

**UNIVERSIDAD NACIONAL AGRARIA
LA MOLINA**

FACULTAD DE PESQUERÍA



**“EVALUACIÓN TÉCNICA ECONÓMICA EN UNA
PLANTA PESQUERA EN CHIMBOTE, AL INSTALAR UN
SEGUNDO SECADOR A FUEGO DIRECTO EN LA
PRIMERA ETAPA DE SECADO PARA LA LÍNEA DE
HARINA Y ACEITE DE PESCADO”**

Presentado por:

JULIO MANUEL RUBIO GONZALES

**TESIS PARA OPTAR EL TITULO DE
INGENIERO PESQUERO**

Lima – Perú

2019

**UNIVERSIDAD NACIONAL AGRARIA LA
MOLINA**

FACULTAD DE PESQUERÍA

**“EVALUACIÓN TÉCNICA ECONÓMICA EN UNA PLANTA
PESQUERA EN CHIMBOTE, AL INSTALAR UN SEGUNDO
SECADOR A FUEGO DIRECTO EN LA PRIMERA ETAPA DE
SECADO PARA LA LÍNEA DE HARINA Y ACEITE DE PESCADO”**

Presentado por:

JULIO MANUEL RUBIO GONZALES

Aprobado por el siguiente jurado evaluador:

M.Sc. Raúl Porturas Olaechea
PRESIDENTE

Ing. Guillermo Nué Pando
MIEMBRO

M.Sc. Raúl Tomaylla Leguía
MIEMBRO

Ing. David Roldán Acero
PATROCINADOR

M.Sc. María Olaya Morales
CO-PATROCINADOR

DEDICATORIA

A mis padres Victoria Gonzales Chauca y Manuel Rubio Camus por haberse inmolado para poder brindarme mi educación profesional y haberme forjado como la persona que soy en la actualidad; muchos de mis logros se los debo a ustedes entre los que se incluye este.

Gracias Madre y Padre, los quiero mucho.

También, dedico de manera especial a mi hermana Vicky Rubio por brindarme su apoyo, aliento y consejos para poder superar todos los obstáculos que se me presentaron.

Comparto este logro con la mejor de las hermanas.

AGRADECIMIENTO

A mi Patrocinador Ing. M.Sc. David Roldan Acero y a mi Co Patrocinadora de Tesis Ing. M.Sc. Maria Olaya Morales. Por sus valiosos aportes, consejos y dedicación en el desarrollo de este proyecto, brindándome siempre sus importantes conocimientos y experiencia en el tema, con el cual me permitió concluir con éxito la presente tesis.

Al Ing. Néstor Gomez Bazán (Gerente Planta) por brindarme la oportunidad y apoyo para llevar a cabo y desarrollar mi Tesis en la Planta de Harina U.O. 031 Chimbote de la Empresa del Grupos Sindicato Pesquero del Perú SA.

INDICE GENERAL

	Pag.
I. INTRODUCCIÓN	1
II. REVISIÓN DE LITERATURA	3
2.1 Generalidades	3
2.2 Procesamiento de harina y aceite de pescado	11
2.3 La operación de secado	17
2.4 Factores que afectan la operación de secado	24
2.5 Aspectos más relevantes de la operación de secado	25
2.6 Secadores	27
2.7 Influencia del secado en la calidad de la harina	32
2.8 Factores para un buen funcionamiento del secador	35
2.9 Calculo del consumo de petróleo en la operación de secado	36
2.10 Secado en serie	36
2.11 Conceptos económicos para determinar costos de producción	37
III. MATERIALES Y METODOS	46
3.1 Lugares de ejecución	46
3.2 Características de la U.O.-31 Sipesa – Chimbote	46
3.3 Materiales	52
3.4 Equipos	53
3.5 Metodología	53

IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	60
4.1 Evaluación técnica	60
4.2 Evaluación económica	83
V. CONCLUSIONES	106
VI. RECOMENDACIONES	108
VII. BIBLIOGRAFÍA	109
VIII. ANEXOS	112

INDICE DE TABLAS

	Pag.
Tabla N° 01. Coeficientes de difusión en distintos pescados (grasos y magros)	23
Tabla N° 02. Ventajas y desventajas de secadores de harina de pescado	34
Tabla N° 03. Resumen del balance de materia antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado	62
Tabla N° 04. Resumen del balance de materia despues de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado	65
Tabla N° 05. Resumen del balance de Energía de los secadores antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado	69
Tabla N° 06. Resumen del balance de Energía de los secadores después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado	71
Tabla N° 07. Capacidad de los Secadores antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado	76
Tabla N° 08. Capacidad de los Secadores después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado	78
Tabla N° 09. Costos Variables y Fijos Totales de Harina de Pescado antes de instalar el Segundo Secador en la primera etapa de secado, durante Enero a Setiembre del 2001	84
Tabla N° 10. Costos Variables y Fijos por Tonelada de Harina de Pescado antes de instalar el Segundo Secador en la primera etapa de secado, durante Enero a Setiembre del 2001	85
Tabla N° 11. Costos Variables y Fijos Totales de Harina de Pescado Después de instalar el Segundo Secador en la primera etapa de secado, durante Octubre a Diciembre del 2001	92

Tabla N° 12. Costos Variables y Fijos por Tonelada de Harina de Pescado Después de instalar el Segundo Secador en la primera etapa de secado, durante Octubre a Diciembre del 2001.....	93
Tabla N° 13. Comparación de los costos por Tonelada de Harina de Pescado Después y Antes de instalar el Segundo Secador en la primera etapa de secado	97
Tabla N° 14. Punto de Equilibrio mensual antes de instalar segundo secador, durante Enero a Setiembre del 2001	101
Tabla N° 15. Punto de Equilibrio mensual Después de instalar segundo secador, durante Octubre a Diciembre del 2001	103
Tabla N° 16. Comparación del Punto de Equilibrio mensual Después y antes de instalar el Segundo Secador en la primera etapa de secado	105

INDICE DE FIGURAS

	Pag.
Figura N° 01. Punto de Equilibrio	45
Figura N° 02. Proceso de Producción de la Harina de Pescado	48
Figura N° 03. Comparación de los consumos Totales de Petróleo de los secadores, antes y después de instalar el segundo secador	74
Figura N° 04. Comparación de las capacidades de los Secadores antes y después de instalarse el segundo secador	81
Figura N° 05. Comparación de los Costos por Tonelada de Harina de Pescado ..	98

INDICE DE ANEXOS

	Pag.
Anexo N° 01. Principales Equipos De la Unidad operativa 031 Sipesa Chimbote	112
Anexo N° 02. Organización de La Planta del Grupo Sindicato Pesquero	115
Anexo N° 03. Componentes en las diferentes Etapas del Proceso productivo de harina y aceite de Pescado	118
Anexo N° 04. Formato registro de consumo de petróleo diario de secadores (galones/ hora)	119
Anexo N° 05. Formato registro de temperatura (°C) diario del scrap en la entrada de los secadores	120
Anexo N° 06. Formato para los costos variables y fijos totales de harina de pescado	121
Anexo N° 07. Cálculo para determinar el balance de materia	122
Anexo N° 08. Parte anual de producción (consumos totales) del 01 de Enero al 31 Diciembre del, 2000	143
Anexo N° 09. Parte anual de producción (consumos totales) del 01 de Enero al 31 Diciembre de 2001.....	144
Anexo N° 10. Cálculo para determinar el balance energético de los secadores	145
Anexo N° 11. Cálculo para determinar la capacidad de los secadores con y sin el segundo secador	157
Anexo N° 12. Parte anual de Producción (consumos totales) del 01 Octubre al 31 de Diciembre de 2001	169
Anexo N° 13. Parte anual de Producción (consumos totales) del 01 Enero al 30 Setiembre 2001	170

RESUMEN

El presente trabajo de investigación se llevó a cabo en el segundo semestre del 2001 en La Planta de harina y aceite de pescado del Grupo Sindicato Pesquero del Perú S.A. (Unidad Operativa 031 – Chimbote), el mismo que tuvo como propósito principal determinar la viabilidad técnica económica de la instalación de un segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado. En base a la información obtenida, se procedió a realizar la evaluación técnica y económica de la planta pesquera durante las situaciones antes y después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado, lo que implicó para la evaluación técnica: determinar y comparar los rendimientos de producción, determinar y comparar los balances energéticos de los secadores, determinar y comparar las capacidades de los secadores, antes y después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado. Asimismo, para la evaluación económica implicó determinar y comparar los costos de producción, determinar y comparar el punto de equilibrio, antes y después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado. La instalación del segundo secador en la primera etapa de secado, generó un incremento en el consumo de combustible de 5.05 GAL. / hr. en el periodo total de secado. La instalación del segundo secador permitió mejorar la calidad de la harina de pescado, ahorro en el mantenimiento de los secadores y aumento de la capacidad de secado de la planta. El costo variable por tonelada de harina de pescado que presentó mayor variación después de instalar el segundo secador fue el gasto de fabricación debido al aumento de los suministros (286.72%); ocasionado por el mayor consumo de energía eléctrica. Asimismo, el rubro de combustible presentó una variación del 15.65%.

Palabras clave: Harina de pescado, Secador a fuego directo, evaluación técnica, evaluación económica, Planta de harina y aceite de pescado, etapa de secado.

ABSTRACT

This research work was carried out in the second half of 2001 at the Fishmeal and Fish Oil Plant of Grupo Sindicato Pesquero del Perú S.A. (Operating Unit 031 - Chimbote), the main purpose of which was to determine the economic technical feasibility of installing a second direct fire dryer in the first drying stage. Based on the information obtained, the technical and economic evaluation of the fishing plant was carried out during the situations before and after installing the second direct fire dryer in the first drying stage, which implied for the technical evaluation: determine and compare the yields of production, determine and compare the energy balances of the dryers, determine and compare the capacities of the dryers, before and after installing the second dryer on direct fire in the first stage of drying. Likewise, for the economic evaluation it involved determining and comparing production costs, determining and comparing the equilibrium point, before and after installing the second direct fire dryer in the first drying stage. The installation of the second dryer in the first stage of drying, generated an increase in fuel consumption of 5.05 GAL. / hr. in the total drying period. The installation of the second dryer allowed to improve the quality of fishmeal, saving in the maintenance of the dryers and increasing the drying capacity of the plant. The variable cost per ton of fishmeal that showed the greatest variation after installing the second dryer was the manufacturing expense due to the increase in supplies (286.72%); caused by the greater consumption of electrical energy. Likewise, the fuel item presented a variation of 15.65%.

Keywords: Fishmeal, Direct fire dryer, technical evaluation, economic evaluation, Fishmeal and fish oil plant, drying stage.

I. INTRODUCCION

La industria mundial de harina de pescado nace como una necesidad del aprovechamiento de los residuos de la fabricación de conservas y congelado para su utilización como fertilizantes. Luego en 1910 la harina de pescado se destinó a la alimentación animal mediante la formulación de los alimentos balanceados. En la década de los 50 en el Perú, la industria de harina de pescado da inicio a una significativa presencia en la industria pesquera nacional. Está a través de los años, tanto en las épocas de auge como en las de crisis, mantuvo siempre un importante lugar como generador de divisas, después de la minería. Ello debido al fácil retorno de los capitales invertidos en dicha producción (Landeo y Ruíz, 1996).

El principal mercado para la harina de pescado es el externo. El producto no tiene un mercado propio, sino que se desenvuelve dentro del mercado mundial de proteínas, en el cual compiten con una variedad de productos que son sustituidos entre si y donde la soja es el más importante.

La calidad de harina de pescado depende principalmente de la materia prima, condiciones de proceso y condiciones de almacenamiento. Entre las condiciones de proceso, las principales se refieren a la operación del secado ya que afectan directamente al contenido de nutrientes, la ausencia de elementos indeseados y la calidad de los nutrientes (eficiencias de conversión) (Au, 1996).

El secado es una de las operaciones básicas en el procesamiento de la harina de pescado, el fundamento es eliminar un líquido de un sólido ó un gas por procedimientos térmicos. Una adecuada elección de un equipo de secado, no solamente va a influir en la calidad del producto, sino también en los costos de operación, ahorro de energía, mantenimiento, requerimientos de espacio físico (instalaciones) (Copaja, 1997).

El presente trabajo de investigación está encaminado a determinar la viabilidad técnica económica de la instalación de un segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado para La Planta del Grupo Sindicato Pesquero del Perú S.A. (Unidad Operativa 031 – Chimbote). Esta nueva instalación surge al encontrar problemas del sobre calentamiento de los sacos de harina al final del proceso (43°C); ocasionado por las altas temperaturas en la cámara de fuego de los secadores (700°C – 800°C); además, por la sobrecarga de tortas de mezcla que entraban en la primera etapa de secado. Asimismo, otras de las finalidades fue aprovechar en su totalidad la capacidad de licencia autorizada por el Ministerio de Pesquería a La Planta Pesquera en estudio; así como mejorar la calidad de la harina.

Por lo anterior, se proponen los siguientes objetivos:

1.1 Objetivo general

Evaluar técnica y económicamente a una Planta Pesquera en Chimbote, al instalar un segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado para la línea de harina y aceite de pescado.

1.2 Objetivos específicos

- a. Determinar los rendimientos de producción con y sin el segundo secador.
- b. Determinar el balance energético de los secadores con y sin el segundo secador.
- c. Determinar la capacidad total de los secadores con y sin el segundo secador.
- d. Comparar los costos de producción con y sin el segundo secador.
- e. Determinar y comparar el punto de equilibrio de producción con y sin el segundo secador.

II. REVISION DE LITERATURA

2.1 Generalidades

2.1.1 Definiciones

Según Indecopi (1998), las definiciones de algunos términos utilizados en la producción de la harina de pescado, son las siguientes:

- a. **Harina de pescado:** producto obtenido por secado (con extracción de la materia grasa, si es necesario) y molienda de pescado entero ó partes de pescado, el cuál puede provenir de diferentes especies.
- b. **Harina de pescado sin moler (“scrap”):** producto obtenido por secado (con la extracción de la materia grasa, si es necesario) de pescado entero ó partes de pescado que no ha sido molido, y el cuál puede provenir de diferentes especies.
- c. **Licor de prensa:** líquido separado del pescado cocido, por medio de procedimientos adecuados.
- d. **Agua de cola:** líquido obtenido a partir del licor de prensa, después de haber eliminado gran parte de los sólidos en suspensión y de la materia grasa.
- e. **Solubles de pescado:** agua de cola concentrada.
- f. **Harina de torta de prensa:** harina de pescado que no contiene solubles de pescado.
- g. **Calentamiento espontáneo:** elevación de la temperatura de la harina de pescado debido a reacciones exotérmicas.

- h. Auto combustión:** combustión originada por un excesivo calentamiento espontáneo.
- i. Harina de pescado estabilizada:** harina de pescado en la cual las reacciones exotérmicas de oxidación han sido controladas.
- j. Harina de pescado en gránulos o en pellets:** harina de pescado que ha sido sometido a un proceso de compresión para obtener gránulos.
- k. Compactación (“coking”):** proceso de compresión en masa de la harina de pescado.

2.1.2 Mercados y usos

La producción de harina de pescado está destinada en su mayor parte (90%) al mercado externo. Los principales países compradores son: Alemania, China, Yugoslavia, Taiwán, E.E.U.U. etc.

Hasta hace muy poco tiempo el uso principal de la harina de pescado era en la producción de alimentos compuestos para el campo avícola. En dicho mercado la harina de pescado corriente entraba en proporciones relativamente pequeñas, aún cuando en ciertos países estas proporciones eran más elevadas (Sueiro, 1992).

Otros mercados a los que se destinaba esta harina era para uso en la alimentación del ganado vacuno, cerdos y ganado ovino.

Debido a necesidades creadas por nuevos mercados y, por problemas económicos que se presentaban por la competencia de la harina de soja, en la década de los 80, tanto Noruega como Dinamarca iniciaron la investigación y producción de las harinas especiales ó “prime“ (Sueiro, 1992).

Estos productos poseen características químicas y físicas especiales, que permiten su uso en mercados finos y exigentes como la acuicultura, en la crianza de salmones, truchas, langostinos, camarones, anguilas y otros tipos de peces. También se usa en

la alimentación de cerditos precozmente destetados y marranas en gestación, así como animales de peletería (Zaldivar, 1992).

2.1.3 Harina de pescado en la alimentación animal

a. Características nutricionales

La harina de pescado, natural y sostenible, proporciona una fuente concentrada de proteína de alta calidad y una grasa rica en ácidos grasos omega 3, DHA y EPA.

La proteína en la harina de pescado tiene una alta proporción de aminoácidos esenciales en una forma altamente digerible, particularmente metionina, cisteína, lisina, treonina, y triptófano. Presentes en la forma natural de péptidos, estos pueden ser usados, con alta eficiencia para mejorar el equilibrio en conjunto de los aminoácidos esenciales dietéticos (Anónimo, 2001).

La grasa generalmente mejora el equilibrio de los ácidos grasos en el alimento restaurando la relación de las formas de omega 6, omega 3 en 5:1, que es considerada óptima. La grasa en muchas dietas actualmente contiene una relación mucho más alta. Con la proporción óptima y con los ácidos grasos omega 3 suministrados como DHA y EPA, la salud del animal en general es mejorada, especialmente donde existe menos dependencia de medicación rutinaria. Una fuente dietética de DHA y EPA tiene como resultado su acumulación en productos animales. Esto a su vez ayudará a equilibrar la relación omega 6: omega 3 en la dieta de los humanos y proporcionará DHA y EPA preformados necesarios para el desarrollo del infante y para la prevención de numerosos desordenes del sistema circulatorio, del sistema inmunológico y para reducir las condiciones inflamatorias (Anónimo, 2001).

La harina de pescado es una fuente de energía concentrada. Con un 70 % a 80 % del producto en forma de proteína y grasa digerible, su contenido de energía es mayor que muchas otras proteínas.

La harina de pescado tiene un contenido relativamente alto de minerales como el fósforo, en forma disponible para el animal. También tiene una amplia gama de elementos vestigiales. Las vitaminas también están presentes en niveles relativamente altos, como el complejo de vitamina B incluyendo la colina, la vitamina B12, así como A y D.

b. Ventajas de su Utilización

En la crianza de aves (pollos parrilleros)

- Rápido crecimiento y mejor conversión del alimento, ocasionando un menor costo de producción.
- Incremento de la inmunidad y menor pérdida de crecimiento a causa de la presencia de enfermedades, incluyendo vacunas.
- Mejores resultados en caso de ausencia de medicación dietética rutinaria.
- Mejor desarrollo del sistema nervioso y la estructura ósea.
- Menores pérdidas debido al deterioro del esqueleto a causa de la inflamación, celulitis etc.
- Cambia la composición de grasas en carne con incorporación de bajos niveles de ácidos grasos omega 3 de cadena larga (DHA y EPA), siendo más efectivo que cualquier otro sustituto. Logra que la carne tenga mejor composición de ácido graso en cuanto a la relación omega 3: omega 6 y la

presencia de DHA y EPA, sin comprometer la calidad de la carne (Anónimo, 2001).

En la crianza de aves ponedoras

- Mayor productividad.
- Mejor resistencia a las enfermedades.
- Mejora la fertilidad, tanto de las hembras como de los machos.
- Mejora el valor nutricional de los huevos para el consumo humano a través de la acumulación de ácidos grasos omega 3, DHA y EPA.

En la crianza de cerdos

- Rápido crecimiento, especialmente en cerdos recién destetados.
- Mejora la conversión del alimento.
- Mejor reacción alérgica en cerdos recién destetados, comparados con otras proteínas que no se encuentran en la leche.
- Incrementan la resistencia a las enfermedades, especialmente en cerdos alimentados en dietas sin medicación.
- Incrementan la fertilidad, nacen más cerdos.
- Incrementan la composición de las grasas en la carne; DHA y EPA depositado en la carne (Anónimo, 2001).

En la crianza de rumiantes

- En los rumiantes, la harina de pescado proporciona proteína dietética y grasa que está sujeta a menor cambio en el rumen, a diferencia de otras materias primas. La proteína de alta calidad que evita la degradación del rumen, puede proporcionar aminoácidos limitantes para la digestión más allá del rumen, mejorando el equilibrio de los aminoácidos absorbidos en los intestinos.
- La proteína degradada en el rumen mejora la digestión de la fibra. Como resultado se incrementa la productividad.
- Los ácidos grasos omega de cadena larga en la harina de pescado liberan parcialmente la hidrogenación en el rumen. Ellos contribuyen a la absorción de los ácidos grasos. Se obtiene una mejora de la fertilidad, el desarrollo del embrión y del recién nacido, así como la resistencia a las enfermedades (Anónimo, 2001).

En la crianza de vacas lecheras

- Mayor producción de leche, con un incremento promedio de 1 a 2 litros por día.
- Incrementa el contenido de la proteína en la leche, generalmente en 0.1 a 0.2% unidades.
- Altos niveles (1 kg. ó más) pueden disminuir la grasa de la leche, lo cual es importante para las personas que cuidan su salud.
- Fertilidad. Se incrementan la tasa de concepción, generalmente de 10 a 15 % unidades.

En la crianza de ganado Vacuno

- Rápido crecimiento.
- Incrementa los niveles de ácidos grasos omega 3 (HPA+ EPA) depositados en la carne. Aunque la carne de ganado alimentado con pasto tiene bajos niveles, otras carnes no las tienen. La alimentación con harina de pescado logra incrementar estos niveles (Anónimo, 2001).
- Mejor utilización de dietas de alto forraje.

En la crianza de ovinos

- Mejora la fertilidad.
- Rápido crecimiento del ovino.
- Bajos niveles de ácidos grasos omega 3 (DHA+EPA).
- Mejor utilización de las dietas de alto forraje.
- Pueden adelgazar las ovejas con sobre peso.

2.1.4 Tipos De Harina

Según Landeo y Ruíz (1996), dado el actual desarrollo tecnológico al que ha llegado la industria elaborada de alimentos balanceados orientados hacia la valoración de la calidad de los suplementos proteicos se ha generado una clasificación de la harina de pescado, según distintos grados de calidad. De manera general en el Perú se producen:

- Harinas convencionales FAQ. ó estándar.

- Harinas especiales o prime del tipo A y B (súper prime o prime).
- Harinas de desperdicios (destinados a la agricultura y otros en muy pequeña cantidad).

Las harinas convencionales o estándar normalmente provienen de pescado fresco o más o menos descompuesto al cual se le ha sometido a tratamientos térmicos severos, especialmente durante el secado y en la concentración de los solubles (a través de los secadores a fuego directo y evaporados de tubos inundados). Estas harinas cada vez tienen menos demanda que las harinas especiales.

Las harinas especiales o prime son productos de calidad mejorada, procedentes de materia prima fresca con no más de 50 mg/100 g de T.V.N. y sometidas a un tratamiento térmico menos severo (en tiempo y temperatura) en los secadores y que cumplen con los parámetros exigidos por el mercado internacional.

En Europa, los tres principales tipos de harina que comercializa Noruega son:

- Herring Meal, a precios similares a la harina convencional.
- Norske Meal, recibe su sobre precio entre 12 y 17 %.
- LT Meal, recibe un sobre precio entre 20 y 30 %.

Las diferencias de estas harinas están dadas por su calidad fisicoquímica, microbiología nutricional y biotóxica.

El producto llamado “LT” es una harina especial secada al vacío, es decir a las temperaturas inferiores a los 100 °C y por tanto con características y bondades propias (Landeo y Ruíz, 1996).

2.2 Procesamiento de harina y aceite de pescado

2.2.1 Descripción del procesamiento

Copaja (1997) afirma que la materia prima ingresa a la planta de harina de pescado a través de las pozas, la materia va al cocedor mediante tornillos con dispositivo de variación continua de velocidad. En el cocedor el pescado se cuece mediante el calor que se transmite a través de las superficies del rotor y las dobles paredes y, si fuese necesario, también mediante inyección directa de vapor a través de toberas.

El tratamiento en el cocedor dura entre 10 a 20 min. quedando liberados el agua y el aceite. El líquido (agua y aceite) se escurre luego por tamizado (tornillo- tamiz, tamiz rotativo ó tamiz vibratorio).

La prensa de tornillo separa luego el restante líquido descargando los sólidos (la llamada torta de prensa) a una máquina desintegradora.

La torta esponjada se conduce al primer secador donde sale la materia semi-seca a un segundo secador mediante transportadores de tornillo en los que se adiciona el contenido de agua de cola que quedará absorbida en la masa antes de ingresar la mezcla a la segunda fase de secado.

Del segundo secador pasa la harina por transporte mecánico al molino de martillos que la muele a la finura deseada. Un ventilador de transporte lleva la harina hasta un ciclón en que se separa la harina y cae a un transportador que conduce la harina al dosificador de antioxidante y de allí a la báscula automática para ensacar. Entre el secador y el molino debe preverse un imán permanente para eliminación de hierros y anzuelos.

La mezcla aceite-agua (llamado líquido de prensa) procedente del tamiz y de la prensa, pasa por una bomba al decantador rotativo para la eliminación de materia sólida en suspensión que se entrega al transportador que conduce al molino húmedo y el líquido colado se bombea a un tanque desde el cual pasa a un separador centrífugo (Copaja, 1997).

Si hay suficiente altura va por gravedad, de lo contrario mediante bomba.

El aceite separado va al tanque de aceite crudo, y de allí al tanque de almacenamiento pasando eventualmente por un clarificador centrífugo.

El agua de cola se bombea a un tanque del cual pasa a un evaporador de múltiple efecto para ser concentrado. El concentrado pasa a un tanque y de allí por gravedad o bomba a los tornillos transportadores previos a los secadores (Copaja, 1997).

2.2.2 Parámetros de calidad

Según Landeo y Ruíz (1996), los parámetros de calidad exigidos están relacionados al destino final de la harina y de acuerdo al comprador; es así que hace poco tiempo el mercado nacional no era exigente con el producto que se comercializaba (harina convencional) fijándose los siguientes parámetros:

Proteínas brutas	65 % mínimo
Grasa (soxhlet)	12 % máximo
Agua	10 % máximo
Sal y arena	5 % máximo
Libre de salmonellas	

Los inconvenientes de estos parámetros eran:

- El análisis de grasa por el método soxhlet y con éter etílico o similar, no mide exactamente el valor real.
- Las proteínas brutas miden el nitrógeno real, incluyendo aquel producto de la degradación de proteínas (amoníaco, amina, etc.).

- El análisis proximal distorsiona el concepto de calidad, ya que en un proceso tradicional se puede alcanzar altos valores de proteínas con solo disminuir el porcentaje de grasa, agua ó cenizas.

En relación a las harinas especiales, desde 1985–1986 hasta la fecha se van estudiando diferentes exigencias demandadas por los clientes de países como los franceses, japoneses, escandinavos, alemanes, ingleses, etc. De manera general, los parámetros de calidad exigidos son:

- Proteínas: más de 67%
- Grasa: menor de 10%
- Humedad: máximo 10% y mínimo 7%
- Cenizas: hasta 15%
- Cloruros: máximo 3%
- Arena: menor a 1%
- Proteínas: solubles mayor a 18%
- Digestibilidad:

En vivo mínimo 90%

En vitro mínimo 92% (Torry modificado)

- Lisina disponible: más de 7-7.4%
- T.V.N.: menor a 150 ppm.
- Histamina: menor 500 ppm.
- Índice Aminas Biogénicas (BAI): menor a 100-130 ppm.
- Score biotoxicidad: menor a 0.8
- Acidez libre: menor al 15% (otros a 10 %)
- Peróxido: máximo 30 meq.

- Antioxidante: más de 100-150 ppm al embarque
- Salmonella/Shigella: negativo
- Asperguillus: negativo
- E. coli: menor a 3 NMP.
- Granulometría:

2 – 4 mm. menor al 1%

1 –2 mm. menor al 10%

menor a 1 mm. más de 90%

Es necesario resaltar que los valores no necesariamente son rígidos por cuanto está supeditado a las exigencias particulares del comprador los cuales deben cambiar con el correr del tiempo y las investigaciones realizadas, haciendo estas cada vez más duras (Landeo y Ruíz, 1996).

Los diversos incidentes que han dado lugar a reclamos por parte de los compradores de los diversos tipos de harina son: presencia de mico toxinas, histamina, pesticidas, insecticidas, metales, urea, materiales extraños como plásticos, arena, vidrio; deyecciones de aves, orina de ratas, gatos, perros, salmonellas, shiguellas, gorgojos, etc.

Para una mejor comprensión de los parámetros de calidad señalados, Landeo y Ruíz (1996), explican a continuación algunos detalles de los mismos:

- a. Las proteínas brutas de la harina indican la cantidad de nitrógeno proteico y no proteico.
- b. La humedad del 10 % corresponde a un Aw óptimo, superior a ella implica el riesgo de crecimiento de hongos y bacterias. Humedades inferiores a 7 % indican posibilidad de deterioro de la proteína.

- c. Las cenizas de la harina están constituidas por las sales minerales (Ca, P, Na, K, Mg, Fe, Se, etc.) y arena, los primeros corresponden a los huesos. Las harinas de pecado pueden contener altos valores de cenizas por que la materia prima se encontraba descompuesta, por haberse procesado pescado flaco ó cuando se trata de harina de desperdicios.
- d. Los cloruros indican la cantidad de sal existente en la harina, el que a su vez es un indicador indirecto de la formación y recuperación de la sanguaza; así como la eficiencia de separación del agua de mar durante la descarga de pescado.
- e. La arena generalmente no varía en forma significativa si es que no se producen agregados extra-proceso.
- f. Las proteínas solubles están relacionadas con aquellos provenientes del agua de cola y sanguaza.
- g. La digestibilidad de las proteínas mide la cantidad biológica de ésta y su valor es afectado por tratamientos térmicos inadecuados. Bajos niveles de proteínas digeribles indican un menor aprovechamiento del alimento.
- h. La lisina es un aminoácido esencial. Bajo niveles de lisina disponible indican que el producto ha sido sometido a tratamientos inadecuados.
- i. El nitrógeno total volátil (T.V.N.) es una medida del grado de descomposición de la materia prima usada y/o grado de frescura de la sanguaza y concentrado de agua de cola utilizado. Este parámetro cuantifica las bases nitrogenadas, TMA, DMA, amoniaco etc.
- j. La histamina es una amina biogénica producida por la descarboxilación microbiana del aminoácido histidina y permite medir el grado de frescura del pescado procesado; así como el manejo dado a la sanguaza y al agua de cola. La severidad de la toxicidad por ingesta del alimento con valores altos de histamina está dada por los niveles de consumo y tipo del animal.

- k. El BAI es el índice de aminas biogénicas y está relacionado con el grado de frescura de la materia prima procesada. De esta manera general las aminas biogénicas producen condiciones alérgicas en los animales que las consumen lo que se traduce en bajos consumos del alimento y un menor aprovechamiento del mismo.
- l. El Score de biotoxicidad es una medida del grado de toxicidad asociado a la mollerossina. La evaluación es realizada en vivo en pollos broiler - bebe (de 1 día de edad) para determinar el grado de severidad de lesiones producidas en la molleja.
- m. La acidez libre indica el grado de oxidación de las grasas. Las presencias de estas reacciones oxidativas en presencia de proteínas pueden generar una menor disponibilidad y digestibilidad de aminoácidos, como el caso de lisina.
- n. El índice de peróxido indican el grado de lipólisis ó hidrólisis producidas en la grasa, ya sea en la materia procesada ó en la harina almacenada.
- o. La presencia en la harina de ciertos niveles de antioxidantes al momento del embarque es con la finalidad de prever que durante el transporte al lugar de destino no se presenten problemas de calentamiento por efecto de la autoxidación de la grasa.
- p. La presencia de bacterias en la harina de pescado indica una falta de higiene y sanidad antes, durante y después del proceso de producción. Su importancia estriba en que la harina se convierte en una vía de contaminación del animal (por efecto del alimento ingerido) con probables enfermedades y transmisiones al ser humano, como es el caso de la salmonella.
- q. De otro lado, la proliferación de los hongos durante el almacenamiento de la harina permite la presencia de mico toxinas que tienen efectos negativos en la crianza de cerdos, aves y salmones.

