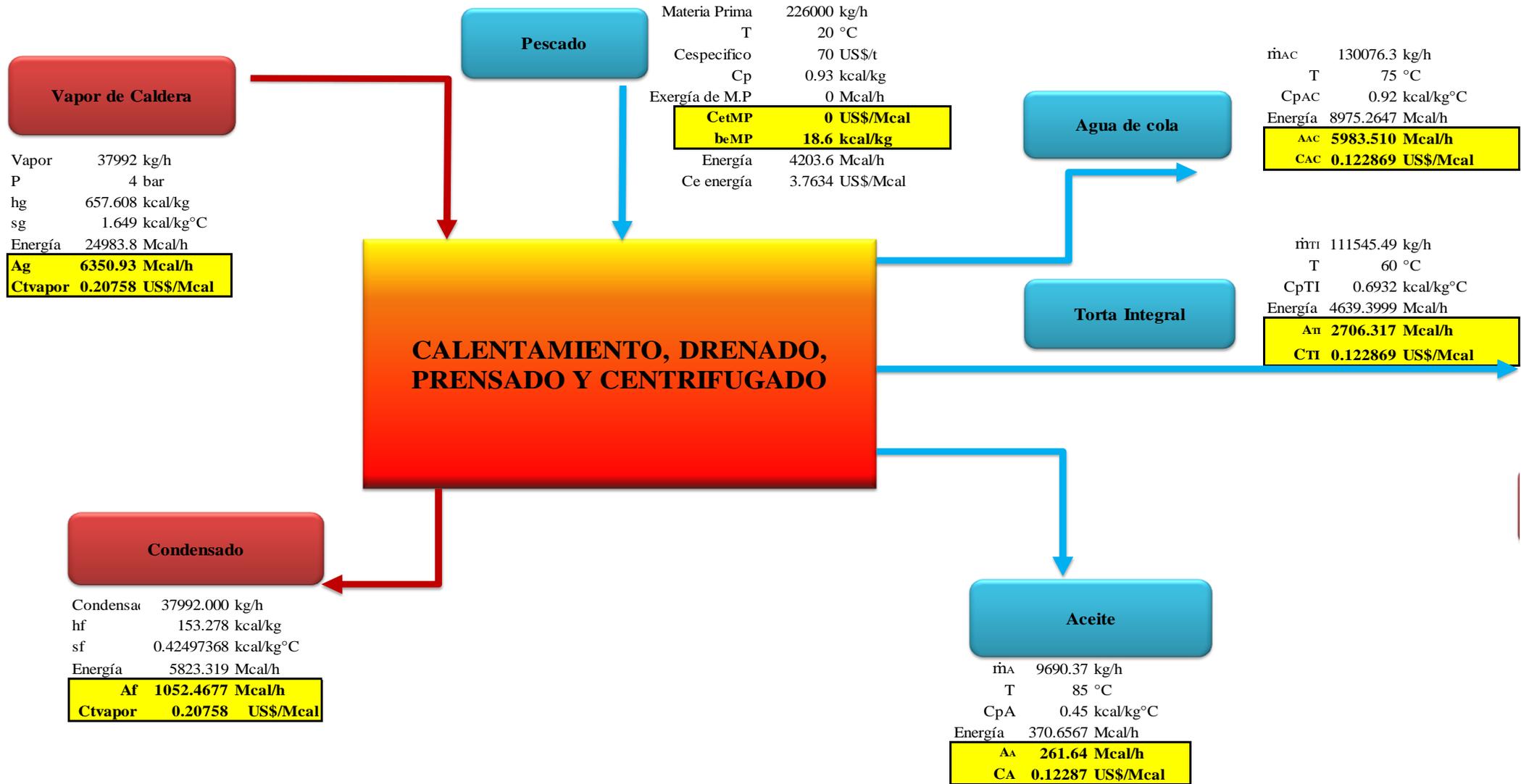
PAGINAS WEB

- Página Oficial de la Empresa Tecnología de Alimentos S.A
<<http://www.tasa.com.pe/>>
- Página Oficial de la Empresa
<http://www.tasa.com.pe/pop/harina_pescado.html>
- Página Oficial de la Empresa FabTech S.A.C
<<http://www.fabtechsac.com/>>
- Página Oficial de la Empresa Sedisa S.A.C
<<http://www.sedisa.com.pe/>>
- Archivo descargado [Pdf.]
<<http://es.scribd.com/doc/159079322/Proceso-de-la-Harina-de-Pescado-Peru>>
- Archivo descargado [Pdf.]
<<http://es.scribd.com/doc/134328205/Seleccion-Planta-Evaporadora>>