2.3 La operación de secado

Según Au (1996), la principal razón para secar las tortas de pescado es reducir la humedad del material no acuoso a niveles que el agua no permita el crecimiento de microorganismos. Este nivel debe ser también lo suficientemente bajo para evitar o detener reacciones químicas que puedan tener lugar.

El secado consiste en la remoción de gran parte del agua presente hasta un nivel mínimo que permita el almacenamiento de productos por periodos prolongados en condiciones ambientales, minimizando la pérdida de sus propiedades nutricionales y organolépticas.

A continuación, Au (1996), presenta tres definiciones de humedad, de gran importancia en los acontecimientos de deshidratación:

- Contenido de humedad de un producto, puede expresarse sobre la base de un peso húmedo, es decir la masa de agua por unidad de masa húmeda ó sobre la base de un peso seco, es decir, la masa de agua por unidad de masa de los componentes sólidos desecados.
- Contenido de humedad de equilibrio se refiere generalmente a cuando un producto orgánico, se mantiene en contacto con aire a temperatura y humedad constantes hasta alcanzar un equilibrio y el producto adquiere un contenido de humedad definido. Este contenido de humedad en equilibrio se establece para condiciones específicas.
- Humedad libre de un producto es aquella que excede del contenido de humedad de equilibrio en ciertas condiciones de temperatura y de humedad.

2.3.1 Teoría del secado

Au (1996), sostiene que, para separar el agua de los sólidos presentes en las tortas, las fuerzas moleculares entre las moléculas del agua del sustrato no acuoso y las

otras moléculas de agua presentes deben de ser superadas. Por ello se ha establecido que para efectuar el secado de las tortas se debe:

- Proveer de energía suficiente para superar estas fuerzas.
- Proveer de energía suficiente para retirar el vapor de agua.

Sin embargo, en el contexto de la industria de alimentos, especialmente en la elaboración de harina de pescado, muchas otras consideraciones se deben tener presentes.

El estudio de las curvas de desecación de la harina de pescado muestra que el secado puede estar constituido por varias fases o etapas (Au, 1996).

La primera etapa o fase de estabilización, permite que las condiciones de la superficie del sólido se equilibran con el medio. Con frecuencia este periodo es despreciable frente al ciclo total de desecación.

La segunda fase se conoce como periodo de secado a velocidad constante, y durante él, la superficie del sólido se mantiene saturada de agua líquida, debido a que el movimiento de agua desde el interior de la partícula hacia la superficie es igual a la velocidad de evaporación en la superficie.

La última fase del secado es el periodo de velocidad decreciente y corresponde a cuando la velocidad de migración del agua hacia la superficie de la partícula se reduce a tal grado, que esta superficie comienza a secarse. El punto en que la velocidad de secado comienza a decrecer se denomina punto crítico de humedad y corresponde a un momento en que la temperatura de la superficie de la partícula comienza a elevarse.

Normalmente el periodo de velocidad decreciente se divide en dos partes conocidas como primer y segundo periodos de velocidad decreciente. En el primero, la superficie se seca y comienza a decrecer la velocidad de desecación. Al alcanzar el

inicio del segundo periodo, el plano de evaporación se desplaza penetrando hacia el interior del sólido y la velocidad de desecación decae aún más (Au, 1996).

2.3.2 Fuerzas moleculares

El músculo magro del pescado contiene aproximadamente un 80% de agua en base húmeda. Excepto por el hígado y bajo la línea lateral, donde se encuentran los depósitos de grasas, en casi en todo el cuerpo existe una fracción similar de agua.

En los pescados grasos, los lípidos se encuentran repartidos tanto en los músculos como en los tejidos del hígado. El agua y la grasa son interdependientes, de tal manera que ambos componentes suman aproximadamente ese 80% en base húmeda.

Au (1996) sostiene que las moléculas de lípidos que constituyen la grasa son hidrofóbicas y repelen las moléculas de agua. Al mismo tiempo ellas no están unidas al material no acuoso presente. Entonces, la grasa puede ser separada del tejido por fuerzas mecánicas y debido a que la viscosidad es alta a bajas temperaturas, el proceso puede ser lento. Por otro lado, cuando la temperatura es elevada, como ocurre tras la cocción del pescado, la separación se ve favorecida.

En esta operación de separación no participa activamente el agua debido a una fuerte interacción molecular no es posible estrujar y/o centrifugar el agua sin previa cocción, y sólo una pequeña parte del agua se puede remover al cocer (Au, 1996).

La cocción tiene por efecto romper los enlaces moleculares que soportan a las moléculas de agua, cuyas pérdidas son incorporadas a la estructura gel de la carne, que afecta a tres cuartas partes del agua inicialmente presentes.

El agua remanente consiste principalmente en moléculas que se encuentran situadas junto a las moléculas de proteínas.

Se cree que las moléculas que están junto a la superficie de las proteínas están sujetas por la interacción de compuestos hidroxilos superficiales (OH) y los átomos

de hidrógeno. Las moléculas de agua forman el mono capa que protegen a la molécula de proteína.

Au (1996) menciona que el agua involucrada en esta mono capa constituye aproximadamente un 10 % del peso del total del contenido bruto de las proteínas del producto, lo cual debería coincidir con el mínimo de humedad permisible para la harina de pescado.

Sin embargo, a temperaturas sobre el cero absoluto en la escala de Kelvin, las moléculas de agua son literalmente despachadas, saltando y dejando libre algunas localidades. Otras moléculas de agua saltaran a otra localidad y así sucesivamente, manteniendo en las proteínas un mono capa no fija, debido que la residencia de cada molécula es variable.

Se cree que otro mecanismo por el cual las moléculas de agua migran, es cuando un enlace se rompe y se asocia en forma diferente.

Cualquiera sea el mecanismo, las moléculas de agua saltaran continuamente de una localidad a otra.

En el resto del agua que se ubica en una segunda, tercera ó multicapa ocurre algo similar. Es decir, las moléculas saltaran de una localidad a otra, manteniendo todo el tiempo la totalidad de los sitios ocupados.

Asimismo, Au (1996) estima que cada capa pesa el mismo 10% que la monocapa pegada a la molécula proteica.

La cantidad de energía requerida para remover las moléculas en forma individual de un sitio a otro, depende de la intensidad de la fuerza del enlace.

Por ejemplo, en la multicapa la energía necesaria para vencer esta fuerza por número de moléculas en cada kg de agua se obtiene el calor latente de la evaporación en cada caso.

Para agua libre y/o de una multicapa se tienen valores cercanos a $2.26 \text{ mj}\cdot\text{kg}^{-1}$ y para la monocapa de $2.51 \text{ mj}\cdot\text{kg}^{-1}$ (Au, 1996).

2.3.3 Condiciones de transporte y comportamiento inicial

Si se supone despreciable la fase de la estabilización del ciclo de desecación, el proceso inicial de secado ocurre a velocidad constante y está regido principalmente por las condiciones externas de las partículas (temperatura, humedad, etc.). En este periodo las partículas están permanentemente saturadas de agua y su velocidad de remoción depende de las condiciones externas antes mencionadas (Au, 1996).

Inicialmente la superficie de las tortas prensadas se comportan como si se tratara de una superficie plana de agua y la velocidad de evaporación es proporcional a la diferencia $|P_s - P_a|$ entre las caras opuestas de la superficie detenida. Donde P_s es la presión de vapor del agua en la superficie que se encuentra en la atmósfera saturada y P_a es la presión ejercida por el vapor de agua.

Por lo tanto, la velocidad de evaporación dependerá también del espesor de esta capa en forma inversamente proporcional.

El flujo de transporte de agua difundida a través del material sólido es balanceado, ya que la velocidad de flujo es proporcional al gradiente de concentración de agua ubicada en la superficie de área "A" y una constante de difusión térmica conocida "D" (Au, 1996).

Velocidad de Difusión de Flujo = $A \times D \times [\text{Gradiente de concentración}]$

2.3.4 Condiciones de velocidad de secado constante

Au (1996) sostiene que el balance entre los flujos convectivos y de difusión se mantienen y es constante cuando el flujo de difusión está asegurado por un gradiente de concentración importante.

A cierto tiempo crítico “ t_c ” de iniciado el proceso de secado, el gradiente de concentración cae y, por lo tanto, el flujo de difusión no es capaz de soportar la velocidad máxima de convección inicial, que dependía de las condiciones ambientales y, por lo tanto, la velocidad de flujo general cae rápidamente, manteniendo todo el tiempo el equilibrio anteriormente descrito.

$$P_s - P_a = \text{Constante} \times |\text{Grad. de Concentración}|$$

Así P_s cae bruscamente.

En la operación de secado de las tortas de pescado, el periodo de secado constante es corto.

Posteriormente a la velocidad de secado constante, la energía necesaria para remover las moléculas de agua está relacionada con la transferencia de calor generada (Au, 1996).

La velocidad de secado en estas condiciones está dada por:

$$\text{Vel. Secado} = \text{Función} (\text{Vel. Suministro de Calor} - \text{Calor latente evap.}).$$

2.3.5 Difusión molecular

Según Au (1996) al final del periodo de velocidad de secado constante, esta cae bruscamente y esta caída se debe a la disminución del movimiento de las moléculas de agua a través del material no acuoso.

La caída brusca tiene una forma exponencial, lo cual se debe a una relación lineal entre la velocidad de secado y el peso de agua remanente.

Por último, es evidente que la difusión es quien hace variar la velocidad del secado y esto tiene íntima relación con el agua remanente disponible. Cuanta menos agua remanente quede en la materia, existirá mayor dificultad para que el agua difunda a través de ella, ya que los gradientes de concentración se han minimizado y, por lo tanto, la velocidad disminuirá.

En este periodo de secado, la velocidad de secado decrece continuamente y es determinada por los mecanismos de remoción de agua líquida / vapor, en respuesta a condiciones externas, principalmente las temperaturas del sólido. (Au, 1996).

2.3.6 Influencia de la grasa

Debido a que la velocidad de secado depende del coeficiente de difusión, si el contenido de grasa de las tortas es alto, dificultará dicha difusión y se tendrán importantes efectos en el tiempo de secado.

La siguiente tabla representa un ejemplo de contenidos de grasa típicos a 30 °C y la razón entre los D_f/D_o (Au, 1996).

Tabla 1: Coeficientes de difusión en distintos pescados (grasos y magros).

% Grasa	D_f/D_o
0	1.00
5	0.34
10	0.21
15	0.15
20	0.11

2.4 Factores que afectan la operación de secado

Araneo y Ruíz (1996) sostienen que el secar un producto no ofrece, a simple vista, problemas técnicos de importancia; pero al realizar una buena operación es mucho más difícil de lo que pareciera ser una sencilla acción y cuyas consecuencias repercutirán a la calidad de la harina. Entre los factores que afectan el secado se puede mencionar los siguientes:

2.4.1 Características de las partículas a secar

Las partículas a secar deben ser de tamaño uniforme para un secado homogéneo y de una dimensión tal que permita la difusión del agua y su evaporación sin efectuar el daño térmico de las mismas (para cumplir con este requisito se usan los llamados molinos húmedos o rompe cake), en caso contrario las partículas pequeñas se secaran más rápidamente que las grandes y éstas poseerán un mayor porcentaje de agua. De otro lado, el cake debe ser de consistencia fibrosa y elástica.

2.4.2 Agitación del material y medio secante

En relación a la agitación del material y del medio secante está referido al movimiento turbulento a que debe estar sometido el cake para una mayor transmisión de calor y para un secado homogéneo, así como el elemento calefactor.

2.4.3 Cambio de la composición del cake por agregado del concentrado de agua de cola

El secado de la mezcla cake–concentrado difiere de aquel que solo es cake. La velocidad de desecación es menor a medida que aumenta la cantidad de concentrado, debido probablemente a la formación de películas sobre la superficie de las partículas de cake.

2.4.4 Gradiente de temperatura y forma de transmisión de calor

La transmisión de calor por conducción, efectuada en los secadores a vapor, es más lenta que la producida en los secadores a fuego directo (convección).

2.4.5 Contenido de lípidos

Considerando que el agua no difunde a través de las grasas, el mayor contenido de estas en el cake no posibilita una buena separación del agua.

2.4.6 Volumen de carga del aire y gases de combustión

En cuanto a la carga que ingresa al secado esta permitirá aumentar ó disminuir el flujo calorífico de acuerdo a la humedad existente.

2.4.7 Tiempo de secado

El tiempo de permanencia del cake en el secador estará supeditado a la carga y a la velocidad de secado. Largos tiempos significan tratamientos térmicos severos que pueden afectar la calidad de la harina y poco tiempo indican la posibilidad de extraer una harina con alto porcentaje de agua.

2.5 Aspectos más relevantes de la operación de secado

2.5.1 Tamaño y características de las partículas

Copaja (1997) afirma que el tamaño de las partículas es de vital importancia tanto en el periodo de velocidad de secado constante, así como en el periodo de velocidad decreciente.

En la primera etapa, la velocidad de secado, fundamentalmente evaporación de la película que recubre la partícula, es función del área de transferencia de calor y masa.

Se analiza el área por unidad de volumen (área específica) y se tiene que:

$$\text{Área Específica} = \frac{A}{V} = \frac{6}{D} \quad (\text{Ecuación 1})$$

$$A = \pi \times D^2 \quad \text{Área de la partícula}$$

$$V = \frac{1}{6} \times \pi \times D^3 \quad \text{Volumen de la partícula}$$

D = Diámetro partícula.

Luego la velocidad de evaporación es función inversa del diámetro de las partículas.

En el periodo de velocidad decreciente, la etapa controlante de los fenómenos de transferencia, es la difusión de agua desde el interior de la partícula hacia la superficie. De acuerdo a la ley de difusión de Frick, se puede deducir que:

$$\text{Dif.} = \frac{\Theta}{D^2} \quad (\text{Ecuación 2})$$

Donde:

Dif. = Difusión

Θ = Tiempo

D = Diámetro de la partícula

Al ser en este caso la velocidad de evaporación una función inversa del diámetro al cuadrado de las partículas, interesa que estas, sean lo más pequeñas posibles.

Como las partículas de harina de pescado son de naturaleza porosa, fibrosa y elástica deben seleccionarse equipos de molienda que operan bajo el principio de corte, y que den un producto de bajo tamaño medio de partículas, con una distribución más estrecha posible a fin de asegurar homogeneidad del producto a secar (Copaja, 1997).

2.5.2 Análisis de las curvas de secado

En la etapa de velocidad constante, las partículas de harina de pescado se encuentran protegidas por una película de agua, por lo que la temperatura máxima que puede alcanzar la partícula es la correspondiente a la temperatura de ebullición del líquido dada por la presión a que se encuentran.

En esta etapa el control de la velocidad decreciente, la velocidad de secado esta controlada por la difusión desde el interior de la partícula hacia la superficie de esta, la partícula se ve parcialmente expuesta a la acción de la temperatura pudiendo producirse reacciones de deterioro, por lo cual debe de controlarse fundamentalmente esta etapa del proceso de secado (Copaja, 1997).

2.6 Secadores

Los secadores más usados en la industria de harina de pescado pueden ser tipificados como secadores Directos é Indirectos.

2.6.1 Secadores Directos

En estos equipos el elemento calefactor normalmente son los gases de combustión del petróleo, los mismos que están en contacto con directo con el material a secar. Considerando que la transferencia de calor es gobernada por fenómenos convectivos los tiempos de residencia del cake son bajos, esta alta eficiencia (afectada por el volumen y velocidad de los gases, gradientes de temperatura y tamaño de partículas del cake) sin embargo es desfavorecida por las altas temperaturas y los grandes

volúmenes de gases con que operan. El prototipo de estos equipos es el secador rotatorio a fuego directo y flujo en paralelo (Landeo y Ruíz, 1996).

Estos secadores son los usados en la fabricación de harinas convencionales.

El equipo está conformado por una cámara donde se produce la combustión del petróleo y de donde salen los gases a una temperatura de hasta 700 °C. Unido a la cámara se encuentra el cilindro rotatorio conectado a una caja de humos en cuya parte superior se ubica el exhaustor de gases encargado de absorber el aire, gases de combustión y vapor de agua y expelerlos al medio ambiente previa recuperación de los finos en los ciclones (Landeo y Ruíz, 1996).

Castillo (1998) manifiesta que utilizando secadores directos es inevitable que se produzca cierta degradación de la calidad de la harina, aunque su capacidad específica de secado es alta. Se debe buscar que la velocidad de difusión de la humedad hacia la superficie de la partícula sea siempre superior o igual a la velocidad de evaporación de la humedad desde la superficie de la partícula.

a. Cámara de combustión

Es un recinto cilíndrico revestido internamente con material refractario con el fin de evitar las pérdidas de calor y daño del metal con que está construido.

Con la finalidad de bajar la temperatura que junto a la llama alcanza cerca de los 2000 °C y de otro lado realizar una buena combustión del petróleo, es necesario agregar cierta cantidad de aire, ya sea por tiro natural, tiro forzado ó tiro inducido, según sea el diseño de la cámara. El aire teórico para la combustión del petróleo, denominado primario, es de 150.9 lbs / gal ó 1381 pie³ / gal. El aire secundario usado para la combustión completa (a temperatura de la cámara y transporte del calor del vapor de agua y de la harina) varía de acuerdo al tipo de cámara. En la industria Peruana se usan dos tipos de cámaras; aquellas que vienen de inicio de las actividades pesqueras denominadas cámaras tradicionales y los que últimamente se han importado de Chile de la compañía Enercom Ltda.

Landeo y Ruíz (1996), mencionan que las cámaras tradicionales son de grandes dimensiones, normalmente de un diámetro igual longitud/2.5 para una intensidad del orden de 31 kg Pet.#6 / hora x m³. Están provistas de un quemador de pulverización mecánica y la cantidad de aire secundario que provee un exhaustor es de aproximadamente 400% a 600% del primario.

Los generadores de gases calientes Enercom son radicalmente más pequeños, con una intensidad de combustión de 250 kg Pet.#6 / hora x m³. Están provistos de un quemador de pulverización por vapor o aire comprimido lo que permite atomizar finamente el petróleo caliente y de esta manera producir una buena combustión con el oxígeno del aire de tal forma de generar una combustión completa del petróleo. El aire primario y el llamado aire de dilución es proporcionado mediante tiro forzado por 2 ventiladores (Landeo y Ruíz 1996).

El funcionamiento del generador de gases chileno está basado en dos etapas: En la primera se produce la combustión completa del petróleo, para ello el combustible es atomizado finamente mediante vapor, gasificado y luego mezclado íntimamente con el aire pre calentado para ser introducido en la cámara de combustión. La relación aire petróleo se mantiene automáticamente constante durante la operación a fin de sostener un porcentaje de CO₂ entre 7-9%. En la siguiente etapa los gases de combustión a alta temperatura son mezclados con aire (de dilución) para conseguir una temperatura adecuada (menor de 300° C) y velocidad de gases en el cilindro secador con el objeto de disminuir el tiempo de residencia del producto en el secador (Landeo y Ruíz 1996).

b. Cilindro secador

Es el lugar donde se produce la desecación del cake. Internamente está provisto de paletas dispuestas en diferentes ángulos a fin de propiciar el desplazamiento del cake y aumentar la superficie de contacto de la harina con los gases de combustión. Algunos secadores poseen un helicoidal o anillo de retención cuya finalidad es aumentar la capacidad del secador. Los gases de combustión provenientes de la cámara de fuego son aspirados por un ventilador exhaustor que se halla ubicado en

el lado opuesto de la cámara y cuya misión es de conducir los gases hacia el ciclón colector de finos. El material a secar y los gases de combustión con vapor de agua siguen la misma dirección, estos últimos pueden ser regulados por medio de una compuerta manual instalada en el tubo de aspiración de gases en el lado de la succión del ventilador. El material seco de mayor grosor es descargado a un transportador helicoidal a una temperatura a más o menos 75°C y los más finos son más arrastrados por los gases extraídos por el ventilador, para luego ser recuperados en su mayor parte en los ciclones (Landeo y Ruíz 1996).

c. Cámara de sedimentación ó caja de humos

Está colocada al final del secador y es la encargada de colectar la harina, gases y vapores. Los vapores, gases y finos son sacados por la parte superior hacia el ciclón y el scrap es extraído por un gusano helicoidal (Landeo y Ruíz 1996).

d. Exhautores de gases

Es un ventilador que extrae del secador, los finos de la harina y los gases calientes, facilitando a su vez una circulación permanente del aire lo que servirá para secar la harina (Landeo y Ruíz 1996).

e. Ciclones

Landeo y Ruíz (1996) mencionan que como los gases y vapores provenientes del secador poseen sólidos que deben ser recuperados, estos ingresan a un ciclón colector de finos, donde la separación de las partículas de harina, del vapor y gases se efectúa haciendo actuar sobre la mezcla una fuerza centrífuga; para lo cual son introducidos en forma tangencial a una determinada velocidad (4200-5400 ft/min). Los sólidos son arrojados contra la pared superior del ciclón y a medida que pierden velocidad descienden hasta la parte cónica, y caen al transportador; mientras tanto los gases y vapores hacen por la zona central del ciclón, zona de baja presión, y son arrojados a la atmósfera.

La eficiencia de los ciclones que trabajan con partículas pequeñas, es baja, como se puede apreciar en las plantas de harina de pescado, en donde los gases que son arrojados a la atmósfera, en grandes cantidades; arrastran consigo material sólido (Landeo y Ruíz, 1996).

La exacta composición del material arrojado a la atmósfera no es perfectamente conocida, son muchas dificultades técnicas que se presentan para la toma de muestra y los análisis químicos respectivos, debido a una serie de factores, entre los más importantes es la compleja composición química de los productos de la desnaturalización de las proteínas de pescado.

2.6.2 Secadores Indirectos

En los secadores indirectos el elemento calefactor (vapor) transfiere su calor a través de las paredes que lo separan del medio calentador y en razón a ello el tiempo de residencia del cake en el secador es considerablemente mayor que en los de fuego directo. En estos equipos la velocidad de transferencia de calor es controlada por procesos conductivos. Como la temperatura en la superficie de calefacción no sobrepasan de los 90 °C estos equipos son usados para la producción de harina de pescado de calidad mejorada. La ventaja de estos secadores es el aprovechamiento del agua evaporada como vapor de calefacción para los evaporadores. Presenta desventajas en el periodo de velocidad decreciente debido a que las partículas están en contacto con las temperaturas medias por un tiempo prolongado.

2.6.3 Factores para seleccionar un equipo secador

La selección de un determinado equipo para secar es bastante compleja. Los factores que menciona Copaja (1997) y deben ser considerados para este fin los siguientes:

- Calidad del producto final.
- Inversión.
- Costos de operación.

- Control de olores (contaminación).
- Ahorro de energía.
- Sistemas de control automático.
- Higiene, facilidades de inspección y limpieza.
- Mantenimiento.
- Requerimientos de espacio físico (instalaciones).
- Equipos auxiliares necesarios.
- Adaptabilidad a otras unidades.

Ramos (1995) afirma que la capacidad de la planta también es un factor importante para la selección del mejor escenario del secado, ya que la rentabilidad del escenario depende de la magnitud de inversión y de la cantidad del producto terminado producido, parámetros directamente proporcionales a la capacidad de planta.

El principal factor, sin lugar a dudas, es la calidad del producto final, que contempla aspectos microbiológicos, propiedades sensoriales, nutricionales, y propiedades físico químicas.

2.6.4 Ventajas y desventajas de secadores de harina de pescado

Según Copaja (1997), las ventajas y desventajas son las siguientes (Tabla 2):

2.7 Influencia del secado en la calidad de la harina

Landeo y Ruíz (1996) afirman que el secado es la operación que más incidencia tiene en la calidad de la harina de pescado.

La temperatura y tiempo de secado son los parámetros fundamentales que influyen en la calidad por sus efectos en las grasas, proteínas, vitaminas y proteínas.

La temperatura y el aire son factores que influyen directamente en la calidad de la harina producida, porque en la práctica son los parámetros manejables de la energía térmica a que se somete el producto.

La temperatura es un agente catalizador de la oxidación de las grasas con formación de los radicales libres, especialmente acentuado cuando se trata de secar tortas de pescado deteriorado por la mayor cantidad de ácido grasos libres producidos por la lipólisis. De igual forma cuando más largo sea el tiempo de exposición al calor la oxidación será mayor. Estas reacciones oxidativas pueden generar una menor disponibilidad y digestibilidad de la lisina.

Tabla 2: Ventajas y desventajas de secadores de harina de pescado

Tipo Secador	Ventajas	Desventajas
Secador rotativo fuego directo	<ul style="list-style-type: none"> - Costos de inversión menores. - Fácil de operar. - Alta eficiencia térmica. - Tiempo de secado moderado. 	<ul style="list-style-type: none"> - Costos de operación mayores. - Contaminación atmosférica por altos volúmenes de gases. - Producto poco homogéneo. - Eventual contaminación microbiológica. - Daño térmico. - Mayor oxidación de grasas.
Secadores indirectos (Vapor)	<ul style="list-style-type: none"> - Operan con bajos volúmenes de aire. - Mínimos costos energéticos. Producto homogéneo. - Mínima contaminación microbiológica. - Automatización de la operación. - Producto de alta calidad. 	<ul style="list-style-type: none"> - Costos de inversión mayores: - Altos tiempos de residencia. - Operación no controlada, puede causar daño térmico en la harina de pescado.

Landeo y Ruíz (1996) sostienen que las investigaciones realizadas han determinado que por las altas temperaturas alcanzadas en los secadores a fuego directo se formaría la mollerossina, agente causante de la erosión de la molleja de las aves; el mismo que se debería a la presencia de la histidina o histamina y la lisina, esta última unida a la cadena peptídica.

El exceso de tiempo y/o temperatura de secado no solo afecta la calidad de la harina sino también influyen en un mayor consumo de energía calorífica. Por el contrario, si la humedad de la harina es alta se está favoreciendo a la multiplicación de hongos y bacterias.

2.8 Factores para un buen funcionamiento del secador

Flores (1972) menciona que para que un secador funcione eficientemente debe permitir variar los siguientes factores:

- Cantidad de materia prima al secador.
- Combustible suministrado al quemador.
- Aire secundario a la cámara de combustión.
- Volumen de los gases que salen del secador.

El aire primario y secundario deben cumplir las siguientes funciones:

- a. Ceder su calor para evaporar el agua de la torta de prensa.
- b. Absorber el agua que se evapora de la torta de prensa.
- c. Transportar el vapor de agua fuera del secador.
- d. Transportar la harina fuera del secador.
- e. Transportar el calor producido desde la cámara de fuego al cilindro rotativo.

2.9 Cálculo del consumo de petróleo en la operación de secado

Flores (1972) afirma que para calcular el consumo de petróleo en la operación de secado es necesario determinar primero el calor total empleado en el secador, esto se logra haciendo los siguientes cálculos.

- a. Calor total en la evaporación del agua.
- b. Calor del calentamiento del secador.
- c. Calor perdido al ambiente.
- d. Calor perdido en los gases que salen del secador.

El calor total empleado en el secador dividido entre el poder calorífico del petróleo y la eficiencia de la combustión nos dá el consumo de petróleo por hora; dicho valor es de gran importancia en la economía de la empresa.

3.10 Secado en serie

Farfán (1973), menciona que si tomamos como base la composición química de la mezcla que va a entrar a los secadores podemos comprobar que el contenido de agua, es bastante elevado y tenderá a subir la humedad conforme avance el estado de descomposición de la materia prima.

La diferencia de tiempo que hay entre la descarga de anchoveta y el instante en que se inicia su procesamiento es variable, dependiendo de la cantidad de pescado que se va a procesar y la capacidad por hora de reducción de esta planta.

En el caso de que se tenga que mantener el promedio horario de reducción de anchoveta, el contenido de humedad de la torta de prensa aumenta debido a que la prensa conforme crece sus horas de trabajo disminuye su capacidad de extracción de agua, por lo que la mezcla de concentrado, torta de separadores y torta de prensa aumentan su contenido de agua de tal forma que dentro del secador no se forma la cortina de secado necesaria y además se pega (generalmente esta mezcla a la entrada

del secador); disminuyendo en determinado momento la capacidad de secado; además de la salida del producto no es constante en cuanto a cantidad y calidad, produciendo en determinado momento salida de harina húmeda que va a traer como consecuencia el atoro de los helicoides transportadores de harina de salida; causando una parada en el proceso.

Farfán (1973), sostiene que para evitar estos problemas y tratar de sacar una harina con humedad constante y con la menor destrucción de proteínas que se pueden desnaturalizar, debido a que en determinado momento para evitar de que la harina salga húmeda el operador del secador aumenta la temperatura sobre lo recomendable.

Para evitar estos problemas que se producen en el secado, en la actualidad se ha optado por realizar el secado en serie, que consiste en hacer el secado por etapas:

- a. Primera etapa:** que consiste en el ingreso de una mezcla generalmente de torta de separadores y torta de prensas en una proporción tal que no excedan el 60% de contenido de agua; sacando un producto con una humedad promedio del 17% que posteriormente va a ingresar a la segunda etapa del secado.

- b. Segunda etapa:** el producto que sale de la primera etapa de secado, es mezclado con un componente de mayor contenido de humedad, generalmente en la segunda etapa el agregado es el concentrado de la planta de agua de cola de tal forma de que su contenido de humedad al ingresar al secador no sea mayor del 55%.

2.11 Conceptos económicos básicos para determinar los costos de producción

Se describe a continuación las definiciones de los principales términos relacionados con la contabilidad de costos:

2.11.1 Costos de fabricación

Son los que se generan en el proceso de transformar la materia prima en productos terminados (Backer y Jacobsem, 1983).

Según Alford y Bangs (1981), los costos de producción, representan la suma total de los gastos incurridos para convertir una materia prima en un producto acabado. Estos gastos comprenden además del costo del material, toda la mano de obra directa y todos los gastos generales.

2.11.2 Elementos del costo de fabricación

Generalmente se reconocen tres elementos del costo de fabricación: materias primas directas, mano de obra directa y gastos de fabricación.

a. Materias primas directas

Son los materiales que físicamente se convierten en parte del producto terminado (Backer y Jacobsem, 1983).

Según Anthony (1980), vienen a ser aquellos materiales que de hecho entran y forman parte del producto terminado. Estas deben distinguirse de los artículos de consumo general, que son materiales que se usan para la operación de la fábrica, pero no directamente en el producto en sí. Los costos de la materia prima incluyen los costos por transporte.

b. Mano de obra directa

Representa el costo de los servicios de los obreros que trabajan directamente con el mismo producto, y no con el costo del trabajo del personal de supervisión o de otro tipo de trabajo que tenga relación indirecta con el producto (Backer y Jacobsem, 1983).

Para Alford y Bangs (1981), la mano de obra directa es la que se emplea efectivamente en fabricar el producto, esto es, la mano de obra que puede identificarse o relacionarse directamente con los costos del producto.

c. Gastos generales de fabricación

Según Backer y Jacobsem (1983), los gastos generales de fabricación incluyen todos los costos relacionados con la producción a excepción de materias primas o mano de obra directa. Se puede restringir a tres categorías: 1. Materiales indirectos (aceites, lubricantes, materiales de limpieza, etc.); 2. Mano de obra indirecta (salario de supervisores, empleados, personal de mantenimiento, etc.) y 3. Gastos generales de fabricación (depreciación del edificio y equipos de la fábrica, alquiler, servicios públicos, etc.).