ANEXOS

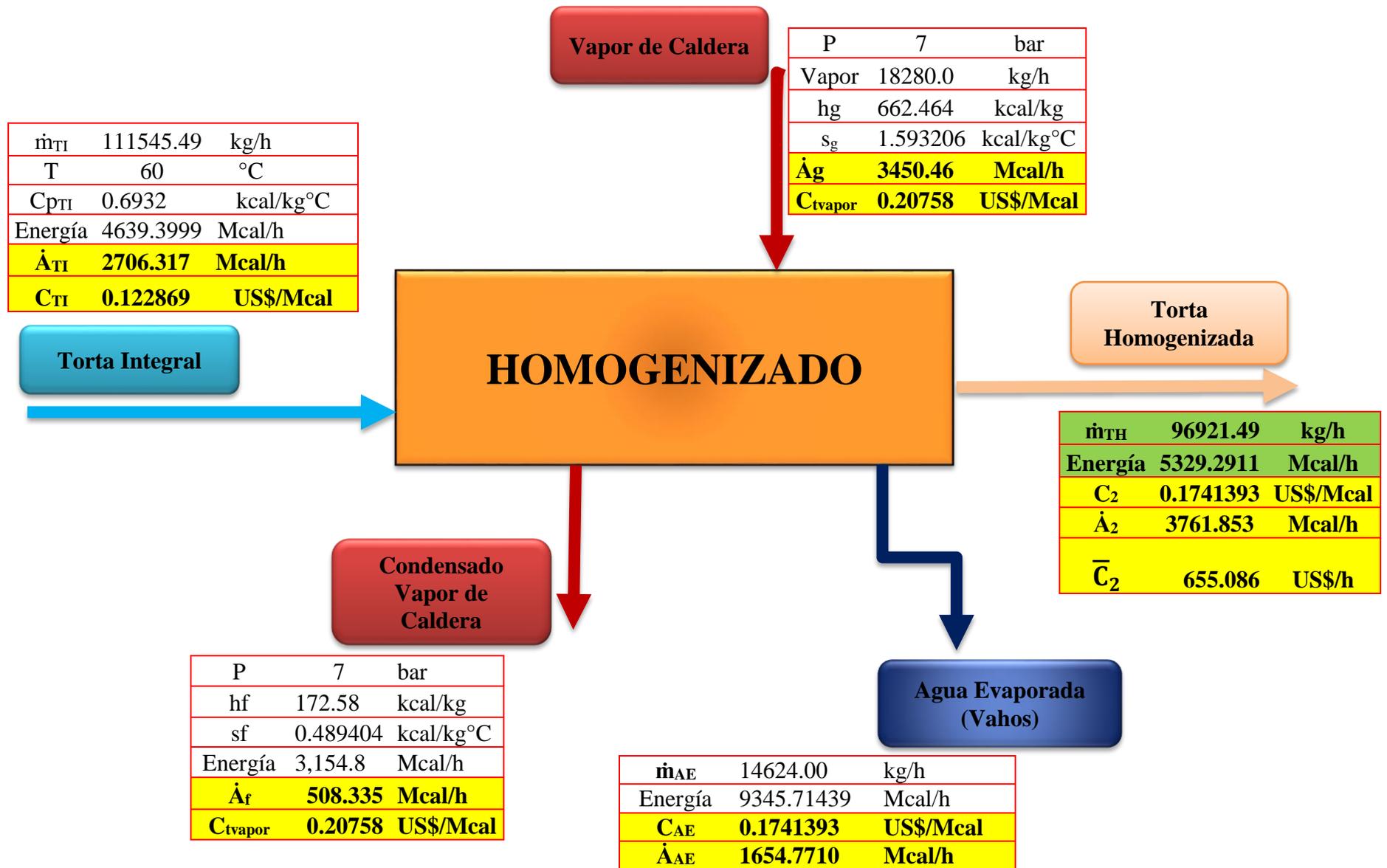
ANEXO I
BALANCE TERMOECONÓMICO

1.1. Balance termoeconómico al subsistema de calentamiento, drenado, prensado y centrifugado.



Fuente: Elaboración propia

1.2. Balance termoeconómico subsistema de homogenizado



Fuente: Elaboración propia

ANEXO II
CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DE LOS
EQUIPOS

2.1. Planta evaporadora de agua de cola

Planta Evap. N°	Marca	Tipo	Modelo	Superficie Total Calefacción m ²	Capacidad Evapor. Kg / Hora	Capacidad Materia Prima Kg / Hora	Capacidad Agua Cola Kg / Hora	Consumo de vapor Kg / Hora
01	Atlas	Vacío	ASC-44-RS		45000	90000	52000	15500
03	Atlas	Película Descendente	WHE - 3128	1704	30000	50000	35000	12800

2.2. Centrifugas y pulidoras de aceite

EQUIPO	MARCA	TIPO	MODELO	CAPACIDAD Lt/Hr	Nº DE SERIE	OBSERVACIONES
Centrifuga N° 1	Alfa Laval	Disco automático	AFPX 513	15,000.00	405502	REC. SECUNDARIA
Centrifuga N° 2	Alfa Laval	Disco automático	AFPX 513	15,000.00	4055414	PROCESO
Centrifuga N° 3	Westfalia	Disco automático	SA 100-33-177	40,000	1725-708	PROCESO
Centrifuga N° 4	Westfalia	Disco automático	SA 100-33-177	40,000	1725-709	PROCESO
Centrifuga N° 5	Westfalia	Disco automático	SA 100-33-177	40,000	1725-707	PROCESO
Pulidora N° 1	Alfa Laval	Disco automático	AFPX 213	4,000.00	2863302	PROCESO
Pulidora N° 2	Alfa Laval	Disco automático	BRPX 213	4,000.00	408.1482	PROCESO Y REC. SECUND.

2.3. Separadoras de Sólidos

EQUIPO	MARCA	TIPO	MODELO	CAPACIDAD Lt/Hr	Nº DE SERIE	OBSERVACIONES
Separadora N° 1	Westfalia	Decantador a continua	CC 458-00-02	40,000	8004-351	PROCESO
Separadora N° 2	Westfalia	Decantador a continua	CC 458-00-02	40,000	8004-352	PROCESO
Separadora N° 3	Westfalia	Decantador a continua	CC 458-00-02	40,000	8004-350	PROCESO
Separadora N° 4	Sharples	Decantador a continua	P-3400	15,000	72-P3400-238-896163	REC. SECUNDARIA
Separadora N° 5	Sharples	Decantador a continua	P-3400	15,000	BM-BR264-6483142	REC. SECUNDARIA

2.4. Prestrainer

EQUIPO	MARCA	TIPO	CAPACIDAD	MATERIAL
PRESTRAINER N° 1	SIPEsa	DOBLE TORNILLO	50 Tn/h.	FIERRO
PRESTRAINER N° 2	SIPEsa	DOBLE TORNILLO	50 Tn/h.	ACERO INOX
PRESTRAINER N° 3	SIPEsa	DOBLE TORNILLO	50 Tn/h.	ACERO INOX

2.5. Prensas

EQUIPO	MARCA	TIPO	MODELO	CAPACIDAD	Nº DE SERIE	ACCIONAMIENTO
PRENSA N° 1	STORD	DOBLE TORNILLO	RS-64 SF	50 Tn/h.	583	VARIADOR DE FRECUENCIA
PRENSA N° 2	STORD	DOBLE TORNILLO	RS-64 SF	50 Tn/h.		SISTEMA HIDRAULICO
PRENSA N° 3	STORD	DOBLE TORNILLO	RS-64 SF	50 Tn/h.		SISTEMA HIDRAULICO

2.6. Secadores a vapor rotatubos

CARACTERÍSTICAS GENERALES						TAMBOR DE SECADOR				
Área total de intercambio	Área de intercambio de tubos	Presión máxima de trabajo	Consumo de vapor aprox.	Potencia accionamiento de tambor	Velocidad de giro tambor	Largo tambor	Diámetro exterior	Inclinación	Número de tubos	Longitud de tubos
m ²	m ²	Kg/cm ²	Kg/h	HP	RPM	m	m	%		m
1445.0	1336	7	8800	150	5.7	20	3.5	2	186	20
1445.0	1336	7	8800	150	5.7	20	3.5	2	186	20
1445.0	1336	7	8800	150	5.7	20	3.5	2	186	20
1445.0	1336	7	8800	150	5.7	20	3.5	2	186	20
1445.0	1336	7	8800	150	5.7	20	3.5	2	186	20