2.11.3 Clasificación de los costos

Los costos son clasificados de acuerdo con el enfoque que se les dé.

A continuación, mencionaremos los más usados:

a. De acuerdo a la función en la que se incurren

a.1 Costos de producción

Son los que se generan en el proceso de transformar la materia prima en productos terminados.

Estos comprenden los siguientes rubros:

- Materia prima

Es el costo de materiales integrados al producto.

- Mano de obra

Es el costo del personal que interviene directamente en la transformación del producto; por ejemplo: el salario de un obrero que está en la línea de producción.

- Gastos de fabricación indirectos

Son los costos que intervienen en la transformación de los productos, con excepción de la materia prima y la mano de obra directa.

a.2 Costos de distribución o venta

Son los que se incurren en el área que se encarga de llevar el producto desde la empresa hasta el consumidor final.

a.3 Costos de administración

Son los que se originan en el área administrativa, como sueldos del personal administrativo, gastos de oficinas, gastos generales etc.

b. De acuerdo con su identificación con el producto, actividad o departamento

b.1 Costo directo

Es el que se identifica plenamente con una actividad, departamento o producto, por ejemplo: la materia prima es directa para el producto (Backer y Jacobsem, 1983).

b.2 Costo Indirecto

Es el que no se puede identificar con una actividad determinada, por ejemplo: la depreciación de la maquinaria o el sueldo del gerente de producción para el producto (Backer y Jacobsem, 1983).

c. De acuerdo con su comportamiento

La relación entre los costos y las variaciones en el volumen de producción depende del comportamiento de los diferentes elementos del costo. Para los fines de control, los costos se clasifican en fijos, variables y semivARIABLES.

c.1 Costos variables

Cambian o fluctúan en relación directa a una actividad o volumen dado. Dicha actividad puede ser referida a producción o ventas, por ejemplo: la materia prima cambia de acuerdo al nivel de producción (Backer y Jacobsem, 1983).

Los costos variables tienden a variar su importe en proporción directa con la intensidad de la producción (Alford y Bangs, 1981).

Que fluctúan con el volumen de la producción en una proporción más o menos (Neuner, 1997).

c.2 Costos fijos

Son los que permanecen constantes dentro de un periodo determinado, sin importar si cambia el volumen; por ejemplo: los sueldos, la depreciación, el alquiler del edificio, etc. (Backer y Jacobsem, 1983).

Los costos fijos no varían en su importe total al modificarse la producción. La depreciación es normalmente un costo fijo (Alford y Bangs, 1981).

Algunas veces son denominados costos periódicos, que no fluctúan en correspondencia con las fluctuaciones con el volumen (Neuner, 1997).

c.3 Costos semivariantes o semifijos

Están integrados por una parte fija y una variable y son ejemplos característicos: la luz; el teléfono, etc. (Backer y Jacobsem, 1983).

Los costos semivariantes, cuyo importe total varía cuando cambia el volumen de la producción, pero no en la misma proporción. Las partidas semivariantes son en realidad combinaciones de unas fijas y otras variables y es posible separarlas y determinar independientemente el importe del costo fijo y la proporción que le corresponda del elemento variable (Alford y Bangs, 1981).

2.11.4 Métodos de costeo

Dentro de la contabilidad de costos se tienen los siguientes métodos; el costeo absorbente o total y el costeo directo o variable.

a. Costeo absorbente

Este método incluye todos los costos de fabricación en el costo de un producto para propósitos de valoración del inventario, así como se excluyen todos los costos que no son de fabricación (Backer y Jacobsem, 1983).

Fundamento

Este método trata de incluir dentro del costo del producto todos los costos de la función productiva, independientemente de su comportamiento fijo o variable. El argumento en que se basa dicha inclusión es que para llevar a cabo la actividad de producción se requiere de ambos.

En síntesis, los que proponen este método afirman que ambos tipos de costos contribuyen para la producción y por lo tanto, deben incluirse los dos, sin olvidar que los ingresos deben cubrir los variables y los fijos, para reemplazar los activos en el futuro (Backer y Jacobsem, 1983).

Según Neuner (1997), se usan tasas predeterminadas de carga fabril para aplicar los costos tanto variables como fijos a la producción sin que se establezcan distinción en la aplicación del importe variable.

b. Costeo directo

Bajo este método los costos de fabricación variable se asignan a los productos fabricados. La principal distinción de costo fijo bajo este sistema es la que existe entre los costos fijos y los variables. De acuerdo con la exposición del método, los costos de fabricación variables son los únicos costos en que se incurren de manera directa en la fabricación de un producto.

Los costos fijos representan la capacidad para producir o vender, e independientemente del hecho de que se fabriquen o no los productos y se lleven al periodo (Backer y Jacobsem, 1983).

Fundamento

Los que proponen este método afirman que los costos fijos de producción se relacionan con la capacidad instalada, estos costos se asignan a un periodo determinado, pero no dependen del volumen de producción.

El hecho de contar con una determinada capacidad instalada genera costos fijos que independientemente del volumen que se produzca, permanecen constantes en un periodo determinado; por lo tanto, los costos fijos de producción no están condicionados por el volumen de esta ya que no son modificables por el nivel al cual se opera; de ahí que para costear bajo este método se incluyan únicamente los costos variables, es decir, enfrentarse a los ingresos del año de que se trate, lo que trae aparejado que no se asigne ninguna parte de ellos al costo de las unidades producidas (Backer y Jacobsem, 1983).

2.11.5 Punto de Equilibrio

La gráfica de equilibrio, revela la utilidad estimada que se obtendrá con distintos volúmenes de ventas. La gráfica también indica las ventas mínimas para no incurrir en pérdidas.

Una compañía eficiente debe operar a un nivel superior al punto de equilibrio para poder reponer su equipo y tomar providencias para su expansión (Backer y Jacobsem, 1983).

El análisis del punto de equilibrio utiliza la naturaleza fija y variable de los costos para indicar el volumen necesario para una operación lucrativa.

El punto o volumen de ventas, en donde el ingreso neto total, previa consideración de los costos variables, es igual al conjunto total de costos fijos es denominado punto de equilibrio. Esto es precisamente, pues es el punto en el desarrollo de las ventas donde los ingresos totales cubren los costos totales, fijos y variables. Por debajo de este volumen se experimenta una pérdida y arriba una utilidad.

La Figura 1, es un diagrama de la estructura de una gráfica sencilla del punto de equilibrio (Backer y Jacobsem, 1983).

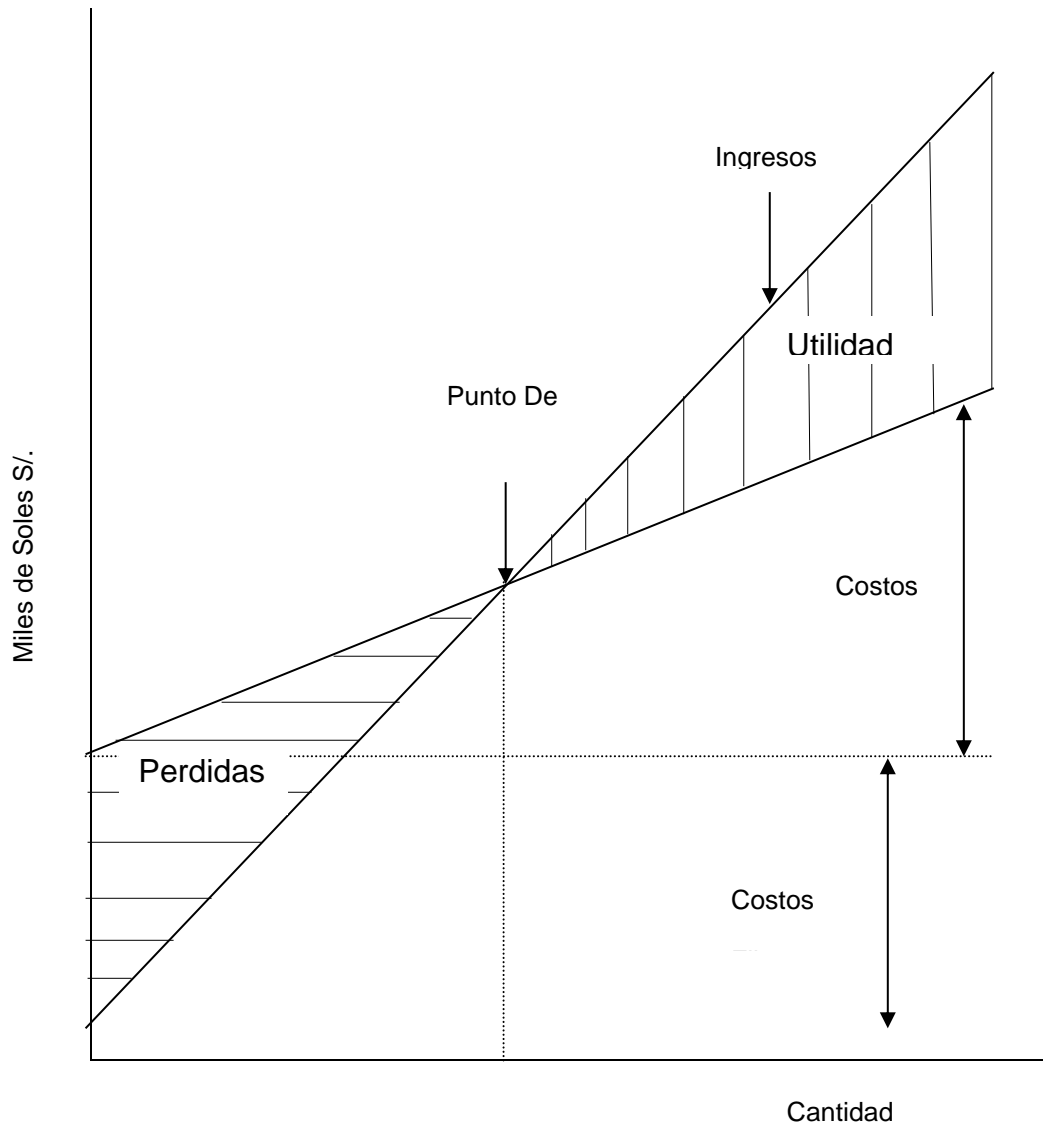


Figura 1: Punto de equilibrio

Fuente: Backer y Jacobsem, (1983).

III. MATERIALES Y METODOS

3.1 Lugares de ejecución

El presente estudio se realizó en los siguientes lugares:

- Planta del Grupo Sindicato Pesquero S.A. U.O.-31 Chimbote.
- Facultad de Pesquería de la Universidad Nacional Agraria La Molina.

3.2 Características de la U.O.- 31 Sipesa - Chimbote

3.2.1 Reseña histórica

Esta unidad operativa 031 – Chimbote del Grupo Sipesa, ex Pesquera el Sol, fue la primera planta del grupo en provincias en operar de un total de ocho unidades (Paita, Chicama, Vegueta, Pisco, Atico, Matarani, Mollendo). El 6 de Julio de 1978 esta planta inicia su actividad productiva como Sindicato Pesquero del Perú S.A. hoy Grupo Sipesa y realiza únicamente las operaciones de procesamiento de harina y aceite de pescado. Sipesa Chimbote está ubicada en el barrio la Florida del distrito de Chimbote, provincia del Santa, departamento de Ancash a 440 km al norte de la ciudad de Lima.

3.2.2 Capacidad y descripción de las operaciones del proceso

Los equipos y maquinarias que conforman la línea de producción de la Planta Grupo Sindicato Pesquero S.A.-U.O. Chimbote (Anexo 1); están diseñados para procesar 138 Ton. de pescado por hora, dichos equipos son los siguientes:

- Dos tolvas.
- Cinco pozas de pescado.
- Tres cocinadores a vapor.

- Tres pre-strainer.
- Tres prensas.
- Tres secadores a fuego directo.
- Tres molinos de harina.
- Nueve separadoras de sólidos.
- Doce centrifugas.
- Dos plantas de agua de cola.
- Seis calderas.
- Otros.

El flujo seguido en el proceso de producción de harina de pescado se muestra en la Figura 2.

Una breve descripción del flujo de procesamiento realizado en la elaboración de la harina de pescado, se describe a continuación:

a. Descarga y bombeo

La pesca se descarga a través de la Chata “Tamakun” de casco de acero, eslora 21.33 m, manga de 7.92 m, puntal de 1.83 m y fondeada a una distancia de 500 m de la planta; o del Muelle “El Sol” equipadas con: 03 equipos absorbentes Hidrostral de 250 Ton/hr con sus respectivos manguerones de succión y descarga, las mismas que están conectadas a tres (03) tuberías submarinas de 16 pulgadas de diámetro y 18 pulgadas de diámetro por 500 m. de largo aproximadamente.

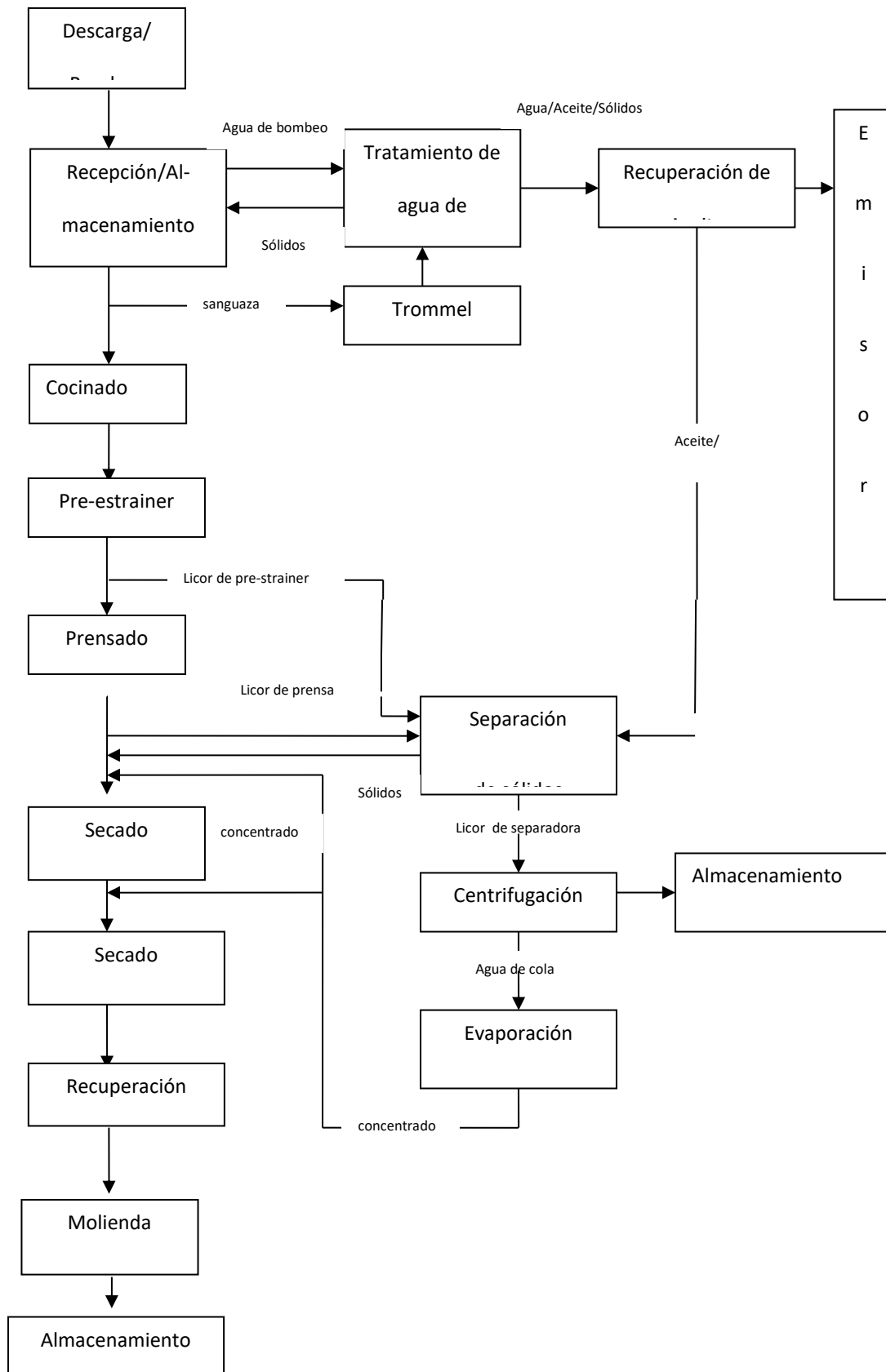


Figura 2: Proceso de producción de harina de pescado

FUENTE: Sipesa 2001.

b. Recepción y almacenamiento en pozas

El pescado se recibe en la planta en un sistema de pre desaguado constituido por desaguadores estáticos, desaguadores vibratorios y mallas transportadoras, que entregan el pescado a dos (02) tolvas electrónicas de pesaje, las que descargan en cinco (05) pozas de concreto de 200, 250, 300, 400 y 400 Ton. de capacidad cada una.

El pescado almacenado en las pozas es evacuado por transportadores helicoidales y entregados a los cocinadores a través de dos (02) elevadores de pescado ó cangilones. La sanguaza producida durante el almacenamiento del pescado en pozas, es tratada por las separadoras y centrifugas.

c. Tratamiento de agua de bombeo

El agua de bombeo luego de la descarga arrastra consigo sólidos y grasas; los sólidos son recuperados y derivados hacia las pozas de pescado mediante tres (03) recuperadores de sólidos rotatorios Trommel, uno (01) Nahuelco y dos (02) Famia.

d. Recuperación de aceite

El agua de bombeo sin sólidos es dirigida a un equipo recuperador de grasas Fima Denver WT-500 (Celdas de flotación), la grasa recuperada se adiciona a la línea de producción para la obtención del aceite de pescado y el líquido clarificado es evacuado con un emisor submarino a 3,000 m de la playa.

e. Cocinado

Para el cocimiento de la materia prima se utilizan tres Cocinadores: Dos (02) Atlas Famia AF-50, indirectos de 50 Ton/hr cada uno; y uno (01) Hetland Famia HIK 1616, indirecto de 50 Ton/hr.

f. Prensado

El pescado cocido sale a una temperatura de 95 °C a 100 °C y pasa por un sistema de pre-separación de caldos o prestrainers. Luego pasa a tres (03) prensas: una (01) Stord Bartz MS-64 doble tornillo de 50 Ton/hr, una (01) Atlas Stord BS-64F doble tornillo de 50 Ton/hr y una (01) Atlas Babini AB-70 doble tornillo de 38 Ton/hr.

g. Secado

El queque de las prensas es transportado a través de transportadores helicoidales a tres (03) secadores a fuego directo, marca Sipesa de 60 Ton/hr de capacidad cada uno, donde el secado se realiza en dos etapas: el pre-secado en dos de los secadores, y el secado final en el último secador (90 °C). Es en esta etapa donde el queque de prensa recibe la adición de los sólidos recuperado por las separadoras de sólidos y el concentrado obtenido por la planta de agua de cola.

Los gases calientes o gases de combustión y el vapor de agua son eliminados al ambiente por los ciclones de gases, la carga seca o scrap recibe los finos que precipitan de los ciclones de gases. Esta mezcla va hacia los molinos, luego pasa por los ductos de enfriamiento o transporte neumático, y llega a los separadores de sólidos – gases ó ciclón de harina.

h. Molienda y ensaque

El scrap es molido por tres (03) molinos del tipo martillo loco, dos (02) marca Sipesa de 12 Ton/hr y uno (01) marca Factoría Mariátegui, de 18 Ton/hr. Esta harina pasa a tres (03) ventiladores centrífugos, marca Sipesa de 20 Ton/hr, los cuales la envían a través tres (03) transportadores neumáticos hacia el ensaque, donde pasa a un (01) equipo dosificador de antioxidante Gilardi Gamarra de 25 Ton/hr de capacidad con sus respectivas bombas dosificadoras Zenith; posteriormente es transportada por transportadores helicoidales hacia dos (02) Balanzas de Pesaje marca Sipesa de 10 sacos/min. cada una, donde la harina es recibida en envases de polipropileno de 50 kg.

i. Almacenamiento de harina de pescado

Para almacenar la harina producida se cuenta con dos (02) almacenes con capacidades de 38 y 110 rumas, respectivamente. En ocasiones es necesario el alquiler de dos (02) almacenes con capacidades de 100 rumas cada uno.

j. Separación de sólidos

Los caldos o licor de los prestrainers, de las prensas y de la recuperación secundaria, son tratados por nueve (09) separadoras de sólidos, seis (06) Sharples P-3400 de 15,000 litros/hr, una (01) Alfa Laval FPNX-934B de 40,000 litros/hr, una (01) Alfa Laval NX-214 de 10,000 litros/hr, y una (01) Sharples P-3000 de 10,000 litros/hr (estas dos últimas se utilizan para la recuperación secundaria).

Los sólidos ó queque de separadoras se mezclan con el queque de prensas y pasan al secador.

k. Centrifugación

Los caldos o licor de separadoras pasan por doce (12) centrífugas, dos (02) Alfa Laval AFPX-517 de 30,000 litros/h, tres (03) Alfa Laval AFPX-513 de 15,000 litros/hr, una (01) BRPX-413 de 14,000 litros/hr, una (01) Alfa Laval BRPX-213 de 12,000 litros/hr, una Alfa Laval BRPX-313 de 13,000 litros/hr, y tres (03) Sharples DH-2 de 6,000 litros/hr cada una (estas tres últimas se utilizan para la recuperación secundaria).

l. Evaporación del agua de cola

La evaporación del agua de cola se realiza en las plantas de agua de cola, en estas se elimina grandes cantidades de agua por ebullición y al vacío, produciéndose el concentrado que luego es añadido al queque de prensa. Este concentrado generalmente es producido a 37% de concentración.

El agua de cola es tratada por dos (02) plantas, una (01) Atlas Stord ASC-44-RS, al vacío de 80 Ton/hr, y una (01) Atlas Stord SHE-4098-SP, de película descendente de 40 Ton/hr. El concentrado es dosificado en el presecado y en el secado final.

m. Almacenamiento de aceite de pescado

Para el almacenamiento el aceite crudo de pescado obtenido es enviado a siete (07) tanques de acero estructurado cuyas capacidades son: 576 Ton, 203 Ton, 248 Ton, 1,494 Ton, 1,492 Ton, 1,502 Ton, y 164 Ton de capacidad.

3.2.3 Organización

La empresa está dirigida por el gerente de planta quien coordina con el jefe de producción, jefe de flota, administrador, jefes de turno y jefe de aseguramiento de la calidad (Anexo 2). Estos a su vez trabajan en forma directa e imparten órdenes de trabajo al personal.

La planta dispone de los servicios de dos operadores de tolva, dos operadores de pozas, dos operadores de cocinadores y prensas, cuatro operadores de planta de agua de cola, dos operadores del sistema de recuperación, dos operadores de centrifugas, dos operadores de separadoras, dos operadores de calderos, dos operadores de la casa de fuerza, cuatro mecánicos soldador, dos electricistas, entre otros.

3.3 Materiales

- a. Material bibliográfico: informes de investigación, libros, revistas, catálogos de los equipos, entre otros.
- b. Material audiovisual: cintas de videos, CD ROOM de catálogos de equipos.
- c. Material electrónico: información por Internet y correo electrónico.
- d. Material de escritorio.

3.4 Equipos

- a. Computadora personal marca Compaq, Pentium III.
- b. Impresora HP Deskjet 840 C.
- c. Scanner Canon Canoscan P640N.
- d. Materiales de oficina.

3.5 Metodología

Inicialmente se realizó una revisión bibliográfica sobre el tema en estudio basado en artículos de revistas especializadas, información vía internet, publicaciones, libros especializados, documentos é informes elaborados por la empresa u otras empresas privadas, catálogos de empresas abastecedoras de equipos como Enercom, FIMA, Alfa Laval, etc.

Luego se efectuó el trabajo de campo que consistió en la obtención de la información basada en fuentes primarias mediante entrevistas personales con jefes encargados de la unidad operativa como el gerente de la planta, jefe de producción, supervisores de producción, contador, jefe de compras, personal obrero y otros.

En base a la información obtenida se procedió a realizar la evaluación técnica y económica de la planta pesquera durante las situaciones antes y después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado, lo que implicó las siguientes etapas:

3.5.1 Evaluación Técnica

Esta evaluación se realizó mediante los siguientes análisis.

a. Determinación de los rendimientos de producción antes y después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Los rendimientos de producción revisten especial importancia pues permiten conocer la eficiencia de las operaciones del proceso productivo. Para ello fue necesario la realización del balance de materia antes y después de instalar el segundo secador, en el cual se puede apreciar todo el flujo del proceso utilizado para elaborar la harina de pescado.

Los cálculos de cada etapa del proceso estuvieron en función de tres componentes principales: sólidos, grasa y agua.

Para la determinación del balance de materia durante el periodo de estudio, se realizó la recopilación de los componentes, en las diferentes etapas del proceso en el departamento de aseguramiento de la calidad (Anexo 3).

b. Comparación de los rendimientos de producción después y antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Para los fines de evaluación, se efectuó la comparación de los rendimientos de producción después y antes de instalar el segundo secador, con el propósito de determinar las diferencias que se hubiesen producido y explicar las causas de las mismas.

c. Determinación de los balances energético de los secadores antes y después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Las determinaciones del balance energético de los secadores son de especial importancia en el cálculo de consumo de los combustibles (petróleo Residual 500) en los secadores de fuego directo. Para los cálculos del balance energético antes y después de instalar el segundo secador utilizaron como base las corrientes de las etapas del secado.

Para la determinación del balance energético durante el periodo en estudio, se llevó un registro del consumo del petróleo de los secadores, así como la temperatura de la harina entrante y saliente de los secadores operativos utilizando formatos preparados (Anexos 4 y 5).

Se utilizó la siguiente relación para el cálculo del balance energético:

$$Q_i = Q_h + Q_a + Q_p$$

Donde:

Q_i : Calor que ingresa al equipo

Q_h : Calor absorbido por la harina

Q_a : Calor absorbido por el agua evaporada

Q_p : Pérdidas de calor en el equipo

d. Comparación de los balances energéticos de los secadores después y antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Se efectuó la comparación de los balances energéticos, después y antes de instalar el segundo secador, con el propósito de determinar y analizar las diferencias y variaciones, que se hubiesen producido.

e. Determinación de las capacidades de los secadores antes y después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

La determinación de las capacidades de los secadores es de utilidad para la óptima operatividad de los secadores; evitando así problemas de sobrecarga.

Los cálculos estuvieron en función a las normas técnicas para equipos y materiales dispuesto por el Ministerio de Pesquería.

Para la determinación de las capacidades de los secadores antes y después de instalar el segundo secador, durante el periodo en estudio, se empleó las corrientes en la etapa del secado encontradas en el balance de materia.

f. Comparación de las capacidades de los secadores después y antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Se efectuó la comparación de las capacidades de los secadores, después y antes de instalar el segundo secador, con el propósito de determinar las diferencias y variaciones, que se hubiesen producido y explicar las causas de las diferencias.

3.5.2 Evaluación Económica

Esta etapa del estudio comprendió los siguientes análisis.

a. Clasificación de los costos de producción antes y después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

La clasificación de los costos de producción reviste especial importancia para el control adecuado de los recursos. Siendo necesario la aplicación de la contabilidad administrativa para un mejor control de sus costos y lo que se refiere a las funciones de planeación y toma de decisiones.

El método de costeo que se usó fue el directo o variable, entendiéndose por éste, a los costos de fabricación variable que se asignaron a los productos fabricados, es decir, se incluyeron solamente los costos variables, ya que fueron los únicos costos en que se incurrieron de manera directa en la fabricación de los productos. Los costos fijos de producción se llevaron al periodo. Al costear bajo este método se clasificaron los costos en fijos y variables.

Para la clasificación de los costos de producción antes y después de instalarse el segundo secador, durante el periodo en estudio, se realizó la recopilación en la planta de procesamiento utilizando formatos preparados (Anexo 6) y adicionalmente se utilizó información proporcionada por la empresa.

A continuación, con todas las informaciones recopiladas y de acuerdo a la clasificación de los costos que sirvieron al análisis se, establecieron:

a.1 Costos variables

En este grupo se consideraron los costos de materia prima, costos de fabricación y mano de obra variable.

Para los costos de la materia prima se consideraron los diferentes costos unitarios por tonelada de pescado.

El costo de la mano de obra variable se caracterizó por remunerarse bajo el método al destajo. Además, se incluyeron las horas extras efectuadas por el personal eventual.

Finalmente, en los costos de fabricación se consideraron combustibles, insumos, envases, suministros, productos químicos, control de calidad, acarreo y otros.

a.2. Costos Fijos

Dentro de estos costos se consideraron los salarios del personal fijo, depreciación de equipos, mantenimiento de la planta, mantenimiento de servicios, gastos administrativos y seguros.

Para el rubro de mantenimiento de la planta se consideraron el sistema de recepción y descarga, cocina y prensado, secado, molienda y ensaque, recuperación de sólidos, recuperación de aceite, planta de agua de cola, planta de fuerza y planta de vapor.

Para el mantenimiento de servicios se consideraron los gastos efectuados para el laboratorio, talleres, desagüe, seguridad industrial, vehículos de planta, oficinas, almacenes, compresoras.

En los gastos administrativos se caracterizó por considerar a los rubros de remuneraciones del personal, C.T.S., seguro de vida, capacitación, honorarios, gastos de oficina entre otros.

Para el rubro de depreciación se consideraron los edificios y construcciones, maquinaria y equipos, vehículos, muebles y enseres entre otros.

Finalmente, en el rubro seguros se consideraron para incendios, maquinaria y equipos, responsabilidad civil, unidades de transportes, mercadería transportada entre otros.

b. Comparación de los costos promedio después y antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Para los fines de la evaluación, se efectuó la comparación de los costos incurridos antes y después de instalar el segundo secador con el propósito de determinar las variaciones y diferencias que se hubiesen producidos y explicar las causas de las diferencias en los diferentes rubros: materia prima, mano de obra, mantenimiento, costos de fabricación entre otros.

c. Determinación del punto de equilibrio antes y después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

En la determinación de los puntos de equilibrio antes y después de instalar el segundo secador se consideraron solamente los costos de la planta y no de toda la empresa.

Se realizó con el propósito de determinar el mínimo de producción en que se debe operar la planta para no sufrir pérdidas y en el momento en que comienzan las utilidades.

Se utilizó la siguiente relación para el cálculo del punto de equilibrio de la planta:

$$\text{P.E.} = \frac{\text{Costos Fijos}}{\text{Pv.} - \text{Cuv.}}$$

Donde:

P.E. = Punto de equilibrio en unidades

Pv. = Precio de venta unitario

Cuv. = Costo variable unitario

d. Comparación del punto de equilibrio después y antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Para los fines de evaluación, se efectuó la comparación del punto de equilibrio, después y antes de instalar el segundo secador, con el propósito de determinar las diferencias, que se hubiesen producido y explicar las causas de las diferencias.

IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1 Evaluación técnica

4.1.1 Determinación de los rendimientos de producción

Los rendimientos de producción se determinaron antes y después de instalar un segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado.

a. Antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Los rendimientos de producción de harina y aceite de pescado antes de instalar el segundo secador primario, obtenido a través del balance de materia, se aprecia en la Tabla 3 y los cálculos realizados en el Anexo 7.

Los rendimientos encontrados de harina y aceite de pescado fueron de 23.67% y 4,64%; ambos valores fueron mayores a los valores reportados por los partes anuales de producción, de la Empresa Pesquera SIPESA – Chimbote, de los periodos 2000 y 2001; (22.9% y 23.38%, para harina y 5.89% y 4.01% para aceite, respectivamente) (Anexo 8 y 9).