2.7. Secadores de fuego directo FAQ

Secador N°	Etapa de Secado	Marca	Tipo	Velocidad Cilindro RPM	Capacidad Materia Prima TM / Hora	Capacidad Evaporación Agua Kg / Hora	Temperatura Gases Max/ Carga	
							Entrada °C	Salida °C
01	Primario 1	Sipesa	Fuego Directo	5.4	60	18280	900	80
02	Primario 2	Sipesa	Gases Calientes	4.5	60	14400	750	80
03	Secundario	Sipesa	Fuego Directo	5.4	60	18280	900	80

ANEXO III
TABLAS

3.1. TABLA

Efectos de las variaciones de la capacidad Calorífica, Cp., con la concentración del Agua de Cola	
Concentración % solidos	Cp. calorías/gr.°C
8	0.93
10	0.91
20	0.89
30	0.7
35	0.69
41	0.68
48	0.67
Datos obtenidos en Laboratorios del C.I.C.T.U.S. Ver Anexo Técnico de Determinación	

Análisis: Estudio de la Influencia de las variables en el costo de operación de un evaporador para la industria pesquera.

3.2. TABLA

Parámetros de temperatura normales WHE 3 Efectos	
Efecto	Temperatura
I	65-70 °C
II	52-58 °C
III	40-46 °C
Vahos, Efecto I	92-96 °C
Agua de mar, entrada	16-24 °C
Agua de mar, salida	28-34 °C

ANEXO IV
FABRICANTES

4.1. Fabricators and Technology S.A.C - FABTECH

The screenshot shows the top navigation bar of the FabTech website. It includes the FabTech logo on the left, navigation links for INICIO, SECTORES, SERVICIOS, NOTICIAS, GALERIA, and CONTACTOS on the right, and a date/time display: Dom 12 de Ene del 2014 18:01:14. Below the navigation bar, there is a 'PESCA' category button, a 'CATÁLOGO DE PRODUCTOS' button, and a 'VOLVER AL SECTOR' button. The main content area displays a grid of logos for various companies in the fishing sector: TASA, Blue Wave Marine Ingredients, COPEINCA, CFG INVESTMENT, AUSTRAL (Cuidado para el mundo), Pesquera Exalmar, HAYDUK CORPORACION, PESQUERA, and DIAMANTE.

CONTACTOS :

PLANTA:

Calle las Gardenias Mz. E, Lotes 10
Urb. Las Praderas de Lurín - Lima 16, Perú

Teléfonos:

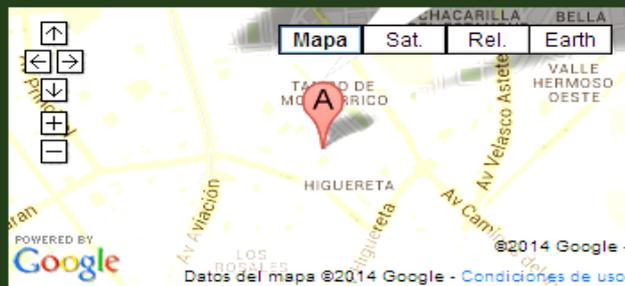
(511) 430 2155 / 430 0131 / 430 0588
Fax : (511) 430 2891

OFICINAS COMERCIALES :

Calle Pinos del Valle 226,
Urb. Higuiereta Surco
Lima 33, Perú

Teléfonos:

(511) 610 7360 / 610 7361 / 610 7363
(511) 610 7364 / 610 7365



[Ver mapa más grande](#)

Posición en el Ranking PEP	6811 Empresas ¿Deseas publicar este ranking?
Nombre de Empresa	FABRICATORS AND TECHNOLOGY S.A.C
Nombre Comercial	FABTECH S.A.C.
RUC	20502053478
Fecha de Fundación	01/08/2001
Tipo de Sociedad	
Estado de la Empresa	ACTIVO
Sector económico de desempeño	FABRICACION OTROS PRODUCTOS DE METAL NCP
CIIU	28990
Marca De Actividad Comercio Exterior	IMPORTADOR/EXPORTADOR
Dirección Principal	CAL. CALLE LAS GARDENIAS #-
Referencia de ubicación	ALT. KM 40 PANAMERICANA SUR ANTIGUA
Población	LIMA / LIMA / LURIN
Fax	-
Teléfonos	4480461 - - 4300131 4302155
Nro. Trabajadores	97



SERVICIOS :

Fabtech S.A.C. está conformado por un experimentado equipo **técnico** de alto nivel, dotado de moderna infraestructura que les permite desarrollar proyectos de gran envergadura.

Está en capacidad de atender proyectos de fabricación de equipos sofisticados para los diversos sectores industriales

Servicios que Brindamos en :



FabTech



Dom 12 de Ene del 2014 20 : 39 : 57

INICIO

SECTORES

SERVICIOS

NOTICIAS

GALERIA

CONTACTOS



PESCA

CATÁLOGO DE PRODUCTOS

CLIENTES

Sector Pesca de Fabtech:

La División Pesca de FabTech S.A.C., con su equipo de profesionales altamente calificados les brindará el soporte **técnico** especializado que requieren sus operaciones de pesca, otorgándoles **soluciones integrales** que abarcan el estudio del proceso y desarrollo de ingeniería básica, de detalle, obras civiles, fabricación de Plantas y equipos, Suministros, Instalación y Montaje, Puesta en marcha y Servicio Post venta permanente.

Nuestro **Procesos** cuentan con certificación ISO 9001, garantizando así la máxima calidad en la fabricación de equipos.

Nuestros Productos

- Desaguadores **rotativos**, estáticos y vibratorios.
- Planta Evaporadoras (tratamiento de agua de cola).
- Intercambiadores de calor.
- Purificador Centrifugos de Harina.
- Sistema de Flotación (Recuperacion de aceite del agua de bombeo)
- Transportadores de Malla y Elevadores de Rastras.
- Prestainers.
- Cocinadores.
- Secadores Rotatubos.
- Transportadores Helicoidales.
- Tolvas de pesaje
- Tanques de almacenamiento y recipientes a presión.
- Tromemls o **Filtros** para agua de bombeo.
- Tromemls o Filtros para sanguaza.
- Ciclones y Exhaustores.

4.2. Sedisa S.A.C – Sedisa

sedisa Inicio Nosotros Productos Eventos Boletines Contáctenos

play

U.N.1-- Máquinas de Soldar y Soldaduras

U.N.2-- Rodamientos, Transmisión de Potencia y Servicios de Confiabilidad

U.N.3-- Abrasivos Sólidos

U.N.4-- Herramientas Eléctricas

Ver Productos →

Ver Productos →

Ver Productos →

Ver Productos →

SEDISA S.A.C., fundada en Diciembre de 1988 es una empresa al servicio de la industria nacional, especializada en la distribución autorizada y representación exclusiva de marcas de prestigio para la industria.

ANEXO V
ESTADÍSTICAS DE PRODUCCIÓN

5.1. Condiciones del Producto para Harina STEAM DRIED de Exportación



HARINA DE PESCADO SECADA AL VAPOR (STEAM DRIED)

	SUPERPRIME	PRIME	TAIWAN 67	THAILAND	STANDARD
PROTEINA	68% Min	67% Min	67% Min	67% Min	67-66-65 % Min
GRASA	10% Máx	10% Máx	10% Máx	10% Máx	12% Máx
HUMEDAD	10% Máx	10% Máx	10% Máx	10% Máx	10% Máx
SAL + ARENA	4% Máx	5% Máx	5% Máx	5% Máx	5% Máx
ARENA SOLA	1% Máx	2% Máx	2% Máx	2% Máx	2% Máx
CENIZAS	16% Máx	17% Máx	17% Máx	17% Máx	-
TVN	100 Mg/100gr Máx	120 mg N/100gr Máx	120 mg N/100gr Máx	150 mg N/100gr Máx	-
FFA	7.5% Máx	10% Máx	10% Máx	10% Máx	-
HISTAMINA	500 ppm Máx	1000 ppm Máx	-	-	-
ANTIOXIDANTE	150 ppm min	150 ppm min	150 ppm min	150 ppm min	150 ppm min

Otras combinaciones a solicitud y requerimiento del comprador.

Fuente: Elaboración propia

5.2. Total de Exportaciones de Harina de Pescado (Perú) 2013

Nº	EXPORTADOR	TM	MILES DE US\$ FOB	PART. US\$
1	TASA	314,792	434,643,248	25.10%
2	PESQUERA DIAMANTE S.A.	160,919	217,834,283	12.85%
3	CORPORACION PESQUERA INCA S.A.C.	133,899	184,166,962	10.70%
4	AUSTRAL GROUP S.A.A.	113,718	161,146,030	9.08%
5	PESQUERA EXALMAR S.A.A.	108,430	149,781,206	8.66%
6	CFG INVESTMENT S.A.C.	101,420	140,777,020	8.10%
7	PESQUERA HAYDUK S.A.	95,591	136,185,871	7.64%
8	COMPAÑIA PESQUERA DEL PACIFICO CENTRO S.A.	39,937	50,760,097	3.19%
9	PESQUERA CENTINELA S.A.C.	33,200	44,271,188	2.65%
10	PROCESADORA DE PRODUCTOS MARINOS S.A.	20,015	26,264,743	1.60%
	OTROS	129,885	169,455,940	10.38%
	TOTAL	1,251,807	1,715,286,586	100%

Fuente: SUNAT

5.3. Total de Exportaciones de Aceite de Pescado Perú 2013

Nº	EXPORTADOR	TM	MILES DE US\$ FOB	PART. US\$
1	TASA	47,837	52,102,668	23.26%
2	AUSTRAL GROUP S.A.A.	13,701	19,678,512	8.79%
3	BLUE PACIFIC OILS S.A.	13,184	18,655,040	8.33%
4	COLPEX INTERNATIONAL S.A.C.	14,339	17,534,946	7.83%
5	CFG INVESTMENT S.A.C.	14,266	15,785,748	7.05%
6	PESQUERA HAYDUK S.A.	10,693	14,410,684	6.43%
7	PESQUERA EXALMAR S.A.	12,342	14,206,031	6.34%
8	BPO TRADING S.A.C.	8,722	13,277,102	5.93%
9	CORPORACIÓN PESQUERA INCA S.A.C.	9,625	12,653,394	5.65%
10	PESQUERA DIAMANTE S.A.	10,625	11,714,219	5.23%
	OTROS	2,028,191	33,982,272	15.17%
	TOTAL	2,183,526	224,000,614	100%

Fuente: SUNAT

5.4. Total de Exportaciones de Pescado Congelado (Perú) 2013

Nº	EXPORTADOR	TM	MILES DE US\$ FOB	PART. TM
1	TASA	30,222.58	32,445.45	10.81%
2	PESQUERA DIAMANTE S.A.	20,677.53	21,013.39	7.40%
3	C N C S.A.C.	20,487.77	39,862.57	7.33%
4	PRODUCTORA ANDINA DE CONGELADOS SCRLTDA	16,721.04	32,993.23	5.98%
5	PERUVIAN SEA FOOD S.A.	13,861.95	20,923.29	4.96%
6	SEAFROST S.A.C.	12,159.55	44,672.40	4.35%
7	PESQUERA HAYDUK S.A.	12,078.28	18,559.82	4.32%
8	PACIFIC FREEZING COMPANY S.A.C.	11,426.55	21,613.15	4.09%

9	INVERSIONES PERÚ PACÍFICO S.A.	9,625.45	20,620.82	3.44%
10	CORP DE INGENIERÍA DE REFRIGERACIÓN SRL	8,923.93	29,651.92	3.19%
	OTROS	123,358.44	414,944.07	44.13%
TOTAL		279,543.07	697,300.11	100%

Fuente: SNP

5.5. Total de Exportaciones de Conservas de Pescado (Perú) 2013

Nº	EXPORTADOR	MILES US\$ FOB	TM	PART. US\$
1	AUSTRAL GROUP S.A.A.	31,749.13	12,201.86	28.40%
2	PESQUERA HAYDUCK S.A.	12,603.28	4,958.85	11.54%
3	INVERSIONES Y COMERCIO INTERNACIONAL S.R.L.	6,199.44	3,621.70	8.43%
4	TASA	4,151.35	2,092.31	4.87%
5	INVERSIONES PRISCO S.A.C.	8,728.05	1,932.87	4.50%
6	PACIFIC FREEZING COMPANY S.A.C.	4,184.74	1,902.24	4.43%
7	ANDINA DE DESARROLLO ANDESA S.A.C.	5,244.11	1,889.83	4.40%
8	COMPANEX PERÚ SOCIEDAD ANÓNIMA	2,543.58	1,395.57	3.25%
9	PESQUERA DIAMANTE S.A.	2,367.43	1,282.91	2.99%
10	SEAFROST S.A.C.	5,777.08	1,243.20	2.89%
	OTROS	29,483.56	10,448.87	24.33%
TOTAL		113,031.75	42,970.21	100%