Estas diferencias se explican porque en los cálculos para el balance de materia no se tomaron en cuenta las eficiencias de los equipos y las pérdidas en las diferentes etapas del proceso, además no se consideraron las características del pescado, estadio sexual, entre otros factores.

Por otro lado, en la Tabla 3 se aprecian los flujos de materia que ingresan y salen en cada operación del proceso de producción de harina y aceite de pescado, antes de instalar el segundo secador primario. El flujo de materia prima que ingresa al

cocinador fue 138 Ton / hr; el cake que sale de las prensas fue de 42.45 Ton / hr; el cake que sale de las separadoras fue 3.89 Ton / hr; el aceite que sale de las entrífugas

Tabla 3: Resumen del Balance de materia antes instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Capacidad de La Planta 138 Ton. / hr.

Corrientes	A	B	C	D	E	F	G	H	I	II	I2	J	K	L	M	N	O
Solidos (Ton.)	27.53	20.21	7.32	1.28	6.04	0.01	6.03	0.00	6.03	3.015	3.015	24.505	0.00	24.51	27.53	0.00	27.53
Grasa (Ton.)	8.89	2.05	6.84	0.09	6.75	6.37	0.38	0.00	0.38	0.19	0.19	2.33	0.00	2.33	2.52	0.00	2.52
Agua (Ton.)	101.58	20.19	81.39	2.52	78.87	0.02	78.85	65.75	13.1	6.55	6.55	29.26	20.32	8.94	15.49	12.88	2.61
Total (Ton.)	138.00	42.45	95.55	3.89	91.66	6.4	85.26	65.75	19.51	9.755	9.755	56.095	20.32	35.78	45.54	12.88	32.66

Nomenclatura :

RENDIMIENTO DE LA HARINA :	23.67%	A : Materia Prima	I1 : Concentrado 1
FACTOR DE REDUCCION DE LA HARINA :	4.225352	B : Cake De Prensa	I2 : Concentrado 2
RENDIMIENTO DE ACEITE :	4.64%	C : Licor De Prensa	J : Torta Mezcla De B+D+I1
		D : Cake De Separadora	K : Agua Evaporada Secador Primario 1
		E : Licor De Separadora	L : Scrap 1
		F : Aceite Crudo Producido	M :Torta Mezcla De L+I2
		G : Agua De Cola	N : Agua Evaporada Del Secador Secundario
		H : Condensado	O : Harina Producida
		I : Concentrado Total	

fue de 6.4 Ton / hr; el agua de cola fue de 85.26 Ton / hr; el concentrado producido por la planta de cola fue de 65.75 Ton / hr.

Así mismo, para el primer secador primario el flujo de materia que ingresa fue de 56.095 Ton / hr; el flujo de agua que fue evaporado por el primer secador primario fue de 20.32 Ton / hr y el scrap que sale del primer secador primario reportó un valor de 35.78 Ton / hr. De igual manera para el secador secundario el flujo total de materia que ingresa fue de 45.54 Ton / hr; el flujo de agua que fue evaporado por el secador secundario fue de 12.88 Ton / hr. y la harina producida fue de 32.66 Ton / hr.

Se puede observar que los flujos de materia que ingresan a los secadores son diferentes; siendo el mayor flujo que ingresa para el primer secador primario con respecto al secador secundario; ello se explicaría porque conforme avanza a cada operación se va reduciendo la materia por efecto de tratamientos térmicos. De igual manera el agua evaporada tuvo un mayor valor en el primer secador primario con respecto al secador secundario. La razón se debería a que hubo mayor cantidad de agua que ingresó al primer secador en comparación al secador secundario donde para llegar a la humedad requerida no se necesitó una mayor evaporación de agua.

b. Después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Los rendimientos de producción de harina y aceite de pescado después de instalar el segundo secador primario, obtenido a través del balance de materia, se aprecian en la Tabla 4 y los cálculos realizados, en el Anexo 7.

Los rendimientos encontrados de harina y aceite de pescado fueron de 23.66% y 4,64%; ambos valores fueron mayores a los valores reportados por los partes anuales de producción, de la Empresa Pesquera SIPESA – Chimbote, de los periodos 2000 y 2001; (22.9% y 23.4%, para harina y 5.89% y 4.01% para aceite, respectivamente) (Anexo 8 y 9).

Ello se explica porque en los cálculos para el balance de materia no se tomaron en cuenta las eficiencias de los equipos y las pérdidas en las diferentes etapas del proceso, además no se consideraron las características del pescado, estadio sexual, entre otros factores.

En la Tabla 4 se aprecian los flujos de materia que ingresan y salen en cada operación del proceso de producción de harina y aceite de pescado, después de instalar el segundo secador primario. El flujo de materia que ingresa al cocinador fue de 138 Ton / hr; el cake que sale de las prensas fue de 42.45 Ton / hr; el cake de las separadoras fue de 3.89 Ton / hr.; el aceite que sale de las centrífugas fue de 6.4 Ton / hr; el agua de cola fue de 85.26 Ton / hr; el concentrado producido por la planta de cola fue de 65.75 Ton / hr.

Así mismo, para el primer secador primario el flujo de materia que ingresa fue de 11.07 Ton / hr y el scrap que sale del primer secador primario fue de 18.6 Ton / hr. De igual manera el segundo secador primario obtuvo los mismos valores del primer secador. Además, para el secador secundario el flujo de materia que ingresó fue de 45.54 Ton / hr; el flujo de agua que fue evaporado por el secador secundario fue de 12.88 y la harina producida fue de 32.66 Ton / hr.

Se aprecia que los flujos de materia que ingresan a los secadores primarios (primer y segundo) son iguales. Así mismo el flujo que ingresa al secador secundario es mayor al flujo que ingresa a cada uno de los secadores primarios (primer y segundo); ello se explicaría porque se repartieron las cargas de materia entrante a cada uno de los secadores primarios (debido a la instalación del nuevo secador primario).

Tabla 4: Resumen del balance de materia despues de instalar segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Corriente	A	B	C	D	E	F	G	H	I	I1	I2	I3	J	J1	J2	K	L	M	N	O	P	Q
Solidos (Ton.)	27.53	20.21	7.32	1.28	6.04	0.01	6.03	0.00	6.03	2.01	2.01	2.01	25.51	12.755	12.755	0.00	12.76	0.00	12.76	27.53	0.00	27.53
Grasas (Ton.)	8.89	2.05	6.84	0.09	6.75	6.37	0.38	0.00	0.38	0.126	0.126	0.126	2.39	1.195	1.195	0.00	1.19	0.00	1.19	2.51	0.00	2.51
Agua (Ton.)	101.58	20.19	81.39	2.52	78.87	0.02	78.85	65.75	13.1	4.367	4.367	4.367	31.44	15.72	15.72	11.07	4.65	11.07	4.65	13.67	11.06	2.61
Total (Ton.)	138.00	42.45	95.55	3.89	91.66	6.4	85.26	65.75	19.51	6.503	6.503	6.503	59.34	29.67	29.67	11.07	18.60	11.07	18.60	43.71	11.06	32.65

Nomenclatura :

		A : Materia Prima	I : Total Concentrado	L : Scrap Secador Primario 1
Rendimiento De La Harina:	23.66%	B : Cake De Prensa	I1 : Concentrado 1	M : Agua Evaporada Del Secador Primario 2
Factor De Reducción De La Harina:	4.2266462	C : Licor De Prensa	I2 : Concentrado 2	N : Scrap Secador Primario 2
Rendimiento De Aceite:	4.64%	D : Cake De Separadora	I3 : Concentrado 3	O : Torta Mezcla De L + N + I3 .
		E : Licor De Separadora	J : Torta Mezcla De B+ D+ I1+I2	P : Agua Evaporada Del Seador Secundario
		F : Aceite Crudo Producido	J1 : Torta Mezcla 1 De B+ D+I1+I2	Q : Harina Producida
		G : Agua De Cola	J2 : Torta Mezcla 2 De B+ D+I1+I2	
		H : Condensado	K : Agua Evaporada Del Secador Primario 1	

4.1.2 Comparación de los rendimientos de producción después y antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

En las Tablas 3 y 4 se reportan los rendimientos de producción de harina y aceite de pescado, antes y después de instalar el segundo secador primario, respectivamente. Se puede apreciar que los rendimientos de producción de harina de pescado antes y después de instalar el segundo secador (23.67% y 23.66%, respectivamente) fueron iguales. La mínima diferencia se debería a las diferentes características de la materia prima en los procesos antes y después de instalar el segundo secador y la forma de adición del soluble de pescado.

Por otro lado, el rendimiento de aceite tuvo el mismo valor antes y después de instalar el segundo secador primario, este valor fue 4.64%. Ello se explicaría porque los caldos de prensas y separadoras no pertenecen al flujo de materia que llega a los secadores, por lo tanto, no tiene por qué variar.

Así mismo, se puede apreciar en las Tablas 3 y 4 los flujos de materia que ingresan y salen en cada operación del proceso de producción de harina y aceite de pescado antes y después de instalar el segundo secador primario, respectivamente. En estas tablas se pueden distinguir que los flujos de materia son los mismos para las operaciones de cocinado, prensado, centrifugado, planta de cola, antes y después de instalar el segundo secador. Sin embargo, el concentrado que ingresa a cada uno de los tres secadores (primer primario, segundo primario y el secundario); después de instalar el segundo secador, cuyo valor fue 6.503 Ton / hr, para cada uno; es menor en un 33.34% al respecto al concentrado adicionado a cada uno de los dos secadores antes de instalar el segundo secador. Esto se explica porque del total del concentrado producido, cuyo valor fue 19.51 Ton / hr. se divide en tres y dos partes iguales; tanto para el caso de después y antes de instalar el segundo secador, respectivamente.

En cuanto a la torta de mezcla total que ingresó al secador después de instalar el segundo secador primario, cuyo valor fue 59.34 Ton / hr es mayor en un 5.78%, en comparación a la torta de mezcla total que ingresa al secador antes de instalar el

segundo secador. Asimismo, la torta de la mezcla que ingresó a los secadores primarios (primer y segundo), cuyos valores ascienden en 29.67 Ton / hr, para cada uno; es menor en un 47.11% en comparación a la torta de mezcla que ingresa al primer secador primario. La razón se debería a que, para después de instalar el segundo secador, la torta de mezcla total se divide en dos partes iguales para ingresar a los secadores primarios (primer y segundo); en contra parte a la situación anterior, la torta de mezcla total sólo ingresa a un solo secador primario.

De igual manera para el agua evaporada de los secadores primarios (primer y segundo), después de instalar el segundo secador, cuyo valores ascienden en 11.07 Ton / hr, para cada uno; presentaron menores valores del 45.52% en comparación al reportado por el agua evaporada del primer secador primario antes de instalar el segundo secador; ello se explicaría porque hay menor cantidad de agua para evaporar en cada uno de los secadores primarios (primer y segundo) después de instalar el segundo secador, en comparación al único secador primario de la situación anterior.

Así mismo la torta de mezcla que ingresó al secador secundario después de instalar el segundo secador primario, cuyo valor asciende en 43.71 Ton / hr, presentó menor valor del 4.02% en comparación al secador secundario antes de instalar el segundo secador. Del mismo modo el agua evaporada del secador secundario después de instalar el segundo secador cuyo valor asciende en 11.06 Ton /hr; presentó el menor valor del 14.13% en comparación al agua evaporada que ingresa al secador secundario antes de instalar el segundo secador.

Por último, la harina producida después de instalar el segundo secador primario cuyo valor asciende en 32.66 Ton / hr presentó igual valor en comparación a la harina producida antes de instalar el segundo secador (32.65 Ton / hr): la mínima diferencia se explicaría porque hubo un ligero mejoramiento en la evaporación del agua después de instalar el segundo secador.

4.1.3 Balance energético de los secadores

a. Antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Los resultados obtenidos en los balances energéticos de los secadores antes de instalar el segundo secador primario, se muestran en la Tabla 5 y los cálculos realizados en el Anexo 10.

El calor agregado para el primer secador primario fue de 15'889,048.16 kcal / hr. Así mismo el consumo de petróleo reportó el valor de 415.37 gal / hr. De igual manera el consumo de petróleo por tonelada de harina fue de 12.72 gal / Ton harina.

En cuanto al secador secundario el calor agregado presentó el valor de 10'574,216.24 kcal / hr. De igual manera el consumo de petróleo reportó el valor de 276.43 gal / hr. Además, el consumo de petróleo por tonelada de harina fue de 8.46 gal / Ton harina.

Se puede apreciar que los valores del secador secundario son menores al respecto a los reportados por el primer secador primario antes de instalar el segundo secador. Esto se explica debido a que hay mayor cantidad de agua que evaporar en el primer secador primario con respecto al secundario.

Por otro lado, el calor agregado total a los secadores fue de 26'463,264.41 kcal / hr. Asimismo, el consumo de petróleo total fue 691.80 gal / hr. Por último, el consumo de petróleo total por tonelada de harina fue de 21.18 gal / Ton.

El consumo de petróleo total por tonelada de harina de los secadores es mayor al reportado por el parte anual de producción de la Empresa Pesquera SIPESA-Chimbote del periodo 2000 (20.54 gal / Ton) y menor al valor del mismo para el periodo 2001 (23.37 gal / Ton harina) (Anexo 8 y 9).

Tabla 5: Resumen del balance de energía de los secadores antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Equipo	Calor Agregado (Kcal /hr)	Consumo Petróleo R-500 (Galones US/hr)	Consumo Petróleo R-500 (Galones /Ton. Harina)
Secador Primario 1	15,889,048.16	415.37	12.72
Secador Secundario	10,574,216.24	276.43	8.46
Total	26,463,264.41	691.80	21.18

BASES:

- 138 Ton/hr (Capacidad Planta)**
- Trabajando Con Dos Secadores**
- Rendimiento De 23.67 %**
- Factor De Reducción 4.2254**

Estas diferencias se explican porque en los cálculos para el balance de energía no se tomaron en cuenta las eficiencias de los secadores y las pérdidas de calor originadas por la falta de un adecuado aislamiento térmico a los secadores, entre otros factores.

b. Después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Los resultados obtenidos en los balances energéticos de los secadores después de instalar el segundo secador primario, se muestran en la Tabla 6 y los cálculos realizados en el Anexo 10.

El calor agregado al primer secador primario después de instalar el segundo secador fue de 8'674,299.87 kcal / hr. De igual manera el consumo de petróleo presentó el valor de 226.76 gal / hr. Además, el consumo de petróleo por tonelada de harina fue de 6.94 gal / Ton. harina.

Así mismo, para el segundo secador primario el calor que se agregó fue de 8'827,402.50 kcal / hr. El consumo de petróleo fue de 230.77 gal / hr. En cuanto al consumo de petróleo por tonelada de harina tuvo un valor de 7.07 gal / Ton. de harina.

Por otro lado, para el secador secundario el calor que se agrega fue de 9'154,838.16 kcal / hr. Además, el consumo de petróleo fue de 239.33 gal / hr. Del mismo modo el consumo de petróleo por tonelada de harina fue de 7.33 gal / Ton harina.

Los valores del consumo de petróleo por tonelada de harina de los tres secadores son similares, ello se debería a que hay una mejor distribución de la torta de mezcla que ingresa a los secadores, entre otros factores.

Tabla 6: Resumen del balance de energía despues de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Equipo	Calor Agregado (Kcal/hr)	Consumo Petroleo R-500 (Galones US/hr)	Consumo Petroleo R-500 (Galones/Ton. Harina)
Secador Primario 1	8,674,299.87	226.76	6.94
Secador Primario 2	8,827,402.50	230.77	7.07
Secador Secundario	9,154,838.16	239.33	7.33
Total	26,656,540.53	696.85	21.34

BASES:
138 Ton/hr (Capacidad Planta)
Trabajando Con Tres Secadores
Rendimiento De 23.66 %
Factor De Reducción 4.2266

El calor agregado total para los tres secadores fue de 26'656,540.53 kcal / hr. De igual manera el consumo de petróleo total fue de 696.85 gal / hr. En cuanto al consumo de petróleo total por tonelada de harina fue de 21.34 gal / Ton de harina.

El consumo de petróleo total por tonelada de harina de los secadores es mayor al reportado por el parte anual de producción, de la Empresa Pesquera SIPESA-Chimbote del periodo 2000 (20.54 gal / Ton) y menor al valor del mismo para el periodo 2001 (23.37 gal / Ton harina) (Anexo 8 y 9).

Las diferencias se justifican igual que el anterior; no tomaron en cuenta las eficiencias de los secadores y las pérdidas de calor.

4.1.4 Comparación de los balances energéticos de los secadores después y antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

En las Tablas 5 y 6 se puede observar los balances energéticos de los secadores antes y después de instalar el segundo secador primario, respectivamente.

Los consumos de petróleo por tonelada de harina para los secadores primarios (primer y segundo) después de instalar el segundo secador, fueron de 6.94 gal/ Ton y 7.07 gal / Ton respectivamente; presentando mayores valores en un 45.44% y 44.42% en comparación al consumo de petróleo por tonelada de harina del primer secador primario antes de instalar el segundo secador.

La razón se debería a la disminución de la carga de la torta de la mezcla que ingresa a los secadores primarios (primer y segundo) después de instalar el segundo secador. Además, por el menor gasto de petróleo; que genera el calor necesario que evapora el agua de las tortas de mezcla de los secadores primarios, después de instalar el segundo secador.

En cuanto al consumo de petróleo por tonelada de harina para el secador secundario después de instalar el segundo secador, cuyo valor fue de 7.33 gal / Ton presentó el

mayor valor en un 13.36% en comparación al reportado por el consumo de petróleo por tonelada de harina antes de instalar el segundo secador.

Ello se explicaría porque la torta de mezcla que ingresa al secador secundario después de instalar el segundo secador; está menos húmeda en comparación con la torta que ingresa al secador secundario antes de instalar el segundo secador. Así mismo se debería a que hay un mejor secado de las tortas de mezcla que ingresan a los secadores (primer y segundo); después de instalar el segundo secador; así como también por no poseer problemas de sobre carga.

Por último, los consumos totales de petróleo por tonelada de harina de los tres secadores después de instalar el segundo secador primario; cuyo valor fue de 21.34 gal / Ton; presentó igual valor con respecto a los consumos totales de petróleo por tonelada de harina de los dos secadores, antes de instalar el segundo secador; cuyo valor fue de 21.18 gal / Ton (Figura 3).

La mínima diferencia de 0.76%, se debería a que hay más pérdidas de calor cuando se operan con tres secadores al respecto cuando se trabaja con dos, ocasionando que haya un ligero incremento del consumo de petróleo.

La gran ventaja que tendría después de instalar el segundo secador primario; sería en el calor que se agrega a cada uno de los secadores, cuyos valores son menores con respecto a la situación anterior; por lo tanto, ocasionaría menor costos en el mantenimiento de los secadores (daño de las paletas interiores, deterioro de los ladrillos refractarios que recubren la cámara de fuego, termocuplas, etc.); así como una mejor calidad de la harina: disminuyendo el daño térmico y mejorando el enfriamiento de la harina, entre otros.

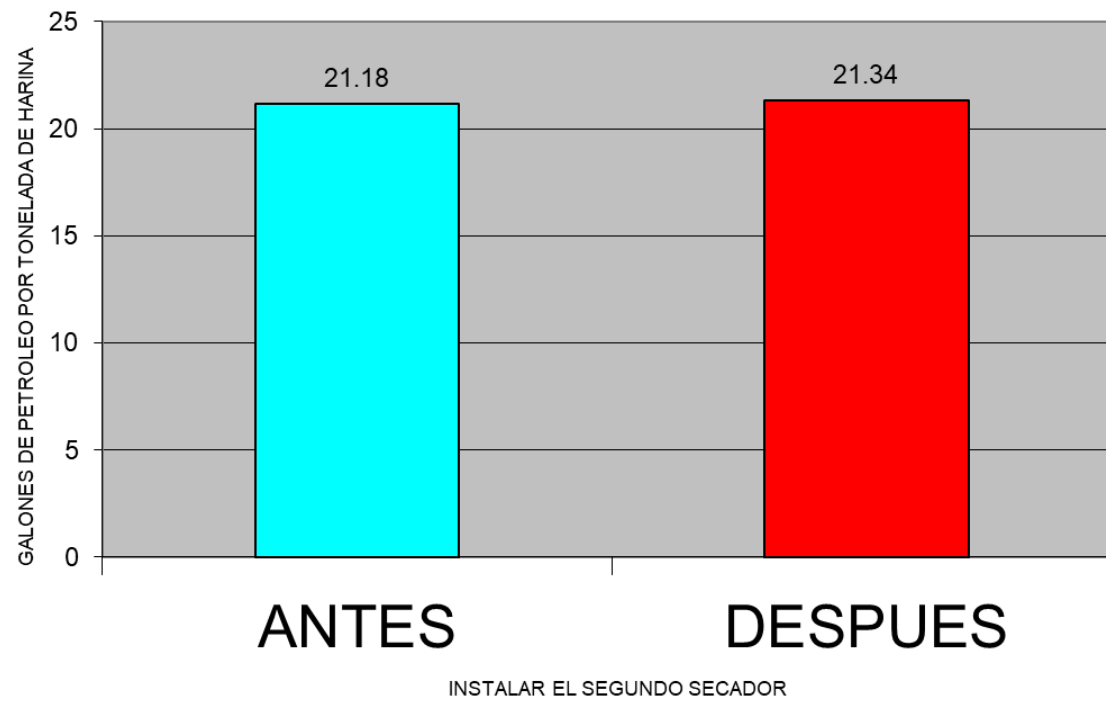


Figura 3: Comparación de los consumos totales de petróleo de los secadores, antes y despues de instalar el segundo secador

4.1.5 Capacidades de los secadores

a. Antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Los resultados obtenidos de las capacidades óptimas de operación de los secadores antes de instalar el segundo secador primario, se muestran en el Tabla 7 y los cálculos realizados en el Anexo 11.

La capacidad óptima de secado (para una capacidad de planta de 138 Ton / hr) antes de instalar el segundo secador fue de 94.07 Ton / hr; este valor es mayor a la capacidad con que funciona el primer secador primario de la Empresa Pesquera SIPESA-Chimbote, cuyo valor fue de 60 Ton / hr (Anexo 1). Esta diferente capacidad de secado justifica la instalación de un segundo secador primario.

Por otro lado, se espera poder operar a 138 Ton / hr de capacidad de planta sin problemas técnicos como sobre carga, sobrecalentamiento de la harina de pescado, entre otros.

Así mismo, el volumen de la cámara de fuego óptima del primer secador primario (para una capacidad de planta de 138 Ton / hr), antes de instalar el segundo secador fue de 72.08 m³. Este valor es mayor al presentado por el primer secador primario de la Empresa Pesquera SIPESA-Chimbote, cuyo valor fue de 46 m³.

En cuanto al secador secundario, la capacidad óptima de secado antes de instalar el segundo secador fue de 59.63 Ton / hr, este valor es similar a la capacidad con que funciona el secador secundario de la Empresa Pesquera SIPESA-Chimbote, cuyo valor fue de 60 Ton / hr (Anexo 1). Se desprende que el secador secundario está operando a su máxima capacidad (para una capacidad de la planta de 138 Ton / hr).

Así mismo, el volumen de la cámara de fuego óptimo del secador secundario antes de instalar el segundo secador fue de 45.93 Ton / hr, este valor es mayor al volumen de la cámara de fuego con que funciona el secador secundario de la

Tabla 7. Capacidad de los secadores antes de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Equipo	Volumen Del Secador (m³)	Capacidad Del Secador (Ton/hr)	Volumen De La Camara (m³)
Secador Primario 1	338.67	94.07	72.08
Secador Secundario	214.67	59.63	45.93
Total	553.34	153.70	118.01

Para Una Capacidad De Planta De 138 Ton/hr

Empresa Pesquera SIPESA-Chimbote, cuyo valor fue de 26 m³ (Anexo 1). Sin embargo, este volumen es el recomendado en las cámaras de fuego de gases calientes (Sergisa).

b. Después de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Los resultados obtenidos de las capacidades óptimas de operación de los secadores después de instalar el segundo secador primario, se muestran en la Tabla 8 y los cálculos realizados en el Anexo 11.

Asimismo, la capacidad óptima de secado de los secadores primarios (primer y segundo) después de instalar el segundo secador fue 51.25 Ton / hr para cada uno; estos valores son menores a la capacidad con que funciona el primer secador primario de la Empresa Pesquera SIPESA-Chimbote, cuyo valor fue de 60 Ton / hr (Anexo 1).

La razón se debería a que hay un excedente del volumen del secador que quedará vacío (para una capacidad de planta de 138 Ton / hr); esto evitaría que se produzca problemas durante el secado; sobre carga, sobre calentamiento, entre otros.

En cuanto al volumen óptimo de la cámara de fuego del primer secador primario fue 39.27 m³; este valor es menor al volumen de la cámara de fuego con que funciona el secador primario 1 de la Empresa Pesquera SIPESA – Chimbote, cuyo valor fue de 46 m³ (Anexo 1).

Por lo tanto, se puede trabajar con la máxima capacidad de planta (138 Ton / hr.) y no presentar problemas técnicos para el primer secador primario.

Por otro lado, el segundo secador primario tuvo los mismos valores del primer secador primario. La razón es porque ingresan las mismas cantidades de torta de mezcla para los secadores primarios.

Tabla 8: Capacidades de los secadores despues de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

Equipo	Volumen Del Secador (m³)	Capacidad Del Secador (Ton/hr)	Volumen De La Camara (m³)
Secador Primario 1	184.50	51.25	39.27
Secador Primario 2	184.50	51.25	39.61
Secador Secundario	184.33	51.20	39.44
Total	553.33	153.70	118.32

Para Una Capacidad De Planta De 138 Ton/ hr.

Sin embargo, el volumen óptimo de secado de la cámara de fuego del segundo secador primario registró el valor de 39.61 m³; este valor es mayor al volumen la cámara de fuego con que funciona el segundo secador primario de la Empresa Pesquera SIPESA-Chimbote, cuyo valor fue 26 m³ (Anexo 1). Ello se explica porque la cámara de fuego es para gases calientes (Sergisa) y es de menor tamaño.

Por otro lado, la capacidad óptima de secado del secador secundario fue 51.20 Ton / hr; este valor es menor a la capacidad con que funciona el secador secundario de la Empresa Pesquera SIPESA-Chimbote, cuyo valor fue de 60 Ton / hr. (Anexo 1).

Entonces al momento del funcionamiento del secador secundario no tendrá problemas de sobrecarga (para una capacidad de planta de 138 Ton / hr).

En cuanto el volumen óptimo de la cámara de fuego para el secador secundario después de instalar el segundo secador fue de 39.44 m³; este valor es menor al volumen con que funciona la cámara de fuego del secador secundario de la Empresa Pesquera SIPESA – Chimbote, cuyo valor fue de 46 m³ (Anexo 1). De igual manera no tendrá problemas técnicos a la hora de funcionar a máxima capacidad de planta.

4.1.6 Comparación de las capacidades de los secadores después y antes instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado

En las Tablas 7 y 8 se observa las capacidades de los secadores antes y después de instalar el segundo secador primario, respectivamente.

La capacidad de los secadores primarios (primer y segundo) después de instalar el segundo secador, cuyos valores fueron de 51.25 Ton / hr para ambos; presentó menores valores en un 45.52% en comparación a la capacidad del primer secador primario, antes de instalar el segundo secador, cuyo valor fue de 94.07 Ton / hr.

Se explica porque toda la carga de torta de mezcla que recibía el primer secador primario antes de instalar el segundo secador (trabajando con una capacidad máxima de planta de 138 Ton / hr), se ha repartido en dos partes iguales; cada parte

ingresa al secador primario (primer y segundo); disminuyendo la carga de torta de mezcla en cada uno de ellos.

Así mismo, el volumen de la cámara de fuego de los secadores primario (primer y segundo), después de instalar el segundo secador, cuyos valores fueron de 39.27 m³ y 39.61 m³, respectivamente; presentaron el menor valor en un 45.52% y 45.05% en comparación al volumen de la cámara de fuego del primer secador primario antes de instalar el segundo secador.

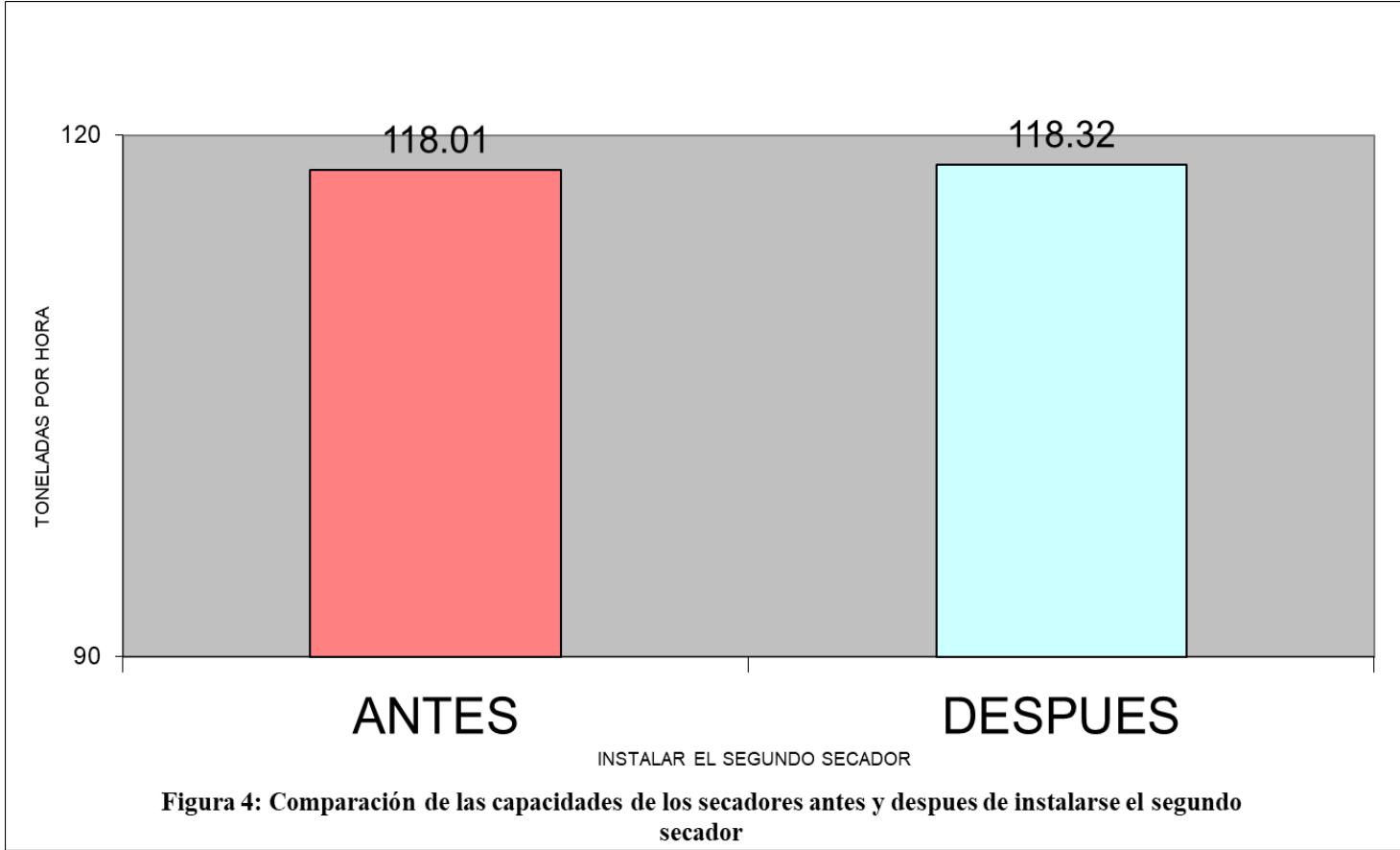
La causa se debería a la disminución del agua a evaporar de la torta de mezcla para cada secador primario (primer y segundo) después de instalar el segundo secador.