Fuente: SNP

5.6. Estructura sobre la producción Pesquera TASA - Sector pesca Marítima

	Aguas NACIONALES		Aguas No NACIONALES		TOTAL SECTOR	
	Valor	Estructura	Valor	Estructura	Valor	Estructura
A.- PRODUCCIÓN PESQUERA precios básicos	823,65	100%	622,25	100%	1.445,89	100%
A.1 INGRESOS por Actividad Pesquera	823,25	99,95%	621,92	99,95%	1.445,17	99,95%
A.2 SUBVENCIONES a los productos	0,39	0,05%	0,33	0,05%	0,72	0,05%
B.- CONSUMOS INTERMEDIOS a precios de adquisición	448,67	54,47%	413,42	66,44%	862,09	59,62%
B.1 Cebo, Sal, Hielo, Envases y embalajes	23,42	2,84%	25,19	4,05%	48,62	3,36%
B.2 Aprovechamientos	13,51	1,84%	15,90	2,56%	29,42	2,03%
B.3 Aparejos	33,15	4,03%	21,08	3,39%	54,24	3,75%
B.4 Repuestos, Reparación y mantenimiento	67,21	8,16%	41,85	6,72%	109,05	7,54%
B.5 Combustible y Lubricantes	212,98	25,86%	175,78	28,25%	388,73	26,89%
B.6 Otros Servicios	38,15	4,39%	55,44	8,91%	91,58	6,33%
B.7 Gastos Portuarios	23,37	2,84%	38,49	6,19%	61,86	4,28%
B.8 Otros Gastos del Buque	13,45	1,83%	17,33	2,78%	30,78	2,13%
B.9 Otros Gastos no actividad pesquera	25,45	3,09%	22,37	3,59%	47,81	3,31%
C = (A-B) VALOR AÑADIDO BRUTO a precios básicos	374,98	45,53%	208,83	33,56%	583,80	40,38%
D.- CONSUMOS DE CAPITAL FIJO (AMORTIZACIONES)	93,98	11,41%	80,51	12,94%	174,49	12,07%
E = (C-D) VALOR AÑADIDO NETO a precios básicos	281,00	34,12%	128,32	20,62%	409,32	28,31%
F.- OTRAS SUBVENCIONES a la Producción	36,96	4,49%	18,58	2,99%	55,54	3,84%
G.- OTROS IMPUESTOS sobre la Producción	2,25	0,27%	0,40	0,06%	2,64	0,18%
H = (E+F-G) RENTA DE LA PESCA	315,70	38,33%	146,51	23,55%	462,22	31,97%

FUENTES: MARM-SGE- Encuesta Económica de Pesca Marítima

ANEXO VI
PRECIOS NETOS PETROPERÚ

6.1. Lista de precios de combustibles

LISTA COMB-20-2014

LISTA DE PRECIOS DE COMBUSTIBLES

PRECIOS NETOS PETROPERÚ

VIGENCIA A PARTIR DEL 14.05.2014

	PLANTAS	G L P-E SOLES/KG	G L P-G SOLES/KG	GASOLINA SUPER 90 SP	GASOLINA 84 SP	DIESEL B5 UV	DIESEL B5 (***)	PETROPERU INDUSTRIAL Nº 6 (***)	PETROPERU INDUSTRIAL 500 (***)
12	TALARA	1.8500	2.0400	8.5100	8.4300	9.2500	9.2500	6.9100	6.8100
13	PIURA			8.6450	8.6100	9.3300	9.3300		
14	ETEN			8.6550	8.6200	9.3500	9.3500	6.9650	6.8100
18	SALAVERRY			8.6750	8.6700	9.3900	9.3900	6.9950	
19	CHIMBOTE				8.6850	9.4400	9.4400	7.0050	6.9150
25	SUPE			8.6700	8.6600	9.4100	9.4100	6.9650	6.8550
20	CALLAO	1.8500	2.0400	8.3500	8.3100			6.7400	6.6300
28	CONCHAN			8.3400	8.3000			6.7200	6.6100
35	C. DE PASCO			8.8350	8.8450	9.6700	9.6700		
31	PISCO			8.7050	8.6600	9.4500	9.4500		6.9450
41	MOLLENDO			8.6550	8.6400			6.9750	6.8750
47	JULIACA				8.9300				
49	CUSCO				9.0500				
45	ILO				8.6700	9.4500	9.4500	6.9850	
77	EL MILAGRO			8.9800	8.6700	9.4000	9.4000	7.2900	
67	TARAPOTO			9.0600	8.8700	9.6250	9.6250		

IMPUESTOS APLICABLES A ESTAS PLANTAS

RODAJE % (*)			8	8					
ISC (Soles/Galón) (**)			1.5700	1.1700	1.2000	1.2000	0.3900	0.3800	
IGV %	18	18	18	18	18	18	18	18	18

LEY DE PROMOCION DE LA INVERSION EN LA AMAZONIA - Nº 27037

	PLANTAS			GASOLINA SUPER 90 SP	GASOLINA 84 SP	DIESEL B5 UV	DIESEL B5	PETROPERU INDUSTRIAL Nº 6	
68	YURIMAGUAS				8.9800	10.7950	10.7950	7.6400	
63	IQUITOS			9.3200	8.5650	9.7700	9.7700	7.8600	
6A	PUCALLPA			9.2400	9.2850	10.1030	10.1030		
51	PTO. MALDONADO				10.0800				

IMPUESTOS APLICABLES A ESTAS PLANTAS

RODAJE % (*)			8	8					
--------------	--	--	---	---	--	--	--	--	--

GERENCIA COMERCIAL

REEMPLAZA LISTA COMB-19-2014
DE FECHA : 07.05.2014

(*) El Impuesto del rodaje se aplica sobre el valor de venta de las gasolinas sin incluir el ISC y el IGV.

(**) Impuesto Selectivo al Consumo en aplicación del D.S. N°097-2011-EF.