Por otro lado, la capacidad del secador secundario después de instalar el segundo secador, cuyo valor asciende en 51.20 Ton / hr., presentó el mayor valor en un 14.14% en comparación a la capacidad del secador secundario antes de instalar el segundo secador cuyo valor fue de 59.63 Ton / hr.

Dicho resultado se explicaría por la disminución de la carga de torta de mezcla en el secador secundario después de instalar el segundo secador; por tener menor contenido de agua; esto se debería a una mejor eficiencia en los secadores primarios (primer y segundo) después de instalar el segundo secador (no presentan problemas de sobre carga).

En cuanto al volumen de la cámara del secador secundario después de instalar el segundo secador cuyo valor fue 39.44 m³, presentó el menor valor en comparación al volumen de la cámara del secador secundario después de instalar el segundo secador, cuyo valor fue 45.93 m³. La causa es la misma del ítem anterior.

Por último, las capacidades totales y volúmenes de la cámara de fuego totales de los secadores después de instalar el segundo secador primario, cuyos valores fueron de 153.70 Ton / hr y 118.32 m³ respectivamente; presentaron iguales valores en comparación con los registrados por los secadores antes de instalar el segundo secador (Figura 4).



Ello se debería a la igual cantidad de torta de mezcla que ingresan a los secadores para ambos casos antes y después de instalar el segundo secador primario y que en total se debe requerir las mismas capacidades.

Por otro lado, las temperaturas de secado muy elevadas, para el caso antes de instalar el segundo secador, incide negativamente en la calidad de la harina. Esto hace que se justifique la instalación del segundo secador en la primera etapa de secado, ya que las temperaturas en cada uno de ellos serían menores que la máxima en un solo secador.

Por lo tanto, las ventajas que habría en el caso de instalar el segundo secador a fuego directo en la primera etapa de secado, serían en mejorar las condiciones de secado (mejores parámetros de secado para conservar la proteína), tiempo de secado más cortos, producto más homogéneo y producto de mayor calidad.

4.2 Evaluación económica

4.2.1 Costos de producción

A efectos del estudio, la presentación de los resultados y su discusión se basó en las características de la planta y dentro de ella se determinaron los costos totales de producción clasificándolos en variables y fijos; así como, el costo por tonelada de harina de pescado durante el periodo establecido.

En los cost

os variables se consideraron los siguientes rubros: materia prima, gastos de fabricación que comprenden: combustibles, insumos, envases, suministros, productos químicos, control de calidad y acarreo; y mano de obra directa variable.

En los costos fijos se consideraron los siguientes rubros: mano de obra directa fija; mantenimiento de planta que abarca al: sistema de recepción y descarga, cocinado y prensado, secado, molienda y ensaque, recuperación de sólidos, recuperación de aceite, planta de agua de cola, planta de fuerza y planta de vapor; mantenimiento de servicios que abarca a: laboratorios, talleres, abastecimientos de agua, desagüe, seguridad industrial, vehículos de planta, oficinas, almacenes y sistema de aire comprimido. Asimismo, en los gastos administrativos se incluyeron: administración de planta, gerencia de operaciones y gerencia de control de calidad. Finalmente, se consideraron la depreciación y seguros.

a. Antes de instalar el segundo secador en la primera etapa de secado

En la Tabla 9, se muestra los costos totales antes de instalar el segundo secador; así como, en la Tabla 10 se aprecia el

Tabla 9: Costos Variables y Fijos Totales de Harina de Pescado Antes de Intalar el Segundo Secador en la Primera Etapa de Secado, Durante Enero a Septiembre del 2001 (US\$)

Rubros	Meses	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	TOTAL	PORCENTAJE
Costos Variables		487,674.75	1,058,333.51	2,222,355.43	2,727,105.98	2,180,613.54	2,374,974.52	1,138,090.45	137,146.51	85,343.60	12,411,638.27	86.75%
MATERIA PRIMA		396,660.00	853,270.00	1,874,400.00	2,275,020.00	1,801,855.00	1,933,250.00	876,095.00	86,900.00	58,300.00	10,155,750.00	70.98%
GASTOS DE FABRICACION		88,486.79	197,509.95	328,513.69	438,316.28	368,728.78	425,417.07	256,274.82	49,523.44	26,862.06	2,179,632.86	15.23%
COMBUSTIBLES		69,949.78	139,157.73	246,099.58	297,378.06	268,152.34	309,650.50	160,330.97	24,334.78	10,188.98	1,525,242.70	10.66%
INSUMOS		5,274.45	11,951.85	23,204.44	28,556.04	21,708.15	24,176.61	11,499.49	1,124.14	726.07	128,221.24	0.90%
ENVASES		8,344.07	17,621.22	30,675.36	39,904.92	30,525.13	32,972.74	14,663.38	1,480.37	902.17	177,089.36	1.24%
SUMINISTROS		258.91	11,686.22	3,290.50	48,782.81	24,801.11	32,124.67	50,104.83	13,471.84	9,297.62	193,818.49	1.35%
PRODUCTOS QUIMICOS		3,317.86	11,053.75	12,484.15	18,763.06	16,974.18	15,549.57	14,199.62	3,810.86	2,453.35	98,606.40	0.69%
CONTROL DE CALIDAD		420.47	2,310.07	2,732.86	688.55	881.90	1,366.94	1,440.69	473.58	699.97	11,015.03	0.08%
ACARREO		921.25	1,241.81	6,087.03	4,242.84	5,685.98	9,576.05	2,079.59	314.46	49.85	30,198.86	0.21%
OTROS			2,487.30	3,939.77				1,956.25	4,513.41	2,544.05	15,440.78	0.11%
MANO DE OBRA VARIABLE		2,527.96	7,553.56	19,441.74	13,769.70	10,029.76	16,307.45	5,720.63	723.07	181.54	76,255.41	0.53%
Total de Costos Variables		487,674.75	1,058,333.51	2,222,355.43	2,727,105.98	2,180,613.54	2,374,974.52	1,138,090.45	137,146.51	85,343.60	12,411,638.27	86.75%
Costos Fijos		155,736.34	173,567.22	202,184.49	206,612.51	248,063.15	223,800.94	243,092.94	198,070.81	244,721.03	1,895,849.41	13.25%
MANO DE OBRA FIJA		36,183.77	36,636.66	36,958.84	37,300.91	38,943.13	24,712.03	42,939.14	31,747.49	21,387.27	306,809.24	2.14%
MANTENIMIENTO PLANTA		16,749.93	34,509.54	35,937.15	35,533.91	49,795.06	69,134.96	57,590.07	28,265.32	66,910.44	394,426.36	2.76%
SISTEMA DE RECEPCION Y COCINADO Y PRENSADO		4,513.25	6,910.07	10,025.61	6,334.44	9,887.81	10,592.39	10,504.49	9,909.04	14,188.51	82,865.59	0.58%
SECADO		824.15	1,232.41	2,402.46	4,846.68	2,365.21	2,034.91	4,444.44	4,444.25	10,977.23	33,569.74	0.23%
MOLIENDA Y ENSAQUE		3,279.63	2,207.94	2,803.92	5,290.97	5,487.50	3,141.45	3,206.35	6,735.96	4,652.31	36,806.03	0.26%
RECUPERACION DE SOLIDOS		73.90	470.09	1,806.51	596.93	468.95	1,868.31	3,154.35	156.18	1,685.04	10,280.26	0.07%
RECUPERACION DE ACEITE		925.50	18,043.47	1,445.05	1,735.10	19,420.73	37,752.98	17,122.34	1,683.21	4,256.66	102,385.04	0.72%
PLANTA DE AGUA DE COL		1,089.21	766.87	6,295.91	2,996.00	3,568.60	3,321.22	2,864.00	984.57	3,206.65	25,093.03	0.18%
PLANTA DE FUERZA		793.75	293.72	1,326.61	7,038.79	2,764.42	1,506.94	4,454.31	1,178.17	1,333.54	20,690.25	0.14%
PLANTA DE VAPOR		1,926.79	3,111.41	9,040.61	4,649.76	2,915.03	8,012.28	8,579.94	2,623.18	25,198.65	66,057.65	0.46%
MANTENIMIENTO SERVICIOS LABORATORIO		3,323.75	1,473.56	790.47	2,045.24	2,916.81	904.48	3,261.85	550.76	1,411.85	16,678.77	0.12%
TALLERES		4,712.04	4,018.66	7,692.63	9,947.96	15,302.22	9,254.60	13,093.06	8,513.06	21,333.68	93,867.91	0.66%
DESAGUE		397.93	29.08	35.55	133.99	157.35	428.73	482.89	600.28	1,101.35	3,367.15	0.02%
SEGURIDAD INDUSTRIAL		258.72	51.60	256.35	189.12	369.85	476.23	235.41	129.47	542.80	2,509.55	0.02%
VEHICULOS DE PLANTA				844.96	1,021.00	507.27	822.40	91.24	42.89	269.57	3,599.33	0.03%
OFICINAS Y OTROS		260.19	435.14	1,894.73	2,487.78	1,099.95	2,268.07	8,146.74	3,424.65	2,722.40	22,739.65	0.16%
ALMACENES		11.67	1,172.30	475.13	582.32	517.85	277.13	304.61	802.77	1,504.29	5,648.07	0.04%
SISTEMA DE AIRE COMPRI		2,570.11	819.54	874.46	2,114.91	1,535.29	3,423.25	1,054.41	2,297.71	4,936.55	19,626.23	0.14%
GASTOS ADMINISTRATIVOS		1,118.46	1,511.00	3,306.12	3,342.74	9,879.40	1,399.19	2,777.76	1,174.75	10,249.88	34,759.30	0.24%
ADMINISTRACION PLANTA		94.96		5.33	76.10	1,235.26	159.60	-	40.54	6.84	1,618.63	0.01%
GERENCIA DE OPERACIONE		20,507.79	20,819.55	41,056.96	39,637.17	62,952.28	41,527.71	50,071.39	47,258.16	53,232.27	377,063.28	2.64%
GERENCIA DE CONTROL DE CA		16,162.66	15,080.26	35,222.80	34,247.34	57,409.07	36,438.62	44,741.18	40,827.18	48,281.21	328,410.32	2.30%
DEPRECIACION		3,017.58	3,884.72	5,100.87	3,845.41	3,784.18	3,432.23	3,732.10	4,775.66	3,179.65	34,752.39	0.24%
SEGUROS		1,327.56	1,854.57	733.29	1,544.42	1,759.03	1,656.85	1,598.11	1,655.32	1,771.42	13,900.57	0.10%
INCENDIO		77,498.00	77,498.00	77,498.00	77,498.00	77,498.00	77,498.00	77,498.00	77,498.00	77,498.00	697,482.00	4.87%
UNIDADES DE TRANSPORTES		84.81	84.81	3,040.91	6,694.56	3,572.46	1,673.64	1,901.28	4,788.78	4,359.37	26,200.62	0.18%
OTROS					4,901.04	1,225.26	1,225.26	1,225.26	1,225.26	1,225.26	11,027.34	0.08%
Total de Costos Fijos		155,736.34	173,567.22	202,184.49	206,612.51	248,063.15	223,800.94	243,092.94	198,070.81	244,721.03	1,895,849.41	13.25%
Costo Total		643,411.08	1,231,900.72	2,424,539.91	2,933,718.49	2,428,676.69	2,598,775.46	1,381,183.39	335,217.31	330,064.63	14,307,487.68	100.00%
HARINA PRODUCIDA (Ton.)		1,650.60	3,735.00	7,620.45	9,619.85	7,639.25	8,367.45	3,894.50	368.00	238.00	43,133.10	

Tabla 10. Costos Variables y Fijos por Tonelada de harina de Pescado Antes de Instalar el Segundo Secador en la Primera Etapa de Secado Durante Enero a Septiembre del 2001 (US\$)

Rubro	Meses	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	COSTOS x Ton. ENE. SEP. 2001
		<i>Costos Variables</i>	295.45	283.36	291.63	283.49	285.45	283.83	292.23	372.68	358.59
MATERIA PRIMA	240.31	228.45	245.97	236.49	235.87	231.04	224.96	236.14	244.96	235.45	
GASTOS DE FABRICACION	53.61	52.88	43.11	45.56	48.27	50.84	65.80	134.57	112.87	50.53	
COMBUSTIBLES	42.38	37.26	32.29	30.91	35.10	37.01	41.17	66.13	42.81	35.36	
INSUMOS	3.20	3.20	3.05	2.97	2.84	2.89	2.95	3.05	3.05	2.97	
ENVASES	5.06	4.72	4.03	4.15	4.00	3.94	3.77	4.02	3.79	4.11	
SUMINISTROS	0.16	3.13	0.43	5.07	3.25	3.84	12.87	36.61	39.07	4.49	
PRODUCTOS QUIMICOS	2.01	2.96	1.64	1.95	2.22	1.86	3.65	10.36	10.31	2.29	
CONTROL DE CALIDAD	0.25	0.62	0.36	0.07	0.12	0.16	0.37	1.29	2.94	0.26	
ACARREO	0.56	0.33	0.80	0.44	0.74	1.14	0.53	0.85	0.21	0.70	
OTROS	-	0.67	0.52	-	-	-	0.50	12.26	10.69	0.36	
MANO DE OBRA VARIABLE	1.53	2.02	2.55	1.43	1.31	1.95	1.47	1.96	0.76	1.77	
Total de Costos Variables	295.45	283.36	291.63	283.49	285.45	283.83	292.23	372.68	358.59	287.75	
<i>Costos Fijos</i>	94.35	46.47	26.53	21.48	32.47	26.75	62.42	538.24	1,028.24	43.95	
MANO DE OBRA FIJA	21.92	9.81	4.85	3.88	5.10	2.95	11.03	86.27	89.86	7.11	
MANTENIMIENTO PLANTA	10.15	9.24	4.72	3.69	6.52	8.26	14.79	76.81	281.14	9.14	
SISTEMA DE RECEPCION Y	2.73	1.85	1.32	0.66	1.29	1.27	2.70	26.93	59.62	1.92	
COCINADO Y Prensado	0.50	0.33	0.32	0.50	0.31	0.24	1.14	12.08	46.12	0.78	
SECADO	1.99	0.59	0.37	0.55	0.72	0.38	0.82	18.30	19.55	0.85	
MOLIENDA Y ENSAQUE	0.04	0.13	0.24	0.06	0.06	0.22	0.81	0.42	7.08	0.24	
RECUPERACION DE SOLIDOS	0.56	4.83	0.19	0.18	2.54	4.51	4.40	4.57	17.89	2.37	
RECUPERACION DE ACEITE	0.66	0.21	0.83	0.31	0.47	0.40	0.74	2.68	13.47	0.58	
PLANTA DE AGUA DE COL	0.48	0.08	0.17	0.73	0.36	0.18	1.14	3.20	5.60	0.48	
PLANTA DE FUERZA	1.17	0.83	1.19	0.48	0.38	0.96	2.20	7.13	105.88	1.53	
PLANTA DE VAPOR	2.01	0.39	0.10	0.21	0.38	0.11	0.84	1.50	5.93	0.39	
MANTENIMIENTO SERVICIOS	2.85	1.08	1.01	1.03	2.00	1.11	3.36	23.13	89.64	2.18	
LABORATORIO	0.24	0.01	0.00	0.01	0.02	0.05	0.12	1.63	4.63	0.08	
TALLERES	0.16	0.01	0.03	0.02	0.05	0.06	0.06	0.35	2.28	0.06	
DESAGUE	-	-	0.11	0.11	0.07	0.10	0.02	0.12	1.13	0.08	
SEGURIDAD INDUSTRIAL	0.16	0.12	0.25	0.26	0.14	0.27	2.09	9.31	11.44	0.53	
VEHICULOS DE PLANTA	0.01	0.31	0.06	0.06	0.07	0.03	0.08	2.18	6.32	0.13	
OFICINAS Y OTROS	1.56	0.22	0.11	0.22	0.20	0.41	0.27	6.24	20.74	0.46	
ALMACENES	0.68	0.40	0.43	0.35	1.29	0.17	0.71	3.19	43.07	0.81	
SISTEMA DE AIRE COMPRI	0.06	-	0.00	0.01	0.16	0.02	-	0.11	0.03	0.04	
GASTOS ADMINISTRATIVOS	12.42	5.57	5.39	4.12	8.24	4.96	12.86	128.42	223.67	8.74	
ADMINISTRACION PLANTA	9.79	4.04	4.62	3.56	7.52	4.35	11.49	110.94	202.86	7.61	
GERENCIA DE OPERACIONE	1.83	1.04	0.67	0.40	0.50	0.41	0.96	12.98	13.36	0.81	
GERENCIA DE CONTROL DE CA	0.80	0.50	0.10	0.16	0.23	0.20	0.41	4.50	7.44	0.32	
DEPRECIACION	46.95	20.75	10.17	8.06	10.14	9.26	19.90	210.59	325.62	16.17	
SEGUROS	0.05	0.02	0.40	0.70	0.47	0.20	0.49	13.01	18.32	0.61	
INCENDIO	-	-	-	0.51	0.16	0.15	0.31	3.33	5.15	0.26	
UNIDADES DE TRANSPORTES	-	-	-	0.12	0.04	0.04	0.08	0.81	1.26	0.06	
OTROS	0.05	0.02	0.40	0.06	0.27	0.02	0.10	8.87	11.91	0.29	
Total de Costos Fijos	94.35	46.47	26.53	21.48	32.47	26.75	62.42	538.24	1,028.24	43.95	
Costo Total	389.80	329.83	318.16	304.97	317.92	310.58	354.65	910.92	1,386.83	331.71	

costo por tonelada de harina de pescado durante enero a septiembre del 2001. El costo total fue US\$ 14'307,487.68 considerando una producción total de 43,133.10 toneladas de harina de pescado durante el periodo analizado. Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 331.71.

Los costos variables se calcularon en US\$ 12'411,638.27 representando el 86.75% del costo total durante Enero a Septiembre del 2001. Asimismo, el costo variable por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 287.75.

Dentro de los costos variables durante Enero a Septiembre del 2001, el rubro que significó el mayor costo fue el de la materia prima con 70.98% del costo total, seguido por los gastos de fabricación con 15.23%, dentro de este rubro el combustible representó el 10.66%; siendo los dos rubros más importantes en la estructura de costo. Los rubros de suministros, envases, insumos, productos químicos, acarreo, otros y control de calidad significaron el 1.35%, 1.24%, 0.9%, 0.69%, 0.21%, 0.11% y 0.08% respectivamente. Por último, la mano de obra variable representó el 0.53% del costo total.

Los costos fijos se calcularon en US\$ 1'895,849.41 significando el 13.25% del costo total durante Enero a Septiembre del 2001. Asimismo, el costo fijo por tonelada de harina de pescado se calculó en US\$ 43.95.

Dentro de los costos fijos, el rubro que representó el mayor costo fue la depreciación con 4.87% del costo total, seguido por el mantenimiento de planta con 2.76%, dentro de este rubro la recuperación de sólidos representó el mayor porcentaje en 0.72%; siendo los dos rubros más importantes en la estructura de costo. Dentro del rubro de mantenimiento de planta; el sistema de recepción y descarga de pescado, planta de fuerza, secado, cocinado y prensado, recuperación de aceite, planta de agua de cola, planta de vapor y molienda y ensaque significaron el 0.58%, 0.46%, 0.26%, 0.23%, 0.18%, 0.14%, 0.12%, y 0.07% respectivamente. Además, los gastos administrativos representando el 2.64% del costo total, dentro de este rubro la administración de planta, gerencia de operaciones y gerencia de control de calidad representaron el 2.3%, 0.24% y 0.1% respectivamente. En cuanto la mano de obra fija significó el 2.14%. De igual manera, el mantenimiento de servicios representó

el 0.66% del costo total, dentro de este rubro el mantenimiento de los almacenes representó el 0.24%; seguridad industrial en 0.16%; oficinas y otros en 0.14%; vehículos de planta en 0.04%; desagüe en 0.03%; laboratorio y talleres en 0.02% y el sistema de aire comprimido en 0.01%. Finalmente, los seguros representaron el 0.18% del costo total.

Por otro lado, el periodo donde se incurrió el mayor costo total de harina de pescado fue en el mes de Abril con un monto de US\$ 2'933,718.49 debido a la mayor producción de harina de pescado que alcanzó 9,619.85 toneladas por presentar una mayor disponibilidad de la materia prima. Asimismo, los costos totales se incrementaron en 21.0% con respecto al periodo anterior debido al aumento de la disponibilidad del recurso. Así, los costos variables y fijos alcanzaron el 92.96% y el 7.04% del costo total respectivamente. Dentro de los costos variables, la materia prima representó el mayor porcentaje con 77.55% del costo total; por la mayor abundancia del recurso. Los gastos de fabricación significaron el 14.94%; dentro de este rubro el combustible presentó el mayor porcentaje con 10.14% con respecto al costo total, la razón fue por el mayor consumo de petróleo y el alto monto en comparación a los otros rubros de los gastos de fabricación. Estos dos rubros resultaron ser los más importantes en la estructura de costo. Finalmente, la mano de obra variable representó en 0.47%. En los costos fijos, la depreciación significó el más alto porcentaje con 2.64% del costo total; seguido por los gastos administrativos con 1.35%, mano de obra fija con 1.27%. Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 304.97.

Mientras que, el periodo en que se incurrió en menor costo total fue en de Septiembre del 2001 con un monto de US\$ 330,064.63; debido a que se reportó la menor producción de harina de pescado, de 238 toneladas resultado de haberse tenido una menor disponibilidad de la materia prima; así como, estar en temporada de veda decretada por el MYPE. Asimismo, los costos totales disminuyeron en 1.5% con respecto al mes anterior; debido por la escasez del recurso. Así, los costos variables y fijos alcanzaron el 25.86% y el 74.14% del costo total, respectivamente. Dentro de los costos variables, el rubro de materia prima representó el mayor porcentaje con 17.66% del costo total; a pesar de la disminución de la disponibilidad del recurso; los gastos de fabricación con 8.14%; dentro de éste rubro el

combustible registró el mayor porcentaje con 3.09% debido al mayor gasto de este rubro. Siendo estos dos rubros los más importantes en la estructura de costo. La mano de obra variable representó el 0.06%. En los costos fijos, la depreciación significó el mayor porcentaje con 23.48%, seguido por el mantenimiento de la planta con 20.27% del costo total; dentro de este rubro la planta de fuerza significó el mayor porcentaje con 7.63%; debido porque en este periodo aumentaron los gastos para mantener operativo los grupos electrógenos por presentarse fallas técnicas; siendo los dos rubros más importantes en la estructura de costo. Además, los gastos administrativos significaron en 16.13%, mano de obra fija en 6.48%, mantenimiento de servicios en 6.46% del costo total y finalmente los seguros representaron el 1.32% con respecto al costo total. Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 1386.83.

En Enero del 2001, se obtuvo una producción de 1650.60 toneladas de harina de pescado, incurriéndose los costos totales en US\$ 643,411.08 de los cuales el 75.8% significó en costos variables y el 24.20% en costos fijos. Dentro de los costos variables, el rubro de la materia prima representó el mayor porcentaje con 61.65% del costo total; debido a la disponibilidad de la materia prima; seguido por los costos de fabricación con 13.75%; dentro de este rubro el combustible presentó el mayor porcentaje con 10.87%; la razón fue por el consumo y valor del petróleo; siendo estos dos rubros los más importantes en la estructura de costo. Asimismo, en los costos fijos el rubro de depreciación representó el más alto porcentaje con 12.04% del costo total, seguido por la mano de obra fija con 5.62%, siendo los dos rubros más principales en la estructura de costo. Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 389.80.

En Febrero del 2001 se presentó una producción de 3,735 toneladas de harina de pescado observándose un incremento del 126.28% con respecto al mes anterior. Los costos totales fueron de US\$ 1'231,900.72 de los cuales el 85.91% significó en costos variables y el 14.09% en costos fijos. Asimismo, los costos totales aumentaron en 91.5% con respecto al periodo anterior, debido al incremento de la producción de harina de pescado por una mayor abundancia de la materia prima. Dentro de los costos variables, el rubro de la materia prima significó el mayor porcentaje con 69.26%; debido a la disponibilidad de la materia, así como su alto

valor al respecto a los demás rubros; seguido por los costos de fabricación con 16.03%; dentro de este rubro el combustible registró el mayor porcentaje con 11.3%; la razón fue al mayor gasto en combustible para los secadores, calderos y grupos electrógenos; así como por el costo del petróleo. Estos dos rubros fueron los más importantes en la estructura de costo. Asimismo, en los costos fijos, el rubro de depreciación representó el más alto porcentaje con 6.29% seguido por la mano de obra fija con 2.97% del costo total; siendo los dos rubros principales de la estructura de costo. Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 329.83.

En Marzo del 2001, se obtuvo una producción de 7,620.45 toneladas de harina de pescado observándose un incremento del 104.03% con respecto al mes anterior. Los costos totales fueron US\$ 2'424,539.91 de los cuales el 91.66% significó en costos variables y el 8.34% en costos fijos. Asimismo, los costos totales se incrementaron en 96.8% con respecto al periodo anterior, debido por el aumento de la materia prima que originó un incremento en los costos variables. Dentro de los costos variables el rubro de materia prima representó el mayor porcentaje con 77.31% del costo total debido al alto gasto; seguido por los gastos de fabricación con 13.55%; dentro de este rubro, el combustible significó el mayor porcentaje con 10.15% del costo total, por el mayor gasto producido ante el aumento en el consumo de petróleo y el incremento de la disponibilidad de la materia prima. Estos dos rubros fueron los más importantes de la estructura de costo. En los costos fijos, el rubro de depreciación representó el más alto porcentaje con 3.2% del costo total; seguido por los gastos administrativos con 1.69%; siendo estos dos rubros los más importantes en la estructura de costo. Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 318.16.

En Mayo del 2001, se presentó una producción de 7,639.25 toneladas de harina de pescado observándose una disminución del 20.57% con respecto al mes anterior. Los costos totales fueron US\$ 2'428,676.69 de los cuales el 89.79% significó en costos variables y el 10.21% en costos fijos. Así los costos totales disminuyeron en 17.2% con respecto al periodo anterior, debido a la disminución de la materia prima que produjo una disminución en los costos variables. Dentro de los costos variables, el rubro de materia prima representó el mayor porcentaje con 74.19% debido al alto

gasto, originado por la disponibilidad de ésta; seguido por los costos de fabricación en un 15.18%; dentro de este rubro el combustible representó el mayor porcentaje en un 11.04% del costo total; originado por el mayor costo de combustible. Estos dos rubros fueron los más importantes en la estructura de costo. En los costos fijos, el rubro de depreciación significó el más alto porcentaje con 3.19% seguido por los gastos administrativos con 2.59% respecto al costo total; Estos dos rubros fueron los más importantes en la estructura de costo. Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 317.92.

En Junio del 2001, se obtuvo una producción de 8,367.45 toneladas de harina de pescado observándose un incremento del 9.53% con respecto al mes anterior. Los costos totales fueron US\$ 2'598,775.46 de los cuales el 91.39% representó en costos variables y el 8.61% en costos fijos. Asimismo, los costos totales se incrementaron en 7.0% con respecto al periodo anterior, la razón fue el incremento en la disponibilidad de la materia prima, ocasionando el aumento en los costos variables. Dentro de los costos variables, el rubro de la materia prima significó el mayor porcentaje con 74.39% debido por el mayor gasto, seguido por los costos de fabricación con 16.37%; dentro de este rubro el combustible significó el mayor porcentaje con 11.92% del costo total, la razón fue porque en este período se incrementó el consumo del combustible para los equipos por causa del aumento de la materia prima procesada. Estos dos rubros fueron los más importantes en la estructura de costo. En los costos fijos, el rubro de depreciación representó el mayor porcentaje con 2.98%, seguido por el mantenimiento de planta en 2.66% del costo total, siendo estos dos rubros los más importantes en la estructura de costo. Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 310.58.

En el mes de Julio del 2001 se reportó una producción de 3,894.50 toneladas de harina de pescado observándose una disminución del 53.46% con respecto al mes anterior. Los costos totales fueron en US\$ 1'381,183.39 de los cuales el 82.40% significó en costos variables y el 17.60% en costos fijos. Así los costos totales disminuyeron en un 46.9% con respecto al periodo anterior, debido a la disminución de la materia prima que produjo una baja en los costos variables. Dentro de los costos variables, el rubro de materia prima representó el mayor porcentaje con 63.43%; la razón fue al consumo y costo de la materia prima; seguido por los costos

de fabricación con 18.55%, dentro de este rubro el combustible representó el mayor porcentaje con 11.61% del costo total; por el alto costo de los combustibles, a pesar que hubo una disminución en la producción de harina de pescado. Siendo estos dos rubros los más principales en la estructura de costo. En los costos fijos, el rubro de depreciación representó el más alto porcentaje con 5.16%, seguido por el mantenimiento de planta con 4.17% del costo total; siendo estos dos rubros los más importantes en la estructura de costo. Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 354.65.

Finalmente, en Agosto del 2001, se obtuvo una producción de 368 toneladas de harina de pescado observándose una drástica disminución en 90.55% con respecto al mes anterior. Los costos totales fueron en US\$ 335,217.31 de los cuales el 40.91% significó en costos variables y el 59.09% en costos fijos. Asimismo, los costos totales disminuyeron en 75.7% con respecto al periodo anterior la razón fue por la veda decretada por el MIPRE durante dicho periodo donde se suspendió la extracción de la anchoveta, permitiendo solo la producción de otras especies. Dentro de los costos variables, el rubro de materia prima representó el mayor porcentaje con 25.92% donde se explica por el alto costo de la materia prima; seguido por los costos de fabricación con 14.77%; dentro de este rubro el combustible significó el mayor porcentaje con 7.26% del costo total; debido al mayor costo en comparación a los otros rubros del costo variable. Siendo estos dos rubros los más importantes en la estructura de costo. En los costos fijos, el rubro de depreciación representó el mayor porcentaje con 23.12% del costo total; seguido por los gastos administrativos con 14.10. Estos dos rubros fueron los más importantes en la estructura de costo. Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 910.92.

b. Después de instalar el segundo secador en la primera etapa de secado

En las Tablas 11 y 12, se muestran los costos totales; así como, el costo por tonelada de harina de pescado después de instalar el segundo secador en la primera etapa de secado durante Octubre a Diciembre del 2001. Se consideró este periodo debido a que los meses posteriores no hubo producción debido por la escasez de la materia prima. Asimismo, es conveniente señalar que en los meses de Noviembre y

Tabla 11. Costos Variables y Fijos Totales de Harina de Pescado Despues de Instalar el Segundo Secador en La Primera etapa de Secado, durante Octubre a Diciembre del 2001 (US\$)

Rubros	Meses	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL	PORCENTAJE
Costos Variables		933,166.62	42,437.58	69,547.33	1,045,151.52	55.74%
MATERIA PRIMA		757,735.00	14,190.00	25,575.00	797,500.00	42.53%
COSTOS DE FABRICACION		171,895.66	26,528.18	43,882.23	242,306.06	12.92%
COMBUSTIBLES		128,673.46	4,867.48	6,939.66	140,480.60	7.49%
INSUMOS		10,017.29	44.72	326.27	10,388.28	0.55%
ENVASES		11,893.19	383.86	403.64	12,680.69	0.68%
SUMINISTROS		9,630.52	14,830.65	35,230.47	59,691.64	3.18%
PRODUCTOS QUIMICOS		8,218.73	3,082.11	394.84	11,695.68	0.62%
CONTROL DE CALIDAD		1,331.55	2,337.56	469.93	4,139.04	0.22%
ACARREO		1,045.55	747.10	9.92	1,802.57	0.10%
OTROS		1,085.37	234.70	107.50	1,427.57	0.08%
MANO DE OBRA VARIABLE		3,535.96	1,719.40	90.10	5,345.46	0.29%
Total de Costos Variables		933,166.62	42,437.58	69,547.33	1,045,151.52	55.74%
Costos Fijos		219,035.76	216,484.00	394,371.16	829,890.92	44.26%
MANO DE OBRA FIJA		35,888.59	29,037.29	87,571.59	152,497.47	8.13%
MANTENIMIENTO PLANTA		41,593.25	38,583.43	43,848.54	124,025.21	6.61%
SISTEMA DE RECEPCION Y		9,316.30	5,416.52	7,714.57	22,447.38	1.20%
COCINADO Y PRENSADO		7,217.54	3,777.26	4,184.05	15,178.85	0.81%
SECADO		7,753.77	4,604.50	493.70	12,851.97	0.69%
MOLIENDA Y ENSAQUE		1,870.07	2,229.08	375.98	4,475.13	0.24%
RECUPERACION DE SOLIDOS		1,705.10	16,419.84	17,141.13	35,266.07	1.88%
RECUPERACION DE ACEITE		5,395.55	1,920.88	6,315.59	13,632.02	0.73%
PLANTA DE AGUA DE COL		1,606.78	470.61	1,097.25	3,174.64	0.17%
PLANTA DE FUERZA		4,567.54	2,634.96	5,013.13	12,215.63	0.65%
PLANTA DE VAPOR		2,160.60	1,109.78	1,513.14	4,783.52	0.26%
MANTENIMIENTO SERVICIOS		16,113.37	18,244.92	9,278.88	43,637.17	2.33%
LABORATORIO		379.50	684.81	861.03	1,925.34	0.10%
TALLERES		1,872.40	242.69	174.48	2,289.57	0.12%
DESAGUE		521.59		1,333.17	1,854.76	0.10%
SEGURIDAD INDUSTRIAL		935.23	4,269.74	2,885.58	8,090.55	0.43%
VEHICULOS DE PLANTA		2,644.11	1,155.72	660.42	4,460.25	0.24%
OFICINAS Y OTROS		2,919.18	2,704.90	2,628.94	8,253.02	0.44%
ALMACENES		6,724.43	9,187.06	735.26	16,646.75	0.89%
SISTEMA DE AIRE COMPRI		116.93			116.93	0.01%
GASTOS ADMINISTRATIVOS		43,510.72	44,143.73	168,776.54	256,430.99	13.68%
ADMINISTRACION PLANTA		38,764.82	39,234.73	163,639.59	241,639.14	12.89%
GERENCIA DE OPERACIONE		3,229.19	3,483.15	3,421.18	10,133.53	0.54%
GERENCIA DE CONTROL DE CA		1,516.71	1,425.84	1,715.77	4,658.32	0.25%
DEPRECIACION		79,443.00	79,443.00	79,443.00	238,329.00	12.71%
SEGUROS		2,486.83	7,031.64	5,452.62	14,971.09	0.80%
INCENDIO		1,225.26	1,906.38	4,272.19	7,403.83	0.39%
UNIDADES DE TRANSPORTES		299.75	299.75	299.75	899.25	0.05%
OTROS		961.82	4,825.51	880.68	6,668.01	0.36%
Total deCostos Fijos		219,035.76	216,484.00	394,371.16	829,890.92	44.26%
Costos Totales		1,152,202.37	258,921.58	463,918.49	1,875,042.44	100.00%
HARINA PRODUCIDA (Ton.)		3,266.00	63.00	106.00	3,435.00	

Tabla 12. Costos Variables y Fijos por Tonelada de Harina de Pescado Despues Instalar el Segundo Secador en La Primera Etapa de Secado, Durante Octubre a Diciembre del 2001 (US\$)

Rubros	Meses	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	COSTOSxTon.
					OCT.-DIC.2001
Costos Variables		285.72	673.61	656.11	304.27
MATERIA PRIMA		232.01	225.24	241.27	232.17
COSTOS DE FABRICACION		52.63	421.08	413.98	70.54
COMBUSTIBLES		39.40	77.26	65.47	40.90
INSUMOS		3.07	0.71	3.08	3.02
ENVASES		3.64	6.09	3.81	3.69
SUMINISTROS		2.95	235.41	332.36	17.38
PRODUCTOS QUIMICOS		2.52	48.92	3.72	3.40
CONTROL DE CALIDAD		0.41	37.10	4.43	1.20
ACARREO		0.32	11.86	0.09	0.52
OTROS		0.33	3.73	1.01	0.42
MANO DE OBRA VARIABLE		1.08	27.29	0.85	1.56
Total de Costos Variables		285.72	673.61	656.11	304.27
Costos Fijos		67.07	3,436.25	3,720.48	241.60
MANO DE OBRA FIJA		10.99	460.91	826.15	44.40
MANTENIMIENTO PLANTA		12.74	612.44	413.67	36.11
SISTEMA DE RECEPCION Y		2.85	85.98	72.78	6.53
COCINADO Y PRENSADO		2.21	59.96	39.47	4.42
SECADO		2.37	73.09	4.66	3.74
MOLIENDA Y ENSAQUE		0.57	35.38	3.55	1.30
RECUPERACION DE SOLIDOS		0.52	260.63	161.71	10.27
RECUPERACION DE ACEITE		1.65	30.49	59.58	3.97
PLANTA DE AGUA DE COL		0.49	7.47	10.35	0.92
PLANTA DE FUERZA		1.40	41.82	47.29	3.56
PLANTA DE VAPOR		0.66	17.62	14.27	1.39
MANTENIMIENTO SERVICIOS		4.93	289.60	87.54	12.70
LABORATORIO		0.12	10.87	8.12	0.56
TALLERES		0.57	3.85	1.65	0.67
DESAGUE		0.16		12.58	0.54
SEGURIDAD INDUSTRIAL		0.29	67.77	27.22	2.36
VEHICULOS DE PLANTA		0.81	18.34	6.23	1.30
OFICINAS Y OTROS		0.89	42.93	24.80	2.40
ALMACENES		2.06	145.83	6.94	4.85
SISTEMA DE AIRE COMPRI		0.04			0.03
GASTOS ADMINISTRATIVOS		13.32	700.69	1,592.23	74.65
ADMINISTRACION PLANTA		11.87	622.77	1,543.77	70.35
GERENCIA DE OPERACIONE		0.99	55.29	32.28	2.95
GERENCIA DE CONTROL DE CA		0.46	22.63	16.19	1.36
DEPRECIACION		24.32	1,261.00	749.46	69.38
SEGUROS		0.76	111.61	51.44	4.36
INCENDIO		0.38	30.26	40.30	2.16
UNIDADES DE TRANSPORTES		0.09	4.76	2.83	0.26
OTROS		0.29	76.60	8.31	1.94
Total deCostos Fijos		67.07	3,436.25	3,720.48	241.60
Costos Totales		352.79	4,109.87	4,376.59	545.86

Diciembre se presentó una drástica disminución de la producción de harina de pescado. Los costos totales que se incurrió fue US\$ 1'875,044.44 considerándose una producción total de 3,435 toneladas de harina de pescado durante el periodo señalado. Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 545.86.

Los costos variables se calcularon en US\$ 1'045,152.49 representando el 55.74% del costo total durante Octubre a Diciembre del 2001. Dentro de los costos variables el rubro que representó el mayor costo fue la materia prima con 42.53% del costo total; luego los gastos de fabricación con 12.92%, dentro de este rubro, el combustible presentó el 7.49%, siendo estos dos rubros los más importantes en la estructura de costo. Los rubros de suministros, envases, productos químicos, insumos, control de calidad, acarreo y otros significaron el 3.18%, 0.68%, 0.62%, 0.55%, 0.22%, 0.1% y 0.08% respectivamente. Finalmente, la mano de obra variable representó el 0.29% del costo total. Asimismo, el costo variable por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 304.27.

Los costos fijos se calcularon en US\$ 829,891.95 durante Octubre a Diciembre del 2001 significando el 44.26% de costo total.

Dentro de los costos fijos, el rubro que representó el mayor costo fue los gastos administrativos con 13.68%; dentro de este rubro la administración de la planta representó el mayor porcentaje con 12.89%; seguido por el rubro de depreciación con 12.71% del costo total. Estos dos rubros fueron los más importantes en la estructura de costo. Asimismo, la mano de obra fija significó en 8.13%, mantenimiento de planta en 6.61% y el mantenimiento de servicios con 2.33% con respecto al costo total. Asimismo, el costo fijo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 241.60.

Por otro lado, el periodo donde se incurrió el mayor costo total de la harina de pescado fue en el mes de Octubre con un monto de US\$ 1'152,202.37; debido a que se presentó la mayor producción de harina de pescado, que alcanzó las 3,266 toneladas por presentar una mayor disponibilidad de la materia prima. Así, los costos variables y fijos alcanzaron el 80.99% y 19.01% del costo total

respectivamente. Dentro de los costos variables, el rubro de materia prima presentó el mayor porcentaje con 65.76% del costo total; debido a la mayor producción de harina de pescado para este periodo originado por la buena disponibilidad de la materia prima; seguido por los costos de fabricación con 14.92% del costo total; dentro de este rubro, los combustibles representaron el más alto porcentaje con 11.17% del costo total; la razón fue por el mayor gasto y consumo de petróleo en los calderos, secadores y grupos electrógenos. Estos dos rubros fueron los más importantes en la estructura de costo. En los costos fijos, el rubro de depreciación representó el más alto porcentaje con 6.89% del costo total; seguido por los gastos administrativos con 3.78%; dentro de este rubro la administración de planta representó el mayor porcentaje con 3.36% del costo total; debido por el mayor gasto de los sueldos del personal administrativo y al pago de sus beneficios. Estos dos rubros fueron los más importantes en la estructura de costo. Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 352.79.

Mientras que, el periodo en que se incurrió el menor costo total fue el mes de Noviembre del 2001 con un monto de US\$ 258,921.58, debido a que se reportó drástica disminución en la producción de harina de pescado de 63 toneladas observándose una disminución del 98.07% con respecto al mes anterior; debido a que hubo una ausencia de la materia prima durante ese periodo. Asimismo, los costos totales disminuyeron en 77.53% con respecto al mes anterior debido a la disminución de la producción de harina de pescado por causa de una menor disponibilidad de la materia prima. Así, los costos variables y fijos alcanzaron el 16.39% y 83.61% del costo total, respectivamente. Dentro de los costos variables, el rubro de gastos de fabricación representó el mayor porcentaje con 10.25% del costo total; dentro de este rubro los suministros significaron el mayor porcentaje con 5.73% del costo total; debido por el aumento del gasto de la energía eléctrica contratada; seguido por el rubro de materia prima en un 5.48% del costo total. Estos rubros fueron los más importantes de la estructura de costo. En los costos fijos, el rubro de depreciación significó el mayor porcentaje con 30.68% del costo total; seguido por los gastos administrativos con 17.05%; dentro de este rubro la administración de planta representó el mayor porcentaje con 15.15% del costo total siendo estos dos rubros los más importantes en la estructura del costo total.

Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 4,109.87.

Finalmente, en Diciembre del 2001 se obtuvo una producción de 106 toneladas de harina de pescado observándose un incremento del 68.25% con respecto al mes anterior. Los costos totales fueron US\$ 463,918.49 de los cuales el 14.99% representó en costos variables y el 85.01% en costos fijos. Asimismo, los costos totales aumentaron en 79.17% con respecto al periodo anterior, porque se produjo un ligero aumento en la producción de la harina de pescado debido al incremento de la disponibilidad del recurso. Dentro de los costos variables, el rubro de costos de fabricación significó el mayor porcentaje con 9.46% del costo total; dentro de este rubro, los suministros representaron el más alto porcentaje con 7.59% del costo total; debido al incremento de este rubro del 137.55% con respecto al mes anterior ocasionado por el mayor gasto en el pago de la energía eléctrica contratada; seguido por el rubro de materia prima con 5.51% del costo total; siendo estos dos rubros los más importantes en la estructura de costo. En los costos fijos el rubro de gastos administrativos significó el mayor porcentaje con 36.38% del costo total; dentro de este rubro, la administración de planta representó el mayor porcentaje con 35.27% del costo total. Estos dos rubros fueron los más importantes en la estructura de costo. Asimismo, el costo por tonelada de harina de pescado se determinó en US\$ 4,376.59.

4.2.2 Comparación de los costos por tonelada de harina de pescado después y antes de instalar el segundo secador en la primera etapa de secado

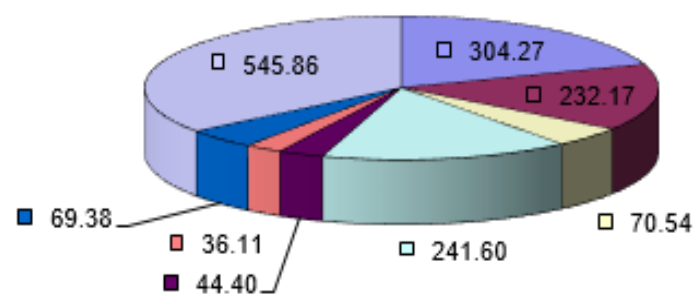
En la Tabla 13 y Figura 5, se compararon los costos por tonelada de harina de pescado después y antes de instalar el segundo secador en la primera etapa de secado, que corresponden al período de Octubre a Diciembre y Enero a Septiembre del 2001, respectivamente.

En la situación después de instalar el segundo secador se determinó los costos por tonelada de harina en US\$ 545.86; comparándolo con la situación anterior se

Tabla 13. Comparación de los Costos por Tonelada de Harina de Pescado Después y Antes de Instalar el Segundo Secador en La Primera Etapa de Secado (US\$)

Rubros	Meses	DESPUES DE INSTALAR EL 2° SECADOR	ANTES DE INSTALAR EL 2° SECADOR	VARIACION (%)
Costos Variables		304.27	287.75	5.74%
MATERIA PRIMA		232.17	235.45	-1.39%
GASTOS DE FABRICACION		70.54	50.53	39.59%
COMBUSTIBLES		40.90	35.36	15.65%
INSUMOS		3.02	2.97	1.73%
ENVASES		3.69	4.11	-10.08%
SUMINISTROS		17.38	4.49	286.72%
PRODUCTOS QUIMICOS		3.40	2.29	48.94%
CONTROL DE CALIDAD		1.20	0.26	371.84%
ACARREO		0.52	0.70	-25.05%
OTROS		0.42	0.36	16.09%
MANO DE OBRA VARIABLE		1.56	1.77	-11.98%
Total de Costos Variables		304.27	287.75	5.74%
Costos Fijos		241.60	43.95	449.67%
MANO DE OBRA FIJA		44.40	7.11	524.13%
MANTENIMIENTO PLANTA		36.11	9.14	294.85%
SISTEMA DE RECEPCION Y		6.53	1.92	240.15%
COCINADO Y PRENSADO		4.42	0.78	467.77%
SECADO		3.74	0.85	338.46%
MOLIENDA Y ENSAQUE		1.30	0.24	446.62%
RECUPERACION DE SOLIDOS		10.27	2.37	332.52%
RECUPERACION DE ACEITE		3.97	0.58	582.17%
PLANTA DE AGUA DE COL		0.92	0.48	92.67%
PLANTA DE FUERZA		3.56	1.53	132.21%
PLANTA DE VAPOR		1.39	0.39	260.14%
MANTENIMIENTO SERVICIOS		12.70	2.18	483.75%
LABORATORIO		0.56	0.08	618.01%
TALLERES		0.67	0.06	1045.62%
DESAGUE		0.54	0.08	547.07%
SEGURIDAD INDUSTRIAL		2.36	0.53	346.76%
VEHICULOS DE PLANTA		1.30	0.13	891.61%
OFICINAS Y OTROS		2.40	0.46	428.03%
ALMACENES		4.85	0.81	501.37%
SISTEMA DE AIRE COMPRI		0.03	0.04	-9.29%
GASTOS ADMINISTRATIVOS		74.65	8.74	753.97%
ADMINISTRACION PLANTA		70.35	7.61	823.92%
GERENCIA DE OPERACIONE		2.95	0.81	266.15%
GERENCIA DE CONTROL DE CA		1.36	0.32	320.80%
DEPRECIACION		69.38	16.17	329.07%
SEGUROS		4.36	0.61	617.51%
INCENDIO		2.16	0.26	743.08%
UNIDADES DE TRANSPORTES		0.26	0.06	318.57%
OTROS		1.94	0.29	571.15%
Total de Costos Fijos		241.60	43.95	449.67%
Costo Total		545.86	331.71	64.56%

DESPUES DE INSTALAR EL SEGUNDO SECADOR



ANTES DE INSTALAR EL SEGUNDO SECADOR

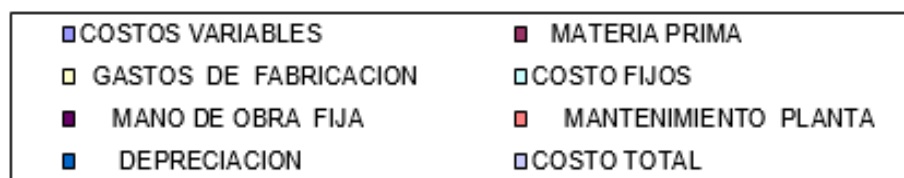
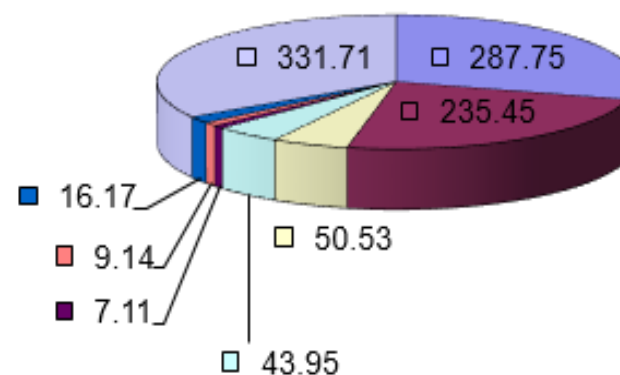


Figura 5. Comparación de los Costos Por Tonelada de Harina de Pescado (US\$)

presentó un incremento de 64.56%; debido al aumento de los costos variables y fijos, respectivamente.

Los costos variables por tonelada de harina después de instalar el segundo secador fue US\$ 304.27 que comparándolo con la situación anterior se observa un incremento de 5.74%. Dentro de estos costos, el rubro que presentó mayor variación fue los gastos de fabricación debido al aumento de los suministros en 286.72%; ocasionado por el mayor consumo de energía eléctrica comprada por tonelada de harina producida; observándose el mayor impacto de este último rubro al instalar el segundo secador. Por otro lado el rubro de combustible presentó una variación del 15.65%, resultando ser poco significativo que el primero.

Por otra parte el rubro de materia prima después de instalar el segundo secador fue US\$ 232.17 que comparándolo con la situación anterior se observa una disminución de 1.39%, debido a la ligera disminución de los rendimientos de 23.69% a 23.37%, para después y antes de instalar el segundo secador respectivamente (Anexos 12 y 13); ocasionando que se produzca mayor harina de pescado con la misma cantidad de materia prima; además, se observa que el precio de la materia prima permanece constante en US\$ 60 por tonelada. Por lo cual este rubro no resultó afectado.

En cuanto, la mano de obra variable después de instalarse el segundo secador se observa una disminución de 11.98%; debido a la disminución en las remuneraciones del personal variable originado por el despido del personal eventual debido a la disminución en la producción de harina de pescado.

En los costos fijos durante la situación después de instalar el segundo secador fue US\$ 241.60; que comparándolo con la situación anterior se observa un incremento de 449.67%; debido al aumento de los gastos administrativos en 753.97%; así como al aumento de las remuneraciones brutas del personal. Asimismo, dentro de estos costos, el rubro de la mano de obra presentó un incremento de 524.13%; originado al aumento de los gastos en la remuneraciones y beneficios sociales del personal estable. Asimismo, el mantenimiento de planta presentó un incremento de 294.85%; debido al aumento de la recuperación de sólidos originado por presentar un incremento en el mantenimiento de las separadoras.

Así, el mantenimiento de servicios se apreció una variación del 483.75%; debido al incremento de los gastos en el mantenimiento de los almacenes. Finalmente, la depreciación presentó un incremento de 329.07%; debido a la instalación del segundo secador en la primera etapa de secado; así como, por la menor harina producida después de la instalación del segundo secador con respecto a la situación anterior.

Por lo antes mencionado, se establece que los costos de producción por tonelada de harina de pescado se incrementaron después de instalar el segundo secador.

4.2.3 Punto de equilibrio

a. Antes de instalar el segundo secador en la primera etapa de secado

En la Tabla 14, se muestra el punto de equilibrio antes de instalar el segundo secador que corresponde al periodo durante Enero a Septiembre del 2001. Durante ese periodo el punto de equilibrio total fue de 10,402.58 toneladas de harina de pescado; con una producción total de 43,133.10 toneladas observándose que la planta se encontraba por arriba del punto de equilibrio. Asimismo, el precio de venta de la harina de pescado se mantuvo constante en US\$ 470.00 por tonelada para el periodo analizado.

Así, en Enero del 2001 fue el período donde se presentó el menor valor del punto de equilibrio en 892.33 toneladas de harina de pescado; debido por el menor gasto de los costos fijos que fue de US\$ 155,736.34 para dicho periodo; causado por presentarse un menor gasto en los rubros de mantenimiento de planta y gastos administrativos cuyos valores fueron US\$ 16,749.93 y US\$ 20,507.79 respectivamente. Asimismo, se registró el menor valor del costo variable unitario que fue de US\$ 295.45 para dicho período.

Para los siguientes meses se observa un crecimiento de los valores del punto de equilibrio originado por el aumento de los costos fijos totales. Asimismo, para el mes de Abril el punto de equilibrio presentó un valor de 1,107.77 toneladas de

Tabla 14. Punto de Equilibrio Mensual Antes de Instalar Segundo Secador, Durante Enero a Septiembre del 2001 (US\$)

Rubros \ Meses	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	TOTAL	PROMEDIO
Harina Producida (Ton. Harina)	1,650.60	3,735.00	7,620.45	9,619.85	7,639.25	8,367.45	3,894.50	368.00	238.00	43,133.10	4,792.57
Precio De Venta	470.00	470.00	470.00	470.00	470.00	470.00	470.00	470.00	470.00	470.00	470.00
Costos Variables Total	487,674.75	1,058,333.51	2,222,355.43	2,727,105.98	2,180,613.54	2,374,974.52	1,138,090.45	137,146.51	85,343.60	12,411,638.29	1,379,070.92
Costos Variable Unitario	295.45	283.36	291.63	283.49	285.45	283.83	292.23	372.68	358.59	287.75	287.75
Costos Fijos Total	155,736.34	173,567.22	202,184.49	206,612.51	248,063.15	223,800.94	243,092.94	198,070.81	244,721.03	1,895,849.43	210,649.94
Costos Total	643,411.09	1,231,900.73	2,424,539.92	2,933,718.49	2,428,676.69	2,598,775.46	1,381,183.39	335,217.32	330,064.63	14,307,487.72	1,589,720.86
Punto Equilibrio (Ton. Harina)	892.23	929.94	1,133.51	1,107.77	1,344.14	1,202.16	1,367.46	2,035.27	2,196.51	10,402.58	1,155.84
Punto Equilibrio	419,348.87	437,069.82	532,751.93	520,650.42	631,746.53	565,017.04	642,705.74	956,576.06	1,032,360.89	4,889,214.23	543,246.03

Elaboracion Propia (2002)

harina; presentando en este período la mayor producción de harina de pescado en 9,619.85 toneladas. Además, el costo variable unitario reportó un valor de US\$ 283.49 y costos fijos totales en US\$ 206,612.51 para dicho período. En los meses siguientes, se observa un crecimiento del punto de equilibrio; debido al aumento de los costos unitarios, originado por la disminución de la disponibilidad de la materia prima. En Septiembre se presentó el máximo valor del punto de equilibrio en 2,196.51 toneladas de harina; debido al alto valor del costo variable unitario que fue de US\$ 338.59; causado por la menor producción de harina de pescado en 238 toneladas para dicho período. Asimismo, se reportó el mayor valor de los costos fijos totales en US\$ 244,721.03; asignado por el mayor gasto en el rubro de mantenimiento de planta destinado a reparar la planta de fuerza principalmente.

b. Después de instalar el segundo secador en la primera etapa de secado

En la Tabla 15, se aprecia el punto de equilibrio después de instalar el segundo secador que corresponde al periodo de Octubre a Diciembre del 2001. Durante ese período el punto de equilibrio total fue de 4,239.88 toneladas de harina de pescado. Asimismo, el precio de venta de la harina de pescado fue de US\$ 500 para Octubre y US\$ 700 para los meses de Noviembre y Diciembre respectivamente. Además, la producción total de harina de pescado fue de 3,435 toneladas para este período, observándose que la planta se encontró por debajo del punto de equilibrio debido a que en los meses de Noviembre y Diciembre se obtuvo la más baja producción de harina de pescado.

Así, en Octubre se presentó el menor valor del punto de equilibrio en 1,022.20 toneladas de harina; debido que el costo variable unitario registró el menor valor de US\$ 285.72; originado por la mayor producción de harina de pescado que alcanzó la cantidad de 3,266 toneladas.

Tabla 15. Punto de Equilibrio Mensual Despues de Instalar el Segundo Secador en La Primera Etapa de Secado, Durante Octubre a Diciembre del 2001

Rubros	Meses	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL	PROMEDIO
Harina Producida (Ton. Harina)		3,266.00	63.00	106.00	3,435.00	1,145.00
Precio De Venta		500.00	700.00	700.00	500.00	500.00
Costos Variables Total		933,166.62	42,437.58	69,547.33	1,045,151.53	348,383.84
Costos Variable Unitario		285.72	673.61	656.11	304.27	304.27
Costos Fijos Total		219,035.75	216,484.00	394,371.16	829,890.92	276,630.30
Costos Total		1,152,202.37	258,921.58	463,918.49	1,875,042.45	625,014.15
Punto Equilibrio (Ton. Harina)		1,022.20	8,204.00	8,984.81	4,239.88	1,413.29
Punto Equilibrio		511,100.77	5,742,799.29	6,289,365.05	2,119,938.87	706,646.28

Elaboracion Propia (2002)

4.2.4 Comparación del punto de equilibrio después y antes de instalar el segundo secador en la primera etapa de secado

En la Tabla 16, se compararon el punto de equilibrio después y antes de instalar el segundo secador; que corresponden al periodo de Octubre a Diciembre y Enero a Septiembre del 2001, respectivamente.

En la situación después de instalar el segundo secador se determinó el punto de equilibrio en 1,413 toneladas de harina que comparándolo con la situación anterior se observa un incremento de 22.28%; debido al incremento de los costos fijos en 31.32%, así como; a la disminución del costo variable total en 74.74% debido a la baja producción de harina de pescado en 76.11% obtenido en dicho periodo originado por la escasez de la materia prima; asimismo, ocasionó que el costo variable unitario se incremente en un 5.74%. A pesar que el precio de venta se incrementó en 6.38%.

Por lo antes mencionado, se establece que el punto de equilibrio de la planta después de instalar el segundo secador experimentó un incremento encontrándose en una situación desfavorable.

Tabla 16. Comparación del Punto de Equilibrio Después y Antes de Instalar el Segundo Secador en La Primera Etapa de Secado (US\$)

RUBROS	DESPUES DE INSTALAR EL 2° SECADOR	ANTES DE INSTALAR EL 2° SECADOR	VARIACION (%)
Harina Producida (Ton. Harina)	1,145.00	4,792.57	-76.11%
Precio De Venta	500.00	470.00	6.38%
Costos Variables Total	348,383.84	1,379,070.92	-74.74%
Costos Variable Unitario	304.27	287.75	5.74%
Costos Fijos Total	276,630.30	210,649.94	31.32%
Costos Total	625,014.15	1,589,720.86	-60.68%
Punto Equilibrio (Ton. Harina)	1,413.29	1,155.84	22.27%
Punto Equilibrio	706,646.28	543,246.03	30.08%

Elaboracion Propia (2002)

V. CONCLUSIONES

Según las condiciones del presente estudio de investigación realizado en la Planta del Grupo Sindicato Pesquero S.A.- Chimbote, se llegaron a las siguientes conclusiones:

1. La instalación del segundo secador a fuego directo, en la primera etapa de secado, no originó mejoras significativas en la producción de harina de pescado (0.04%). En la producción de aceite, se mantuvo igual rendimiento de producción.
2. La instalación del segundo secador en la primera etapa de secado, generó un incremento en el consumo de combustible de 5.05 GAL. / hr. en el periodo total de secado.
3. Las capacidades totales de secado en la producción de harina de pescado, antes y después de instalar el segundo secador, se mantuvieron constantes.
4. La instalación del segundo secador permitió mejorar la calidad de la harina de pescado, ahorro en el mantenimiento de los secadores y aumento de la capacidad de secado de la planta.
5. El costo total por tonelada de harina de pescado después de instalar el segundo secador fue US \$ 545.86 y representó un incremento del 64.56% en comparación con la situación anterior.
6. El costo variable por tonelada de harina de pescado que presentó mayor variación después de instalar el segundo secador fue el gasto de fabricación debido al aumento de los suministros (286.72%); ocasionado por el mayor consumo de energía eléctrica. Asimismo, el rubro de combustible presentó una variación del 15.65%.

7. El punto de equilibrio de la planta después de instalar el segundo secador se determinó en 1,413 toneladas de harina de pescado que comparándolo con la situación anterior significó un incremento del 22.27% encontrándose en una situación desfavorable debido al incremento de los costos fijos, costo variable unitario y precio de venta, así como; a la baja producción de harina de pescado ante la escasez de la materia prima.

VI. RECOMENDACIONES

1. Realizar un seguimiento de los componentes químicos para determinar las mejoras de la calidad de la proteína.
2. Estudiar con mayor detalle el balance de energía en especial sobre la combustión y la determinación de la temperatura óptima en el proceso de secado de La Planta Grupo Sindicato Pesquero S.A.
3. Continuar con la evaluación económica para periodos posteriores y prolongados donde se presenten mayor disponibilidad de materia prima y permita establecer su conveniencia económica.

VII. BIBLIOGRAFÍA

1. ALFORD, L. Y BANGS, J.(1981). “Manual de la Producción”. Unión tipográfica Editorial Hispano Americana S.A. México. 1831 pp.
2. ANTHONY, R. (1980). “Contabilidad para la Dirección”. Librería “El Ateneo” Editorial, segunda edición, Buenos Aires, 390 pp.
3. ANÓNIMO (2001). “Innovaciones Tecnológicas en el Proceso de Elaboración de Harina de Pescado “. ECOPROSA. Folleto Técnico de divulgación. 8 pp.
4. ANÓNIMO (1991). “Proceso de Producción MAESTRANZA Iquique S.A.”. Libro preparado para MAESTRANZA S.A. Iquique – Chile. 76pp.
5. AU, N. (1996). “Elaboración de Harinas de Pescado de Alta Calidad. Libro preparado especialmente para ESMITAL Ltda. Concepción –Chile. 129 pp.
6. BACKER Y JACOBSEM; (1983). “Contabilidad de Costos”. Un enfoque administrativo para la toma de decisiones, segunda edición Mc Graw Hill, México D.F.
7. CASTILLO, C. (1998). “Evaluación Energética de una Planta de Harina y Aceite de Pescado, Optimización de los Consumos de Energía y Agua en la Pesquera Industrial El Angel S.A. de 160 Ton / hr. Tesis para optar el título profesional de Ing. Mecánico - Electricista de la Universidad de Ingeniería, Lima. 142 pp.
8. COPAJA, J. (1997). “Diseño, Fabricación y Montaje de una Planta de Harina de Pescado de 50 Ton / hr de capacidad para la Empresa Malla S.A.-

Pisco”. Tesis. Ing. Mecánico, Universidad de Ingeniería, Lima. 169 pp.