(***) El ISC del Diesel B5 ha sido aprobado con D.S. N°270-2010-EF, en aplicación del Reglamento de Comercialización de Biocombustibles aprobado con D.S. N°021-2007-EM. El Diesel B5 y el Diesel B5 S-50 serán comercializados a partir del 01 de Enero del 2011.

A LOS PRECIOS DE LISTA DE LOS COMBUSTIBLES DESPUÉS DE IMPUESTOS SE LE ADICIONARÁ EL FISE EN APLICACIÓN DE LA LEY N° 29852, MODIFICADA CON LEY N° 30114 D EL 02 DE DICIEMBRE DEL 2013 "LEY DE PRESUPUESTO DEL SECTOR PÚBLICO PARA EL AÑO FISCAL 2014.

GERENCIA COMERCIAL

ADDENDUM N° 1

**LISTA COMB-20-2014
VIGENCIA A PARTIR DEL 14.05.2014**

SOLES/GLN

	PLANTAS	DIESEL B5 UV S-50 (**)	DIESEL B5 S-50 (**)	GASOHOL 97	GASOHOL 95	GASOHOL 90	GASOHOL 84
12	TALARA				8.7600	8.5400	8.4400
13	PIURA					8.6700	8.6200
14	ETEN					8.7000	8.6500
18	SALAVERRY				8.9100	8.7200	8.6800
19	CHIMBOTE						8.7100
25	SUPE	9.6600	9.6600			8.7200	8.7000
20	CALLAO	9.5000	9.5000	8.8000	8.6300	8.3700	8.3400
28	CONCHAN	9.5000	9.5000	8.8000	8.6300	8.3700	8.3400
35	C. DE PASCO					8.8600	8.8600
31	PISCO				9.0300	8.7400	8.6900
41	MOLLEDO	9.7100	9.7100			8.7100	8.6900
47	JULIACA	9.9400	9.9400				8.9800
49	CUSCO	10.0300	10.0300				9.0800
45	ILO	9.7000	9.7000		9.0900		8.7300
77	EL MILAGRO					9.0000	8.6800

IMPUESTOS APLICABLES A ESTAS PLANTAS

RODAJE %			8	8	8	8
ISC (Soles/Galón) *	1.01	1.01	1.87	1.69	1.46	1.07
IGV %	18	18	18	18	18	18

LEY DE PROMOCION DE LA INVERSION EN LA AMAZONIA - N° 27037

	PLANTAS	DIESEL B5 UV S-50	DIESEL B5 S-50
68	YURIMAGUAS		
63	IQUITOS		
6A	PUCALLPA		
51	PTO. MALDONADO	12.2200	12.2200

NO HAY IMPUESTOS APLICABLES A ESTAS PLANTAS

(*) Impuesto Selectivo al Consumo en aplicación del D.S. N° 097-2011-EF.

(**) El ISC del Diesel B5 S-50, con un contenido de azufre menor o igual a 50 ppm, ha sido aprobado con D.S. N° 270-2010-EF, en aplicación del Reglamento de Comercialización de Biocombustibles aprobado con D.S. N° 021-2007-EM. Este combustible será comercializado a partir del 01 de Enero del 2011.

GERENCIA COMERCIAL

ADDENDUM N° 2

**LISTA COMB-20-2014
VIGENCIA A PARTIR DEL 14.05.2014**

COMBUSTIBLES ELÉCTRIC

	PLANTAS	DIESEL B5 G. E.	DIESEL B5 S-50 G. E.	PETRÓLEO INDUSTRIAL 6 G. E.
12	TALARA	9.2500		6.8000
13	PIURA	9.3300		
14	ETEN	9.3500		6.8450
18	SALAVERRY	9.3900		6.8750
19	CHIMBOTE	9.4400		
25	SUPE	9.4100	9.6600	6.8450
20	CALLAO	9.2500	9.5000	6.7100
28	CONCHAN	9.2500	9.5000	6.6900
35	C. DE PASCO	9.6700		
31	PISCO	9.4500		
41	MOLLENDO		9.7100	6.8550
47	JULIACA		9.9400	
49	CUSCO		10.0300	
45	ILO	9.4500		6.8650
77	EL MILAGRO	9.4000		7.1700
67	TARAPOTO	9.6250		

IMPUESTOS APLICABLES A ESTAS PLANTAS

RODAJE %	0	0	0
I S C (Soles/Galón) *	1.20	1.01	0.39
I G V %	18	18	18

LEY DE PROMOCION DE LA INVERSION EN LA AMAZONIA - N° 27037

	PLANTAS	DIESEL B5 G. E.	DIESEL B5 S-50 G. E.	PETRÓLEO INDUSTRIAL 6 G. E.
68	YURIMAGUAS	10.7950		7.6100
63	IQUITOS	9.7700		7.6800
6A	PUCALLPA	10.1030		
51	PTO. MALDONADO		12.2200	