9. FLORES, H. (1972). “El Secado y su Aplicación en la Industria de la Harina de Pescado”. Tesis. Ing. Pesquero, Universidad Federico Villarreal, Lima. 124 pp.
10. FARFAN, H. (1973). “Cálculos para Obtener una Mejor Operatividad del Sistema de Secado en serie de harina de Anchoveta, producto del procesamiento integral de 234 Ton / hora en la Planta de Harina y Aceite de Anchoveta de la fábrica de conserva Neptuno S.A”. Tesis. Ing. Pesquero, Universidad Federico Villarreal, Lima. 105 pp.
11. INDECOPI (1998). “Harina de Pescado vocabulario”. Norma Técnica Nacional 204.021. Lima- Perú.
12. LANDEO, G. Y RUIZ, A. (1996). “Producción de Harina de Pescado”. Libro preparado para la Facultad de Pesquería de la Universidad Faustino Sánchez Carrión. Lima – Peru. 150 pp.
13. NEUNER, J. (1997). “Contabilidad de Costos”. Principios y Prácticas. Tomo I. Biblioteca de Altos Estudios Comerciales, segunda edición, México. 959 pp.
14. RAMOS, F. (1995). “Anteproyecto de una Planta de Harina de Pescado tipo Prime con Secado en tres Etapas”. Tesis. Ing. Mecánico, Universidad de Ingeniería, Lima. 98 pp.
15. SUEIRO, J. (1992). “La Pesquería en 1991- Año Crítico, Perú Pesquero, IPEMIN, Lima. Año 3, N° 9. 17 pp.
16. ZALDIVAR, J. (1992). “Las Nuevas Tecnologías en la Industria Reductora de Harina y Aceite de Pescado en relación con las Demandas de

Nuevos Mercados. Exposición Mundial para la Pesca Latinoamericana. Expo pesca, Santiago. 26 pp.

VIII. ANEXOS

Anexo 1. Principales Equipos De La unidad operativa 031 - SIPESA –CHIMBOTE

Tolvas

NOMBRE DE LA CHATA	Absorbentes N°	TOLVA N°	MARCA DE INDICADORES DE PESO	MODELO	TIPO DE ACCIONAM.	VOLUMEN m3	PESO kg/tolvada	AÑOS DE OPERACIÓN
TAMAKUN	1	1	PRECISION HISPANA	SK.B	ELECTRO-NEUMATICO	2.5	1500	4
MUELLE EL SOL	1	2	PRECISION HISPANA	SPTV 1.0	ELECTRO-NEUMATICO	2.5	1500	1

Pozas de Pescado

POZA N°	VOLUMEN	CAPACIDAD Ton	FONDO POZA		DIMENSIONES			N° DE TRANSPORT.	MOTO-REDUCTOR H.P
			PLANO	INCLINADO	LONG.	ANCHO	ALTURA		
1	278	200		X	17.5	6.35	2.5	1	30
2	260	250		X	13.5	6.4	2.3	1	37
3	331	300		X	14.8	6.18	3.62	1	15
4	477	400		X	14.2	9.75	4.65	1	18
5	477	400		X	14.2	9.75	4.65	1	18

Cocinadores a Vapor

COCINADOR N°	MARCA	MODELO	TIPO	RPM		DIMENSIONES		MAXIMA PRESION DE VAPOR bar
				MIN	MAX	LARGO mts	DIAMETRO mts	
1	ETILANND-FAM	HIK-1616	Indirecto	2.04	11.9	15.5	1.662	3.5
2	Atlas-Fima	AF-50	Indirecto	2	8.5	1.47	1.47	6
3	Atlas-Fima	AF-50	Indirecto	2	8.5	1.47	1.47	6

Van...

Viene...

Pre-Strainer

COCINADOR Nº	Pre-Strainer Nº	TIPO	CAPACIDAD	DIMENSIONES ROTOR	RPM DEL ROTOR	MOTOR HP	PLANCHA PERFORADA ROTOR	
				Diámetro mts			MATERIAL mts	ESPESOR VAPOR Pulg
1	1	Rotativo Doble Tambor	40	0.76	37	10	Acero Inoxidable	1/16
2	2	Rotativo Doble Tambor	50	0.8	39	5.5 (indep)	Acero Inoxidable	1/16
3	3	Rotativo Doble Tambor	50	0.76	35	7	Acero Inoxidable	1/16

Prensas

PRENSA Nº	MARCA	MODELO	TIPO	CAPACIDAD Ton/hora	VELOCIDAD RPM		AÑOS DE OPERACIÓN
					MIN	MAX	
1	Stord Bartz	MS-64	Doble Tornillo	50	2	6	10
2	Stord International	RS-64 F	Doble Tornillo	50	1	9	3
3	Atlas Babini	AB-70	Doble Tornillo	38	3	7	15

Secadores a Fuego Directo

SECADOR Nº	ETAPA DE SECADO	MARCA	TIPO	CAPACIDAD Materia Prima Ton/hora	CAPACIDAD Evaporación Agua kg/hora	TEMPERATURA GASES	
						Entrada °C	Salida °C
1	Primario 1	Sipesa	Fuego Directo	60	18280	900	80
2	Primario 2	Sipesa	Fuego Directo	60	18280	900	80
3	Secundario	Sipesa	Fuego Directo	60	14400	750	80

Van...

Viene...

Molinos de Harina

MOLINO N°	MARCA	TIPO	CAPACIDAD	MALLA DE IMPACTO DIAMETRO Pulg	MOTOR DEL MOLINO HP RPM	AÑOS DE OPERACIÓN
1	SIPESA	MARTILLOS LOCOS	12	1/4	48	15
2	Factoria Mariategui	MARTILLOS LOCOS	18	1/4	50	1
3	SIPESA	MARTILLOS LOCOS	12	1/4	48	15

Ventilador de harina

VENTILADOR N°	MARCA	TIPO	CAPACIDAD	ROTOR				MOTOR	
				DIAMETRO	ANCHO	N° PALETAS	RPM	MARCA	HP
1	SIPESA	CENTRIFUJO	20	1	0.4	8	1450	WEG	150
2	SIPESA	CENTRIFUJO	20	1	0.4	8	1450	WEG	125
3	SIPESA	CENTRIFUJO	20	1	0.4	8	1352	Delcrosa	150

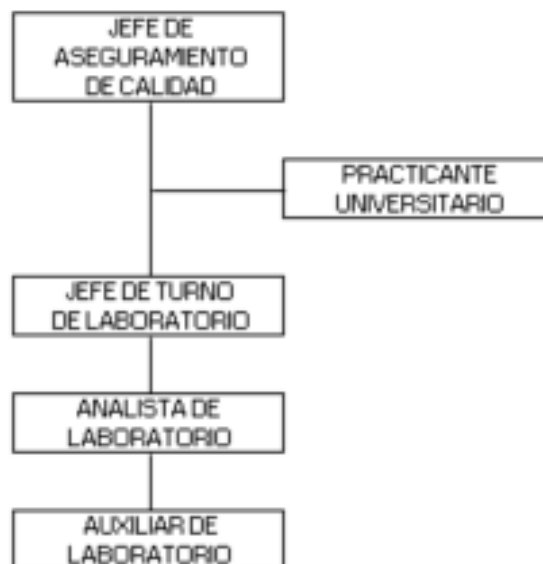
Plantas Evaporadoras

PLANTA N°	MARCA	TIPO	MODELO	CAPACIDAD EVAPORACION Kgs/hora	CAPACIDAD MATERIA PRIMA kgs/hora	CAPACIDAD AGUA COLA kgs/hora	CONSUMO DE VAPOR Kgs/hora
1	ATLAS	Vacio	ASC-44-RS	45000	90000	52000	15500
2	ATLAS	Película Descendente	SHE-4098- SP	20700	40000	25000	13500

Anexo 2. Organización de La Planta del Grupo Sindicato Pesquero



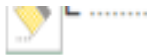
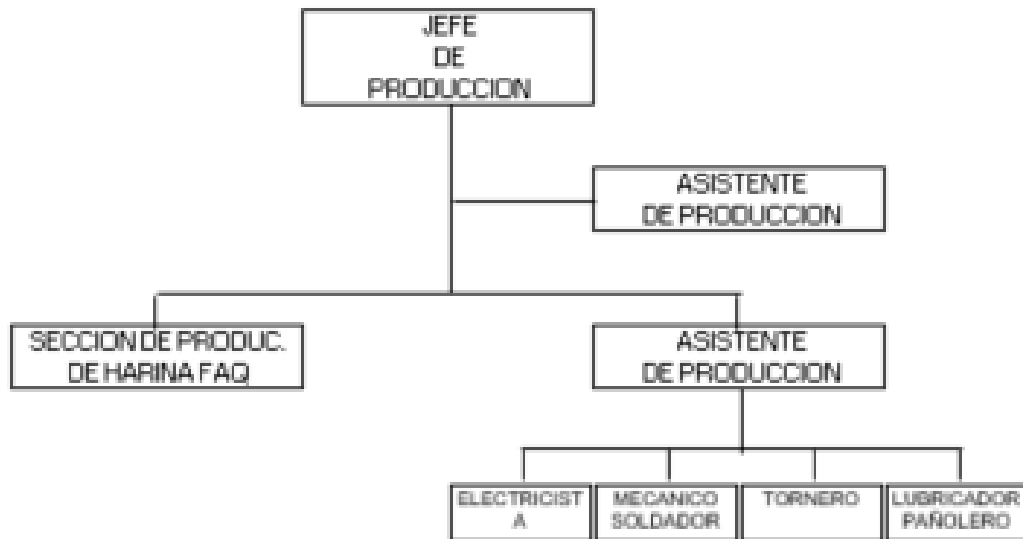
ORGANIZACION ESTANDAR
UNIDAD OPERATIVA
DEPARTAMENTO DE ASEGURAMIENTO DE LA CALIDAD



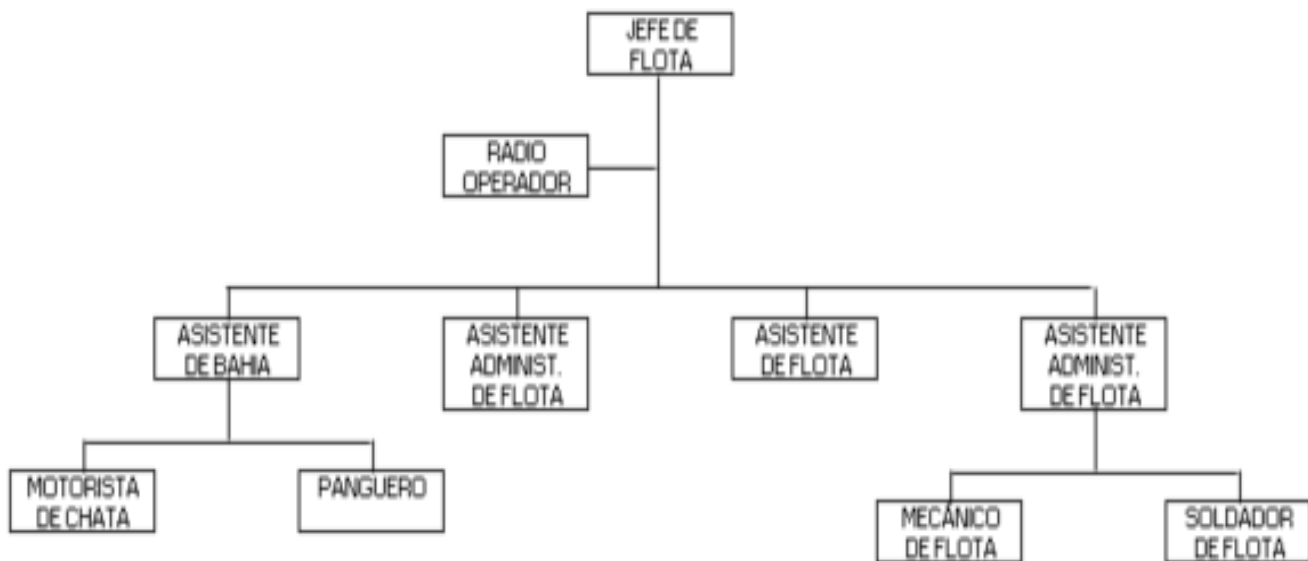
Van...

Viene...

ORGANIZACION ESTANDAR
UNIDAD OPERATIVA
DEPARTAMENTO DE PRODUCCION



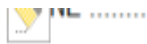
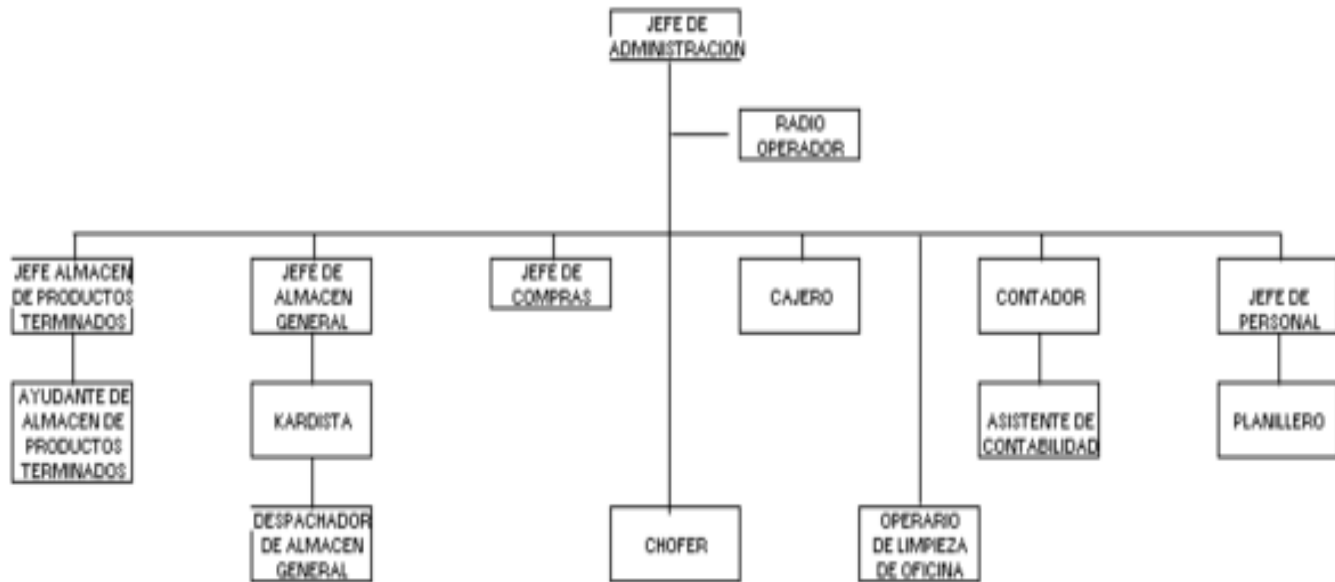
ORGANIZACIÓN ESTANDAR
UNIDAD OPERATIVA
DEPARTAMENTO DE FLOTA



Van...

Viene...

ORGANIZACIÓN ESTANDAR
UNIDAD OPERATIVA
DEPARTAMENTO DE ADMINISTRACION



ORGANIZACIÓN ESTANDAR
UNIDAD OPERATIVA
SECCION DE PRODUCCION DE HARINAS FAQ



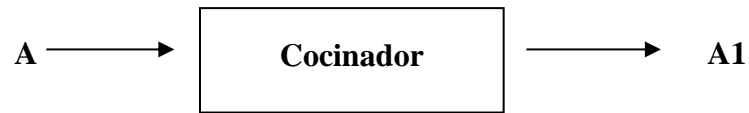
Anexo 3. Componentes en las diferentes etapas del proceso productivo de harina y aceite de pescado

CORRIENTES	SOLIDOS %	GRASA %	HUMEDAD %
Anchoveta cruda	19.95	6.44	73.61
Anchoveta cocinada	19.95	6.44	73.61
Cake de prensa	47.61	4.83	47.58
Licor de prensa	7.66	7.16	85.18
Cake de de separadora	32.92	2.23	64.85
Licor de separadora	6.59	7.36	86.05
Aceite crudo de pescado	0.20	99.50	0.30
Agua de cola	7.07	0.45	92.48
Concentrado	30.90	1.95	67.15
Condensado	-	-	100.00
Torta de mezcla	43.68	4.16	52.16
Agua evaporada	-	-	100.00
Scrap	68.50	6.50	25.00
Harina producida	84.29	7.71	8.00

Anexo 7. Cálculo para determinar el balance de materia

1. Antes de instalar el segundo secador primario

1.1 Balance de materia en el cocinador



Especificación	Cod.	%Sólidos	%Grasa	%Agua
a. Anchoqueta cruda	A	19.95	6.44	73.61
b. Anchoqueta cocinada	A1	19.95	6.44	73.61

a. Anchoqueta cruda (A):

Sólidos = 27.53

Grasa = 8.89

Agua = 101.58

138.00 Ton/hr

b. Anchoqueta cocinada (A1):

Balance total: A = A1

Tenemos:

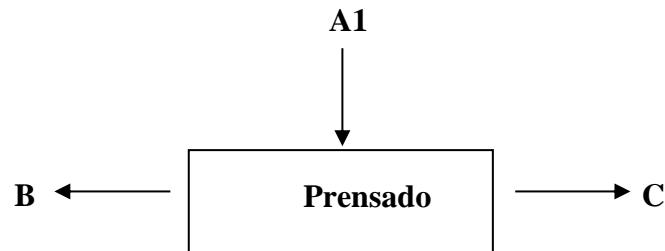
Sólidos = 27.53

Grasa = 8.89

Agua = 101.58

138.0 Ton/hr

1.2 Balance de materia en la prensa



Especificación	Cod.	%Sólidos	%Grasa	%Agua
a. Anchoqueta cocinada	A1	19.95	6.44	73.61
b. Cake de prensa	B	47.61	4.83	47.58
c. Licor de prensa	C	7.66	7.16	85.18

a. Anchoqueta cocinada (A1):

$$\begin{array}{rcl}
 \text{Sólidos} & = & 27.53 \\
 \text{Grasa} & = & 8.89 \\
 \text{Agua} & = & 101.58 \\
 \hline
 & & 138.00 \text{ Ton/hr}
 \end{array}$$

b. Cake de prensa (B):

$$\text{Balance total: } A1 = B + C \quad \text{Ecuación 1}$$

$$\text{Siendo: } A1 = 138.00 \text{ Ton/hr}$$

$$\text{Tenemos: } B + C = 138. \quad \text{Ecuación 2}$$

Balance parcial de sólidos

$$27.53 = 0.4761 B + 0.0766 C \quad \text{Ecuación 3}$$

Despejemos C en (2) y reemplazamos en (3)

$$27.53 = 0.4761 B + 0.0766 (138 - B) \quad \text{Ecuación 4}$$

Resolviendo B en la ecuación (4)

$$B = 42.45 \text{ Ton/hr}$$

Tenemos:

$$\text{Sólidos} = 42.45 \times 0.4761 = 20.21$$

$$\text{Grasa} = 42.45 \times 0.0483 = 2.05$$

$$\text{Agua} = 42.45 \times 0.4756 = 20.19$$

42.45 Ton/hr

c. Licor de Prensa (C):

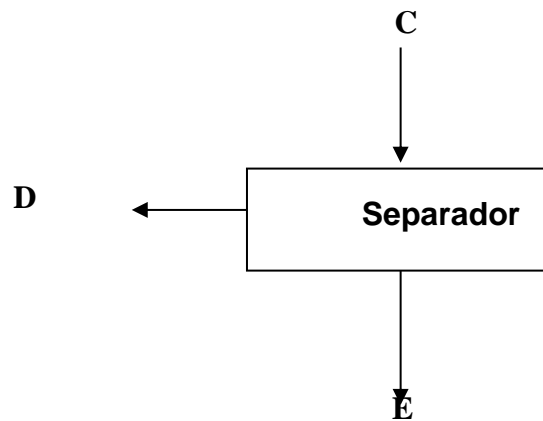
$$\text{Sólidos} = 27.53 - 20.21 = 7.32$$

$$\text{Grasa} = 8.89 - 2.05 = 6.84$$

$$\text{Agua} = 101.58 - 20.19 = 81.39$$

95.55 Ton/hr

1.3 Balance de materia en la separadora



Especificación	Cod.	%Sólidos	%Grasa	%Agua
ESPECIFICACION				
a. Licor de prensa	C	7.66	7.16	85.18
b. Cake de separadora	D	32.92	2.23	64.85
c. Licor de separadora	E	6.59	7.36	86.05

a. Licor de prensa (C):

Tenemos:

$$\text{Sólidos} = 7.32$$

$$\text{Grasa} = 6.84$$

$$\text{Agua} = 81.39$$

95.55 Ton/hr

b. Cake de separadora (D):

Balance total: $C = D + E$ Ecuación 1

Siendo: $C = 95.55 \text{ Ton/hr}$

Tenemos: $D + E = 95.55 \text{ Ton/hr}$ Ecuación 2

Balance parcial de sólidos

$7.32 = 0.3292 D + 0.0659 E$ Ecuación 3

Despejemos E en (2) y reemplazamos en (3)

$7.32 = 0.3292 D + 0.0659 (95.55 - D)$ Ecuación 4

Resolviendo B en la ecuación (4)

$D = 3.89 \text{ Ton/hr}$

Tenemos:

Sólidos = $3.88 \times 0.3266 = 1.28$

Grasa = $3.88 \times 0.0223 = 0.09$

Agua = $3.88 \times 0.6485 = \underline{2.52}$

3.88 Ton/hr

c. Licor de separadora (E):

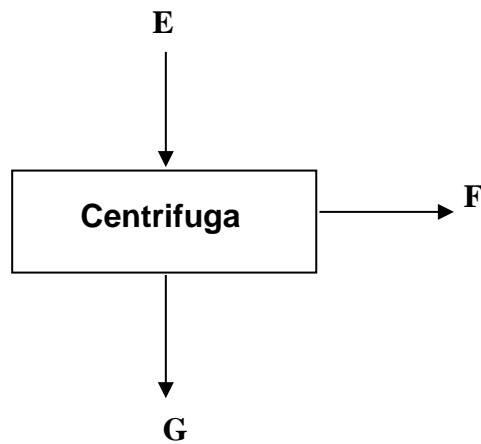
Sólidos = $7.32 - 1.28 = 6.04$

Grasa = $6.84 - 0.09 = 6.75$

Agua = $81.39 - 2.52 = \underline{78.87}$

91.66 Ton/hr

1.4 Balance de materia en la centrifuga



Especificación	Cod.	%Sólidos	%Grasa	%Agua
a. Licor de Separadora	E	6.59	7.36	86.05
b. Aceite crudo Pescado	F	0.20	99.50	0.30
c. Agua de cola	G	7.07	0.45	92.48

a. Licor de separadora (E):

Tenemos:

$$\text{Sólidos} = 6.04$$

$$\text{Grasa} = 6.75$$

$$\text{Agua} = \underline{78.87}$$

$$91.66 \text{ Ton/hr}$$

b. Aceite crudo de pescado (F):

$$\text{Balance total: } E = F + G \quad \text{Ecuación 1}$$

$$\text{Siendo: } E = 91.66 \text{ Ton/hr}$$

$$\text{Tenemos: } F + G = 91.66 \text{ Ton/hr} \quad \text{Ecuación 2}$$

Balance parcial de aceite ó grasa

$$6.75 = 0.9945 F + 0.0045 G \quad \text{Ecuación 3}$$

Despejemos G en (2) y reemplazamos en (3)

$$6.75 = 0.995 F + 0.0045 (91.66 - F) \quad \text{Ecuación 4}$$

Resolviendo B en la ecuación (4)

$$F = 6.4 \text{ Ton/hr}$$

Tenemos:

$$\text{Sólidos} = 6.4 \times 0.002 = 0.01$$

$$\text{Grasa} = 6.4 \times 0.995 = 6.37$$

$$\text{Agua} = 6.4 \times 0.003 = \underline{0.02}$$

$$6.40 \text{ Ton/hr}$$

c. Agua de cola (G):

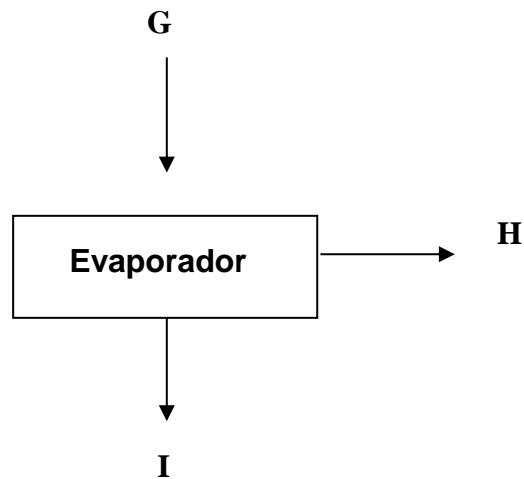
$$\text{Sólidos} = 6.04 - 0.01 = 6.03$$

$$\text{Grasa} = 6.75 - 6.37 = 0.38$$

$$\text{Agua} = 78.87 - 0.02 = \underline{78.85}$$

$$85.26 \text{ Ton/hr}$$

1.5 Balance de materia en los evaporadores (agua de cola)



Especificación	Cod.	%Sólidos	%Grasa	%Agua
a. Agua de cola	G	7.07	0.45	92.48
b. Concentrado	I	30.90	1.95	67.15
c. Condensado	H	-	-	100

a. Agua de cola (G):

Tenemos:

$$\text{Sólidos} = 6.03$$

$$\text{Grasa} = 0.38$$

$$\text{Agua} = \underline{78.85}$$

$$85.26 \text{ Ton/hr}$$

b. Concentrado (I) :

$$\text{Balance total: } G = I + H \quad \text{Ecuación 1}$$

$$\text{Siendo: } G = 85.26 \text{ Ton/hr}$$

$$\text{Tenemos: } I + H = 85.26 \text{ Ton/hr} \quad \text{Ecuación 2}$$

Balance parcial de sólidos

$$0.0707 \times 85.26 = 0.3090 \times I$$

$$I = 19.51 \text{ Ton/hr}$$

Suponemos que no hay ningún arrastre de sólidos, grasa durante la evaporación, por consiguiente, la cantidad de sólidos, grasa que entra en la alimentación es igual a la aparece en los solubles.

Tenemos:

$$\begin{array}{rcl} \text{Sólidos} & = & 6.03 \\ \text{Grasa} & = & 0.38 \\ \text{Agua} & = & \underline{13.1} \\ & & 19.51 \text{ Ton/hr} \end{array}$$

% Composición:

$$\text{Sólidos} = 6.03 \times 100/19.51 = 30.9\%$$

$$\text{Grasa} = 0.38 \times 100/19.51 = 1.95\%$$

$$\text{Agua} = 13.1 \times 100/19.51 = 67.15\%$$

Posteriormente el concentrado total se divide en 2 partes iguales:

50 % para el secador primario y 50% para el secador secundario.

$$I = I1 + I2$$

Entonces tenemos:

Concentrado 1 (I1):	Concentrado 2 (I2):
Sólidos = 3.015	Sólidos = 3.015
Grasa = 0.19	Grasa = 0.19
Agua = $\underline{6.55}$	Agua = $\underline{6.55}$
9.755 Ton/hr	9.755 Ton/hr

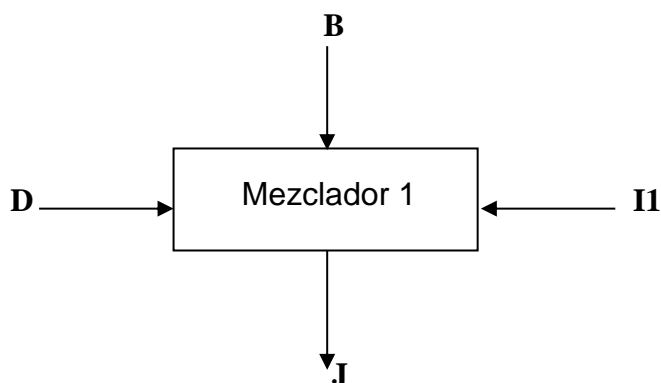
La composición es la misma de la concentración total, para ambos casos.

c. Condensado (H):

Tenemos:

$$\text{Agua evaporada (H)} = 85.26 - 19.51 = 65.75 \text{ Ton/hr}$$

1.6 Balance de materia en el mezclador 1



Especificación	Cod.	%Sólidos	%Grasa	%Agua
a. Cake de prensa	B	47.61	4.83	47.58
b. Cake de separador	D	32.92	2.23	64.85
c. Concentrado 1	I1	30.9	1.95	67.15
d. Torta - mezcla B+D+I1	J	?	?	?

a. Cake de prensa (B):

$$\begin{array}{r}
 \text{Sólidos} = 20.21 \\
 \text{Grasa} = 2.05 \\
 \text{Agua} = 20.19 \\
 \hline
 42.45 \text{ Ton/hr}
 \end{array}$$

b. Cake de separador (D):

$$\begin{array}{r}
 \text{Sólidos} = 1.28 \\
 \text{Grasa} = 0.09 \\
 \text{Agua} = 2.52 \\
 \hline
 3.88 \text{ Ton/hr}
 \end{array}$$

c. Concentrado 1 (I1):

$$\begin{array}{r}
 \text{Sólidos} = 3.015 \\
 \text{Grasa} = 0.19 \\
 \text{Agua} = 6.55 \\
 \hline
 9.755 \text{ Ton/hr}
 \end{array}$$

d. Torta mezcla B+D+I1 (J):

Tenemos:

$$\begin{array}{r}
 \text{Sólidos} = 20.21 + 1.28 + 3.015 = 24.505 \\
 \text{Grasa} = 2.05 + 0.09 + 0.19 = 2.33 \\
 \text{Agua} = 20.19 + 2.52 + 6.55 = 29.26 \\
 \hline
 56.095 \text{ Ton/hr}
 \end{array}$$

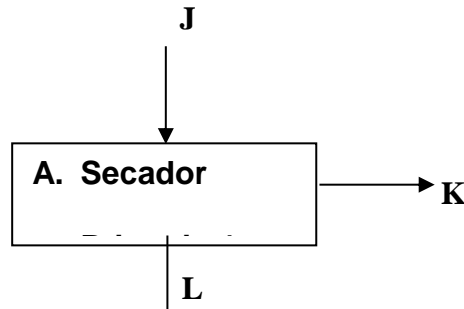
% Composición:

$$\text{Sólidos} = 24.505 \times 100/56.095 = 43.68 \%$$

$$\text{Grasa} = 2.33 \times 100/56.095 = 4.16 \%$$

$$\text{Agua} = 29.26 \times 100/56.095 = 52.16 \%$$

1.7 Balance de materia en el secador primario 1



Especificación	Cod.	%Sólidos	%Grasa	%Agua
a. Torta Mezcla de B+D+I1	J	43.68	4.16	52.16
b. Agua evap.-Sec.primario1	K	-	-	100
c. Scrap 1	L	?	?	25

a. Torta mezcla B+D+I1 (J):

Tenemos:

$$\text{Sólidos} = 24.505$$

$$\text{Grasa} = 2.33$$

$$\text{Agua} = 29.26$$

$$\hline 56.095 \text{ Ton/hr}$$

b. Agua evaporada del secador primario 1 (K):

La torta húmeda con un contenido de 52.16% de humedad, será secada hasta obtener un 25% de humedad.