NO HAY IMPUESTOS APLICABLES A ESTAS PLANTAS

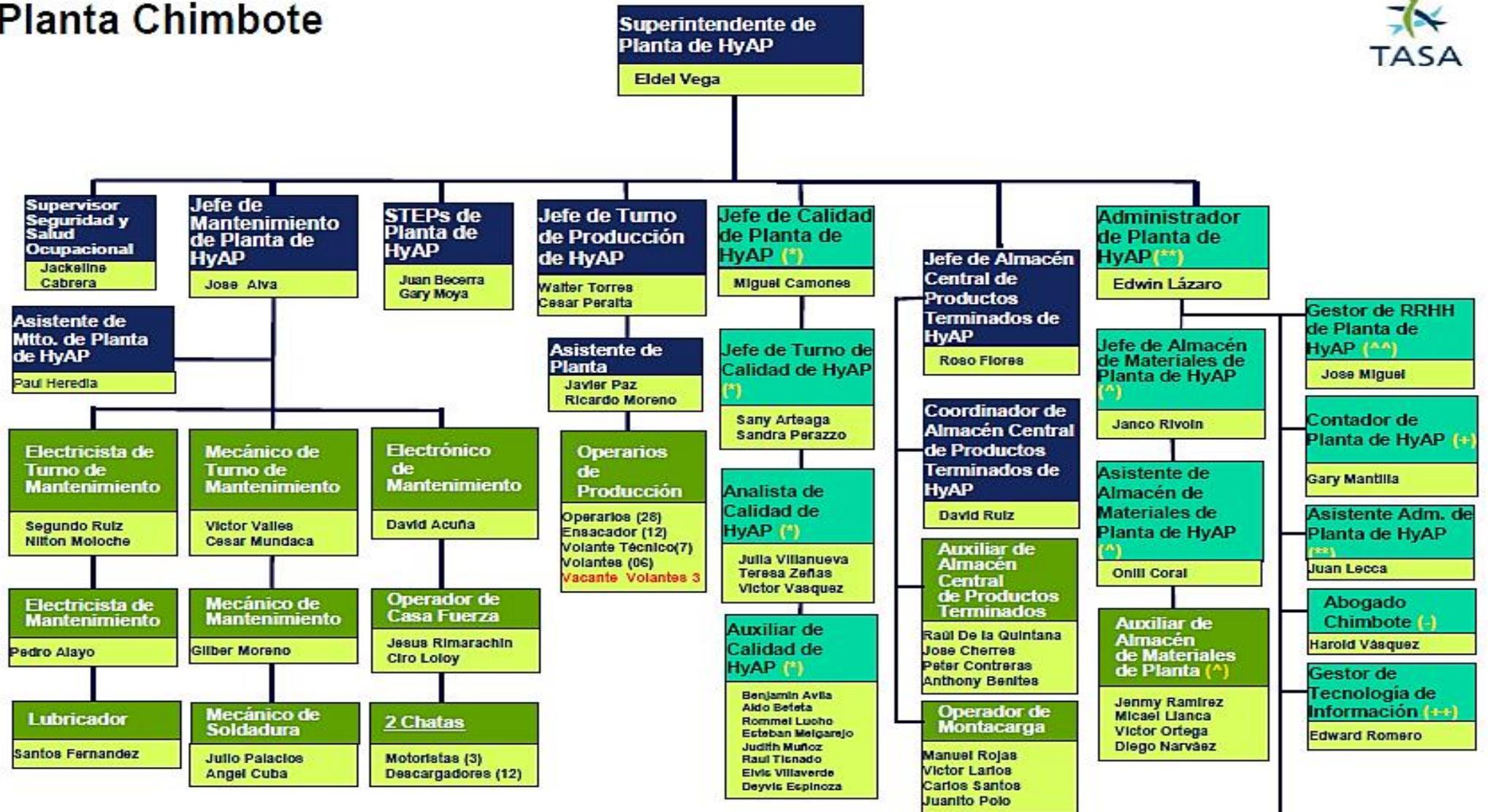
NOTA: De acuerdo al D.U. N° 005-2012 del 22.02.2012, el Precio de Lista del Petróleo Industrial 6 para las Generadoras Eléctricas, será aplicado al Sistema Aislado.
Asimismo en aplicación de la Resolución OSINERGMIN N° 010-2012-OS/GART del 22.02.2012, el precio de lista del Diesel B5 GE corresponde al Sistema Aislado.

ANEXO VII

DATOS RELACIONADOS A LA EMPRESA

7.1. Estructura Organizacional detalla de la Empresa

Planta Chimbote

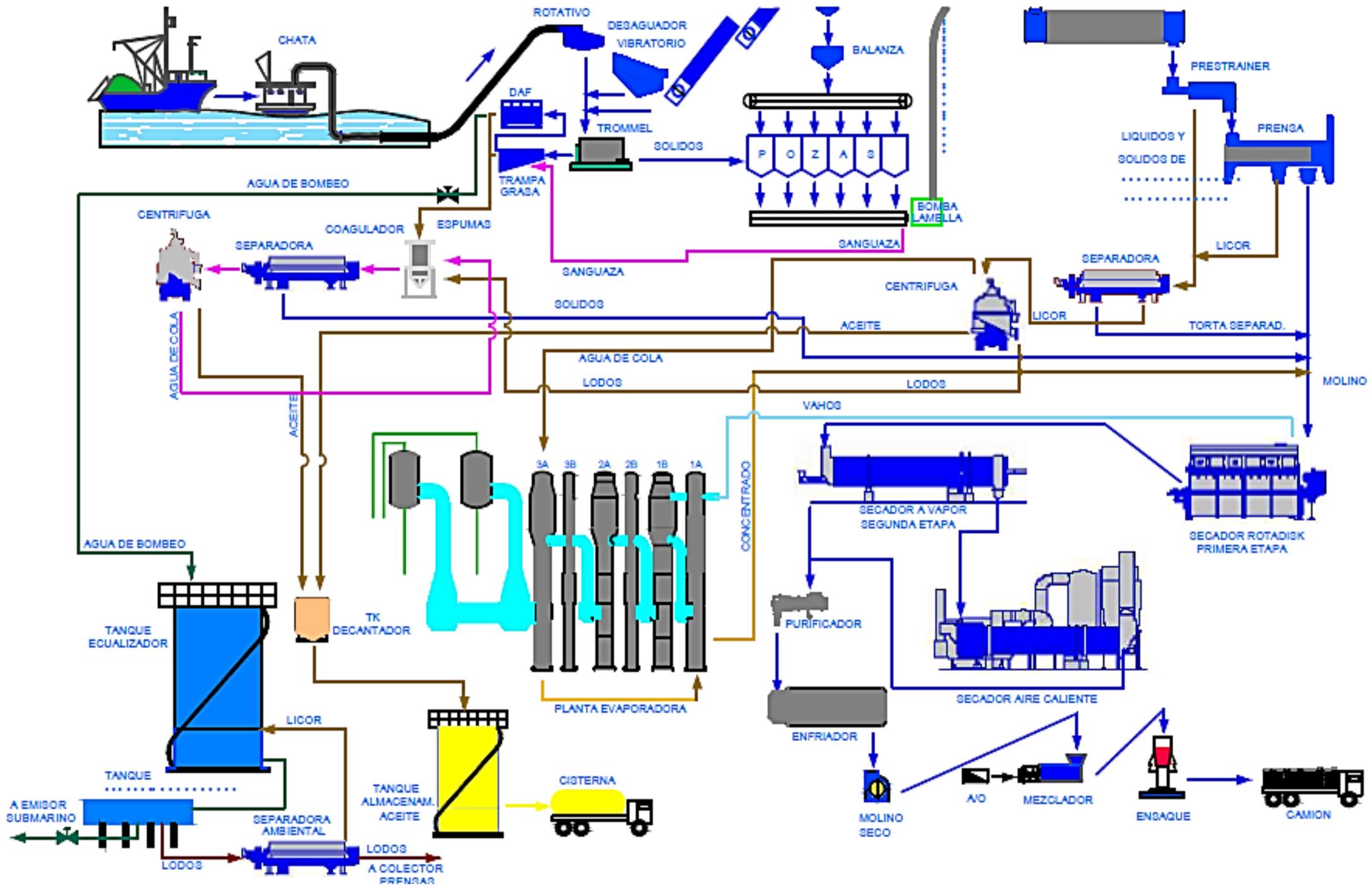


Leyenda

- Personal de otra Planta
- Reporte jerárquico más no funcional.
- Personal Obrero

- Notas:**
- (*) Reporta funcionalmente a la Gerencia de Calidad, Investigación y Desarrollo.
 - (**) Reporta funcionalmente a la Gerencia Central de Administración y Finanzas.
 - (*) Reporta funcionalmente a la Gerencia de Logística.
 - (**) Reporta funcionalmente a la Gerencia de Recursos Humanos.
 - (+) Reporta funcionalmente a la Gerencia de Contraloría.
 - (++) Reporta funcionalmente a la Gerencia de Tecnología de Información.
 - (-) Reporta funcionalmente a la Gerencia Legal.

7.2. Diagrama de planta de la empresa TASA



7.3. Datos de ingreso y balance de energía a los diferentes equipos de la empresa TASA

Cocinadores :	Ti :	18 °C
	T_o :	100 °C
	Presión :	4 bar

Presión Calderas :	8 Bar
Consumo combustible	174Glns/Hr

Cocinadores :	
Vapor	
m (cal/hr)	72.082.645,40
h fg (KJ/Kg)	2.108,10
Cp.Mat.Prima (Kcal/Kg)	0,93
Vapor (Kg/hr)	37.992,42
Revaporizado	
hf (KJ/Kg) Cocinador	640,70
hf (KJ/Kg) Revaporizado	505,60
hfg (KJ/Kg) Revaporizado	2.201,10
m (revap) (Kg/Hr)	2.331,91

CAPACIDAD TOTAL EN COCINAS = 232.84 Ton/h

COCINAS							
SIMBOLO	ITEM	UNIDAD	COCINA 1	COCINA 2	COCINA 3	COCINA 4	COCINA 5
P	Paso del helicoides	m	0,300	0,248	0,248	0,300	0,300
Dc	Diámetro interno del cilindro	m	1,593	1,398	1,398	1,593	1,593
De	Diámetro exterior del eje	m	1,178	0,863	0,863	1,178	1,178
D	Diámetro exterior del helicoides	m	1,548	1,345	1,345	1,548	1,548
E	Espesor del helicoides	m	0,045	0,060	0,060	0,045	0,045
L	Longitud entre chutes de carga y descarga	m	14,530	12,870	12,870	14,530	14,530
f	Factor de llenado del cocinador	-	0,950	0,950	0,950	0,950	0,950
T	Tiempo promedio de cocción	min	12,500	12,500	12,500	12,500	12,500
N	RPM del eje	rpm	3,875	4,152	4,152	3,875	3,875
PE	Capacidad efectiva del cocinador	ton/h	49,656	41,935	41,935	49,656	49,656

CAPACIDAD TOTAL EN SECADORES= 235.42 ton/h

SECADORES		
Capacidad de evaporación de agua en Homogenizadores	15.000	Kg/h
Capacidad evaporación de agua en Secadores rotatubos	35.500	Kg/h
Capacidad de evaporación de agua en Secador de Aire Caliente	6.000	Kg/h
Total capacidad de evaporación de agua en secadores	56.500	Kg/h
Capacidad de procesamiento de pescado	235,42	ton/h

RESUMEN DE CONSUMO DE VAPOR Y FLASH GENERADO :

Item	Equipo	Vapor (Kg/Hr)	Flash (Kg/Hr)
1	Cocinadores :	37.992	2.332
2	Secadores a Vapor :	64.554	3.905
	Homogenizador	18.280	
	Rotatubos	46.274	
3	Secador de aire caliente	104	9
4	Calentador de Caldo de Separadora :	-	35
5	Calentador Aceite Recuperado del A. Bombeo :	1.372	16
6	Coagulador de Sanguaza :	2.650	-
7	Consumo por Pre calentamiento de Petróleo :	-	219
8	Purgas :	1.734	-
9	Radiación :	754	-
10	Planta Evaporadora (de Agua de Cola) :	-	-
	TOTAL teórico :	109.160	6.517

		EVAPORACION KG/H · AGUA EVAPORADA	ETAPA I CANT.	EVAPORACION TOTAL
SECADOR ROTADISC	RD 500	5.000,0	2	10.000,0
SECADOR ROTATUBOS	SV30 ESP	8.000,0	3	24.000,0
SECADOR POR AIRE CALIENTE	HLT 7.5	7.500,0	1	7.500,0
PLANTA EVAPORADORA	WHE 31310SP	52.500,0	1	80.500,0
	WHE 3128	28.000,0	1	

Secador Rotatubo :	Presión :	5,5	Bar
Revaporizado		2	Bar
Secador Rotadisc :	Presión :	7	Bar
Revaporizado		2	Bar

Secadores Rotadisc :	
Vapor :	
Vapor (Kg/hr)	18.280,00
Revaporizado :	
hf (KJ/Kg) Sec.Vapor	721,40
hf (KJ/Kg) Revaporizado	562,20
hfg(KJ/Kg) Revaporizado	2.201,10
m (revap) (Kg/Hr)	1.322,15
Secadores Rotatubos :	
Vapor :	
Vapor (Kg/hr)	46.274,10
Revaporizado :	
hf (KJ/Kg) Sec.Vapor	684,60
hf (KJ/Kg) Revaporizado	562,20
hfg(KJ/Kg) Revaporizado	2.192,80
m (revap) (Kg/Hr)	2.582,98
Secador de aire caliente: (Pre-calentamiento de combustible)	
VAPOR :	
m (cal/hr)	176.077,00
h fg (KJ/Kg)	2.030,90
Vapor (Kg/hr)	86,70
REVAPORIZADO :	
h f (KJ/Kg) Vapor calderas	743,10
h f (KJ/Kg) Revaporizado	505,60
h fg(KJ/Kg) Revaporizado	2.201,10
m (revap) (Kg/Hr)	9,35

Constantes :		
Cp Aceite :	0,45	Kcal/Kg
Cp Solidos :	0,82	Kcal/Kg
Cp Agua :	1,00	Kcal/Kg
Cp Aire :	0,24	Kcal/Kg
Densidad Aire :	1,20	Kg/m ³