$$\text{Balance total: } J = K + L$$

Ecuación 1

$$\text{Siendo: } J = 56.095 \text{ Ton/hr}$$

$$\text{Tenemos: } K+L = 56.095 \text{ Ton/hr}$$

Ecuación 2

Balance parcial de agua:

$$29.26 = K + 0.25 L \quad \text{Ecuación 3}$$

Despejemos L en (2) y reemplazamos en (3)

$$29.26 = K + 0.25(56.095 - K) \quad \text{Ecuación 4}$$

Resolviendo K en la ecuación (4)

$$K = 20.32 \text{ Ton/hr}$$

c. Scrap 1 (L) :

$$\begin{aligned} \text{Sólidos} &= 24.505 - 0 = 24.51 \\ \text{Grasa} &= 2.33 - 0 = 2.33 \\ \text{Agua} &= 29.56 - 20.32 = \underline{8.94} \\ & \qquad \qquad \qquad 35.78 \text{ Ton/hr} \end{aligned}$$

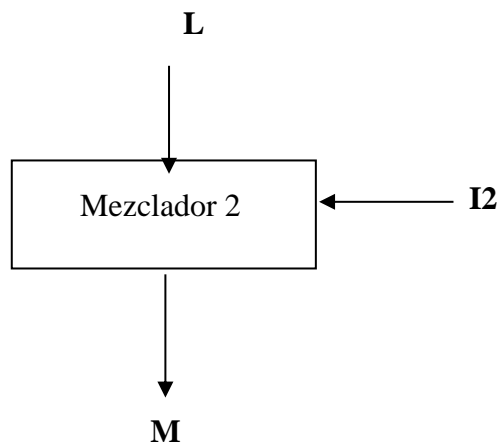
% Composición:

$$\text{Sólidos} = 24.51 \times 100/35.78 = 68.50\%$$

$$\text{Grasa} = 2.33 \times 100/35.78 = 6.50\%$$

$$\text{Agua} = 8.94 \times 100/35.78 = 25.00\%$$

1.8 Balance de materia en el mezclador 2



Especificación	Cod.	%Sólidos	%Grasa	%Agua
a. Scrap 1	L	68.5	6.5	25
b. Concentrado 2	I2	30.9	1.95	67.15
c. Torta - mezcla de L+I2	M	?	?	?

a. Scrap 1 (L) :

$$\begin{array}{rcl} \text{Sólidos} & = & 24.51 \\ \text{Grasa} & = & 2.33 \\ \text{Agua} & = & \underline{8.94} \\ & & 35.78 \text{ Ton/hr} \end{array}$$

b. Concentrado 2 (I2) :

$$\begin{array}{rcl} \text{Sólidos} & = & 3.015 \\ \text{Grasa} & = & 0.19 \\ \text{Agua} & = & \underline{6.55} \\ & & 9.755 \text{ Ton/hr} \end{array}$$

c. Torta mezcla L+I2 (M):

Tenemos:

$$\begin{array}{rcl} \text{Sólidos} & = & 24.51 + 3.015 = 27.53 \\ \text{Grasa} & = & 2.33 + 0.19 = 2.52 \\ \text{Agua} & = & \underline{8.94 + 6.55 = 15.49} \\ & & 45.54 \text{ Ton/hr} \end{array}$$

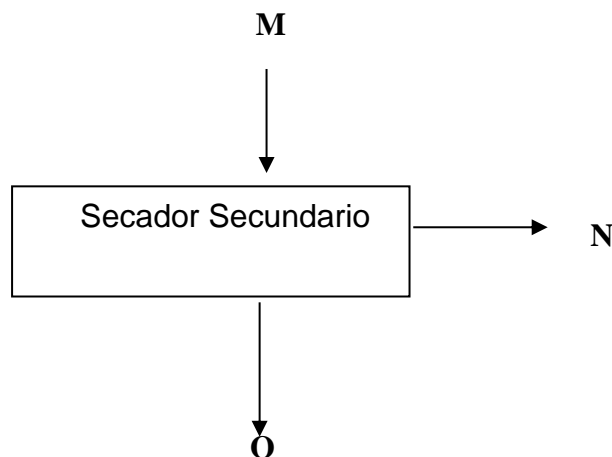
% Composición:

$$\text{Sólidos} = 27.53 \times 100/45.54 = 60.45\%$$

$$\text{Grasa} = 2.52 \times 100/45.54 = 5.53\%$$

$$\text{Agua} = 15.49 \times 100/45.54 = 34.02\%$$

1.9 Balance de materia en el secador secundario



Especificación	Cod	%Sólidos	%Grasa	%Agua
a. Torta Mezcla L+I2	M	60.45	5.53	34.2
b. Agua evap.-Sec. Secund.	N	-	-	100
c. Harina Producida	O	?	?	8.00

a. Torta mezclador L+I2 (M) :

Tenemos:

$$\text{Sólidos} = 27.53$$

$$\text{Grasa} = 2.52$$

$$\text{Agua} = 15.49$$

$$\underline{\hspace{1.5cm}} \\ 45.54 \text{ Ton/hr}$$

b. Agua evaporada del secador secundario (N)

La torta húmeda con un contenido de 34.02% de humedad, será secado hasta obtener un 8.00 % de humedad final de la harina producida.

$$\text{Balance total: } M = N + O \quad \text{Ecuación 1}$$

$$\text{Siendo: } M = 45.54 \text{ Ton/hr}$$

$$\text{Tenemos: } N+O = 45.54 \text{ Ton/hr} \quad \text{Ecuación 2}$$

Balance parcial de agua:

$$15.49 = N + 0.008 O \quad \text{Ecuación 3}$$

Despejemos O en (2) y reemplazamos en (3)

$$15.49 = N + 0.008 (45.54 - N) \quad \text{Ecuación 4}$$

Resolviendo N en la ecuación (4)

$$N = 12.88 \text{ Ton/hr}$$

c. Harina producida (O):

$$\text{Sólidos} = 27.53 - 0 = 27.53$$

$$\text{Grasa} = 2.52 - 0 = 2.52$$

$$\text{Agua} = 15.49 - 12.88 = 2.61$$

$$\underline{\hspace{1.5cm}} \\ 32.66 \text{ Ton/hr}$$

% Composición:

$$\text{Sólidos} = 27.53 \times 100/32.66 = 84.29\%$$

$$\text{Grasa} = 2.52 \times 100/32.66 = 7.71\%$$

$$\text{Agua} = 2.61 \times 100/32.66 = 8.00\%$$

Factor de Reducción de la harina 4.2254

Rendimiento de aceite 4.64%

2. Después de instalar el segundo secador primario

Los cálculos del balance de materia con el tercer secador instalado fueron los mismos que en el ítem anterior, variando a partir de la etapa donde se reparte el concentrado total. Por ello se empezó a describir de la etapa que sigue:

Concentrado total (I):

$$I = 19.51$$

$$\text{Sólidos} = 6.03$$

$$\text{Grasa} = 0.38$$

$$\begin{array}{r} \text{Agua} = 13.1 \\ \hline 19.51 \text{ Ton/hr} \end{array}$$

% Composición:

$$\text{Sólidos} = 30.9 \%$$

$$\text{Grasa} = 1.95 \%$$

$$\text{Agua} = 67.15\%$$

Posteriormente el concentrado total se divide en 3 partes iguales:

$$I = I_1 + I_2 + I_3$$

Entonces tenemos:

Concentrado 1 (I1): Concentrado 2 (I2):

$$\text{Sólidos} = 2.010 \qquad \text{Sólidos} = 2.010$$

$$\text{Grasa} = 0.127 \qquad \text{Grasa} = 0.127$$

$$\begin{array}{r} \text{Agua} = 4.367 \\ \hline 6.503 \text{ Ton/hr} \end{array} \qquad \begin{array}{r} \text{Agua} = 4.367 \\ \hline 6.503 \text{ Ton/hr} \end{array}$$

Concentrado 3 (I3):

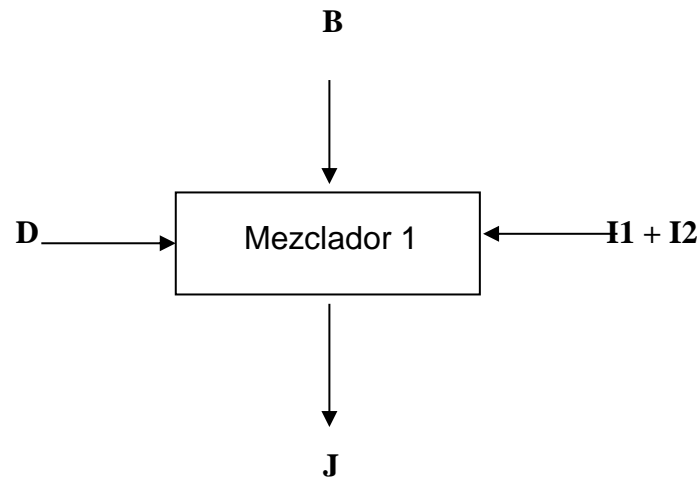
$$\text{Sólidos} = 2.010$$

$$\text{Grasa} = 0.127$$

$$\begin{array}{r} \text{Agua} = 4.367 \\ \hline 6.503 \text{ Ton/hr} \end{array}$$

La composición es la misma de la concentración total, para los 3 casos anteriores.

2.1 Balance de materia en el mezclador 1



Especificación	Cod.	%Sólidos	%Grasa	%Agua
a. Cake de prensa	B	47.61	4.83	47.58
b. Cake de separadora	D	32.92	2.23	64.85
c. Concentrado 1+2	I1+I2	30.9	1.95	67.15
d. Torta-mezcla B+D+I1+I2	J	?	?	?

a. Cake de prensa (B):

Siendo B = 42.45

Sólidos = 20.21

Grasa = 2.05

Agua = 20.19

42.45 Ton/hr

b. Cake de separadora (D):

Siendo D = 3.89

Sólidos = 1.28

Grasa = 0.09

Agua = 2.52

3.89 Ton/hr

c. Concentrado 1+2 (I1+I2):

Siendo $I1 + I2 = 13 \text{ Ton/hr}$

Tenemos:

$$\begin{array}{rcl} \text{Sólidos} & = & 4.02 \\ \text{Grasa} & = & 0.25 \\ \text{Agua} & = & 8.73 \\ & & \hline & & 13.00 \text{ Ton/hr} \end{array}$$

d. Torta mezcla de B+D+I1+I2 (J):

Tenemos:

$$\begin{array}{rcl} \text{Sólidos} & = & 20.21 + 1.28 + 4.02 = 25.51 \\ \text{Grasa} & = & 2.05 + 0.09 + 0.25 = 2.39 \\ \text{Agua} & = & 20.19 + 2.52 + 8.73 = \underline{31.44} \\ & & 59.34 \text{ Ton/hr total de mezcla} \end{array}$$

$$\begin{array}{rcl} \text{Sólidos} & = & 25.51 \times 100/59.34 = 42.99 \% \\ \text{Grasa} & = & 2.39 \times 100/59.34 = 4.03 \% \\ \text{Agua} & = & 31.44 \times 100/59.34 = 52.98 \% \end{array}$$

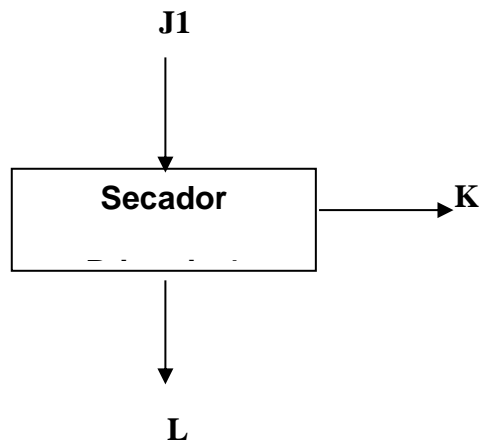
Posteriormente la torta de B+D+I1+I2 (J) se divide en 2 partes iguales:

$$J = J1 + J2$$

Torta mezcla1 de B+D+I1+I2 (J1) Torta mezcla2 de B+D+I1+I2 (J2)

$$\begin{array}{rcl} \text{Sólidos} & = & 12.755 \\ \text{Grasa} & = & 1.195 \\ \text{Agua} & = & \underline{15.72} \\ & & 29.67 \text{ Ton/hr} \end{array} \quad \begin{array}{rcl} \text{Sólidos} & = & 12.755 \\ \text{Grasa} & = & 1.195 \\ \text{Agua} & = & \underline{15.72} \\ & & 29.67 \text{ Ton/hr} \end{array}$$

2.2 Balance de materia en el secador primario 1



Especificación	Cod.	%Sólidos	%Grasa	%Agua
a. Torta mezcla 1 de B+D+I1+I2	J1	42.99	4.03	52.98
b. Agua evap-secador primario 1	K	-	-	100
c. Scrap del secador primario 1	L	?	?	25

a. Torta mezcla 1 de B+D+I1+I2 (J1):

$$\text{Sólidos} = 12.755$$

$$\text{Grasa} = 1.195$$

$$\text{Agua} = 15.72$$

$$29.67 \text{ Ton/hr}$$

b. Agua evaporada del secador primario 1 (K):

La torta húmeda con un contenido de 52.98 % de humedad, será secada hasta obtener un 25 % de humedad.

$$\text{Balance total: } J1 = K + L \quad \text{Ecuación 1}$$

$$\text{Siendo: } J1 = 29.67 \text{ Ton/hr}$$

$$\text{Tenemos: } K + L = 29.67 \text{ Ton/hr} \quad \text{Ecuación 2}$$

Balance parcial de agua:

$$15.72 = K + 0.25 L \quad \text{Ecuación 3}$$

Despejemos L en (2) y reemplazamos en (3)

$$15.72 = K + 0.25 (29.67 - K) \quad \text{Ecuación 4}$$

Resolviendo K en la Ecuación (4)

$$K = 11.07 \text{ Ton/hr}$$

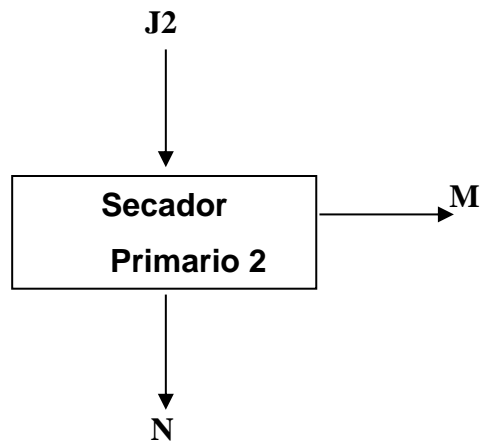
c. Scrap del secador primario 1 (L):

$$\begin{aligned} \text{Sólidos} &= 12.76 - 0 = 12.76 \\ \text{Grasa} &= 1.19 - 0 = 1.19 \\ \text{Agua} &= 15.72 - 11.0 = 4.65 \\ &\quad \underline{\hspace{1.5cm}} \\ &\quad 18.6 \text{ Ton/hr} \end{aligned}$$

% Composición:

$$\begin{aligned} \text{Sólidos} &= 12.76 \times 100/18.6 = 68.60\% \\ \text{Grasa} &= 1.19 \times 100/18.6 = 6.40\% \\ \text{Agua} &= 4.65 \times 100/18.6 = 25.00\% \end{aligned}$$

2.3 Balance de materia en el secador primario 2



Especificación	Cod.	%Sólidos	%Grasa	%Agua
a. Torta mezcla 2 de B+D+I1+I2	J2	42.99	4.03	52.98
b. Agua evap-secador primario 2	M	-	-	100
c. Scrap del secador primario 2	N	?	?	25

a. Torta mezcla 2 de B+D+I1+I2 (J2)

$$\begin{aligned} \text{Sólidos} &= 12.755 \\ \text{Grasa} &= 1.195 \\ \text{Agua} &= 15.72 \\ &\quad \underline{\hspace{1.5cm}} \\ &\quad 29.67 \text{ Ton/hr} \end{aligned}$$

b. Agua evaporada del secador primario 2 (M) :

La torta húmeda con un contenido de 52.98% de humedad, será secada hasta obtener un 25% de humedad.

Balance total:

$$J2 = M + N \quad \text{Ecuación 1}$$

Siendo: $J2 = 29.67 \text{ Ton/hr}$

$$\text{Tenemos: } M + N = 29.67 \text{ Ton/hr} \quad \text{Ecuación 2}$$

Balance parcial de agua

$$15.72 = M + 0.25 N \quad \text{Ecuación 3}$$

Despejemos N en (2) y reemplazamos en (3)

$$15.72 = M + 0.25 (29.67 - M) \quad \text{Ecuación 4}$$

Resolviendo M en la Ecuación (4)

$$M = 11.07 \text{ Ton/hr}$$

c. Scrap del secador primario 2 (N):

$$\text{Sólidos} = 12.76 - 0 = 12.76$$

$$\text{Grasa} = 1.19 - 0 = 1.19$$

$$\text{Agua} = 15.72 - 11.07 = 4.65$$

$$18.6 \text{ Ton/hr}$$

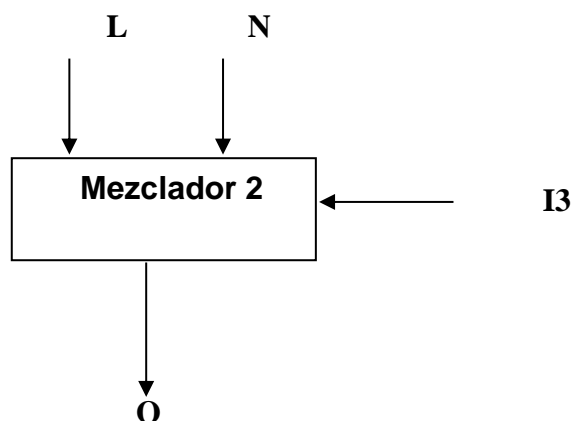
% Composición:

$$\text{Sólidos} = 12.76 \times 100/18.6 = 68.60 \%$$

$$\text{Grasa} = 1.19 \times 100/18.6 = 6.40 \%$$

$$\text{Agua} = 4.65 \times 100/18.6 = 25.00 \%$$

2.4 Balance de materia en el mezclador 2



Especificación	Cod	%Sólidos	%Grasa	%Agua
a. Scrap del secador primario 1	L	68.6	6.4	25.00
b. Scrap del secador primario 2	N	68.60	6.4	25.00
c. Concentrado 3	I3	30.9	1.95	6715
d. Torta mezcla de N+L+I3	O	?	?	?

a. Scrap del secador primario 1 (L):

$$\text{Sólidos} = 12.76$$

$$\text{Grasa} = 1.19$$

$$\text{Agua} = 4.65$$

$$\underline{\hspace{1.5cm}} \\ 18.6 \text{ Ton/hr}$$

b. Scrap del secador primario 2 (N):

$$\text{Sólidos} = 12.76$$

$$\text{Grasa} = 1.19$$

$$\text{Agua} = 4.65$$

$$\underline{\hspace{1.5cm}} \\ 18.6 \text{ Ton/hr}$$

c. Concentrado 3 (I3):

$$\text{Sólidos} = 2.010$$

$$\text{Grasa} = 0.127$$

$$\text{Agua} = 4.367$$

$$\underline{\hspace{1.5cm}} \\ 6.503 \text{ Ton/hr}$$

d. Torta mezcla de N+L+I3 (O):

Tenemos:

$$\text{Sólidos} = 12.76 + 12.76 + 2.010 = 27.53$$

$$\text{Grasa} = 1.19 + 1.19 + 0.127 = 2.51$$

$$\text{Agua} = 4.65 + 4.65 + 4.367 = 13.67$$

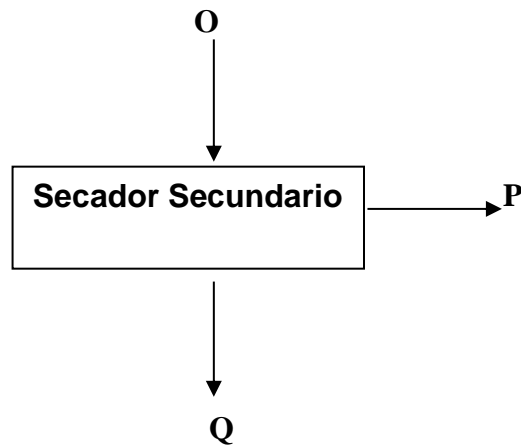
$$\underline{\hspace{1.5cm}} \\ 43.71 \text{ Ton/hr}$$

$$\text{Sólidos} = 27.53 \times 100/43.70 = 62.99\%$$

$$\text{Grasa} = 2.51 \times 100/43.70 = 5.74\%$$

$$\text{Agua} = 13.67 \times 100/43.70 = 31.28\%$$

2.5 Balance de materia en el secador secundario



Especificación	Cod.	%Sólidos	%Grasa	%Agua
a. Torta Mezcla de N+L+I3	O	62.99	5.74	31.28
b. Agua evap.-sec. secundario	P	-	-	100
c. Harina producida	Q	?	?	8.00

a. Torta mezcla de N+L+I3 (O):

$$\begin{array}{rcl}
 \text{Sólidos} & = & 27.53 \\
 \text{Grasa} & = & 2.51 \\
 \text{Agua} & = & 13.67 \\
 \hline
 & & 43.71
 \end{array}$$

b. Agua evaporada del secador secundario (P) :

La torta húmeda con un contenido de 31.28 % de humedad, será secada hasta obtener un 8 % de humedad.

$$\text{Balance total: } O = P + Q \quad \text{Ecuación 1}$$

$$\text{Siendo: } O = 43.7 \text{ Ton/hr}$$

$$\text{Tenemos: } P + Q = 43.70 \text{ Ton/hr} \quad \text{Ecuación 2}$$

Balance parcial de agua:

$$13.67 = P + 0.08 Q \quad \text{Ecuación 3}$$

Despejemos Q en (2) y reemplazamos en (3)

$$13.67 = P + 0.08 (43.70 - P) \quad \text{Ecuación 4}$$

Resolviendo K en la ecuación (4)

$$P = 11.06 \text{ Ton/hr}$$

c. Harina producida (Q):

$$\begin{array}{rclcl} \text{Sólidos} & = & 27.53 - 0 & = & 27.53 \\ \text{Grasa} & = & 2.51 - 0 & = & 2.51 \\ \text{Agua} & = & 13.67 - 11.06 & = & 2.61 \\ & & & & \hline & & & & 32.65 \text{ Ton/hr} \end{array}$$

% Composición:

$$\text{Sólidos} = 27.53 \times 100/32.65 = 84.32 \%$$

$$\text{Grasa} = 2.51 \times 100/32.65 = 7.69 \%$$

$$\text{Agua} = 2.61 \times 100/32.65 = 7.99 \%$$

Factor de reducción de la harina 4.2266

Rendimiento de aceite 4.64%

Anexo 8. Parte anual de producción (Consumos Totales)

Del 01 de Enero al 31 de Diciembre de 2000

DESCRIPCION	UNID	TOTAL 2000
PESCA RECIBIDA	TM	196,147.322
PESCA RECIBIDA TVN < 40	TM	0.000
PESCA RECIBIDA HRS. CAP. < 20	TM	0.000
PESCA PROCESADA	TM	196,147.322
% PESCA RECIBIDA TVN < 40	%	0.00%
% PESCA RECIBIDA HRS.CAP< 20	%	0.00%
HARINA SD SUPER PRIME	TM	0.000
HARINA SD SUPER PRIME JUMBO	TM	0.000
HARINA SD PRIME	TM	0.000
HARINA SD PRIME JUMBO	TM	0.000
HARINA SD SUPER ESTANDAR	TM	0.000
HARINA SD ESTANDAR	TM	0.000
HARINA FAQ	TM	44,918.100
TOTAL HARINA	TM	44,918.100
% PRIME Y SUPER PRIME	%	
ACEITE DEL PROCESO	TM	11,207.305
ACEITE DE RECUP. SECUND.	TM	345.070
TOTAL ACEITE	TM	11,552.375
FACTOR DE REDUCCION	P / H	4.37
RENDIMIENTO DE HARINA	%	22.90
RENDIMIENTO DE ACEITE	A / P	5.89%
CONSUMO PETROL. CALDEROS	Gl	1,131,877
CONSUMO ACEITE CALDEROS	TM	263.00
PARAMETRO CONSUMO CALDEROS	Gl / TM	25.54
CONSUMO PETROL. SECADORES	Gl	922,394
CONSUMO ACEITE SECADORES	TM	569.00
PARAMETRO CONSUMO SECADORES	Gl / TM	20.54
CONSUMO TOTAL PETROLEO	Gl	2,054,271
PARAMETRO CONSUMO TOTAL	Gl / TM	45.73
CONSUMO GRUPOS ELECTROG.	Gl	137,899
PARAMETRO DE CONSUMO	Gl / TM	3.07
MOTORES VARIOS	Gl	3,011
PARAMETRO DE CONSUMO	Gl / TM	0.07
CONSUMO BOMBEO DESCARGA	Gl	7,222
PARAMETRO DE CONSUMO	Gl / TM	0.16
CONSUMO ANTIOXIDANTE	Kg	31,532
PARAMETRO DE CONSUMO	ppm	701.98
SACOS BLANCOS	Pza	0.00
PARAMETRO DE CONSUMO	Pza / TM	0.00
SACOS NEGROS	Pza	898,362
PARAMETRO DE CONSUMO	Pza / TM	20.00
HILO	Kg	654
PARAMETRO DE CONSUMO	Kg / TM	0.01
AGUA	m3	58,393
PARAMETRO DE CONSUMO	m3 / TM	1.30
DIAS TRABAJADOS	DIA	
PESCA DESCARGADA X HORA	TMP / H	109
PESCA PROCESADA X HORA	TMP / H	85

Anexo 9. Parte anual de producción (consumos totales)

Del 01 de Enero al 31 de Diciembre de 2001

DESCRIPCION	UNID	TOTAL 2001
PESCA RECIBIDA	TM	199,469.060
PESCA RECIBIDA TVN < 40	TM	0.000
PESCA RECIBIDA HRS. CAP. < 20	TM	0.000
PESCA PROCESADA	TM	199,150.074
% PESCA RECIBIDA TVN < 40	%	0.00%
% PESCA RECIBIDA HRS.CAP< 20	%	0.00%
HARINA SD SUPER PRIME	TM	0.000
HARINA SD SUPER PRIME JUMBO	TM	0.000
HARINA SD PRIME	TM	0.000
HARINA SD PRIME JUMBO	TM	0.000
HARINA SD SUPER ESTANDAR	TM	0.000
HARINA SD ESTANDAR	TM	0.000
HARINA FAQ	TM	46,568.750
TOTAL HARINA	TM	46,568.750
% PRIME Y SUPER PRIME	%	
ACEITE DEL PROCESO	TM	7,426.514
ACEITE DE RECUP. SECUND.	TM	559.019
TOTAL ACEITE	TM	7,985.533
FACTOR DE REDUCCION	P / H	4.28
RENDIMIENTO DE HARINA	%	23.38
RENDIMIENTO DE ACEITE	A / P	4.01%
CONSUMO PETROL. CALDEROS	Gl	1,343,676
CONSUMO ACEITE CALDEROS	TM	52.08
PARAMETRO CONSUMO CALDEROS	Gl / TM	29.14
CONSUMO PETROL. SECADORES	Gl	1,012,611
CONSUMO ACEITE SECADORES	TM	292.25
PARAMETRO CONSUMO SECADORES	Gl / TM	23.37
CONSUMO TOTAL PETROLEO	Gl	2,445,468
PARAMETRO CONSUMO TOTAL	Gl / TM	52.51
CONSUMO GRUPOS ELECTROG.	Gl	147,659
PARAMETRO DE CONSUMO	Gl / TM	3.17
MOTORES VARIOS	Gl	4,516
PARAMETRO DE CONSUMO	Gl / TM	0.10
CONSUMO BOMBEO DESCARGA	Gl	22,949
PARAMETRO DE CONSUMO	Gl / TM	0.49
CONSUMO ANTIOXIDANTE	Kg	33,206
PARAMETRO DE CONSUMO	ppm	713
SACOS BLANCOS	Pza	0
PARAMETRO DE CONSUMO	Pza / TM	0.00
SACOS NEGROS	Pza	952,337
PARAMETRO DE CONSUMO	Pza / TM	20.45
HILO	Kg	732
PARAMETRO DE CONSUMO	Kg / TM	0.02
AGUA	m3	50,861
PARAMETRO DE CONSUMO	m3 / TM	1.09
DIAS TRABAJADOS	DIA	0
PESCA DESCARGADA X HORA	TMP / H	109
PESCA PROCESADA X HORA	TMP / H	88

Anexo 10. Cálculo para determinar el balance energético de los secadores



$$\text{Calor que ingresa equipo} = \text{Calor absorbido por la harina producida} + \text{Calor absorbido por agua evaporada} + \text{Perdidas de calor el equipo}$$

1. Antes de instalar el segundo secador primario

1.1 Para el secador primario 1 (1era etapa)

Consideraciones según balance de materia para 138 Ton/hr:

Agua a evaporar del secador primario1 (K): 20.32 Ton/hr

Harina producida ó scrap 1(L): 35.78 Ton/hr

A. Calor absorbido por el agua evaporada:

Entalpía entre el agua a la temperatura de la torta y el vapor de agua a la temperatura de la torta y el vapor de agua a la temperatura de evaporación.

Temperatura de la torta 71°C (liquido)

Temperatura de evaporación 100°C (vapor)

Entalpía del agua a 71°C: 70.93 Cal/gr ó 70,930 Kcal/Ton

Entalpía del vapor de agua 100°C: 638.9 Cal/gr ó 638,900Kcal/Ton

EL cambio en entalpía de la masa dará el calor absorbido por el agua evaporada.

Masa agua evap. X ($H_{g100^{\circ}\text{C}} - H_{f71^{\circ}\text{C}}$)

$$20.32 \text{ X } (638,900 - 70,930) = 11,541,150.40 \text{ Kcal/hr}$$

B. Calor absorbido por el scrap 1(L)

Cantidad scrap producida: 35.78 Ton/hr

Calor específico(C_p): 0.82 cal/gr. $\times^{\circ}\text{C}$ ó 820 Kcal/Ton. $\times^{\circ}\text{C}$

Cambio de temperatura

Cake de prensa: 71 °C

Scrap 1: 91 °C

Masa scrap producido $\times C_p \times (T^{\circ}_{\text{scrap}} - T^{\circ}_{\text{cake}})$

$$35.78 \times 820 \times (91^{\circ}\text{C} - 71^{\circ}\text{C}) = 586,792.00 \text{ Kcal/hr}$$

C. Perdidas de calor en el equipo

Consideraciones:

Consumo de petróleo R-500 para el secador: 12.7Gal./Ton. Harina

Poder calorífico del R-500:151,700 BTU/Gal. ó 38,252.67Kcal/Gal

Rendimiento teórico según balance:23.67% ó 4.225

Se tendrá un consumo de:

$$(12.7 \text{ Gal. Petróleo/Ton. Harina}) / 4.225 =$$

$$3.006 \text{ Gal.petróleo/Ton. pescado}$$

Para 138 Ton/hr pescado:

$$3.006 \text{ Gal/Ton. Pescado} \times 138 \text{ Ton/hr} = 414.82 \text{ Gal/hr}$$

Entonces el calor suministrado sería:

$$414.82 \text{ Gal/hr.} \times 38,252.67 \text{ Kcal/Gal} = 15,867,841.29 \text{ Kcal/hr}$$

El calor necesario para evaporar 20.32 Ton/hr de agua y el absorbido por el scrap.

$$11,541,150.40 + 586,792.00 = 12,127,942.40 \text{ Kcal/hr}$$

Por lo tanto, las pérdidas de calor por "radiación y conducción" en el equipo serian:

$$15,867,841.29 - 12,127,942.40 = 3,739,898.89 \text{ Kcal/hr}$$

Ósea un porcentaje teórico de pérdidas de calor en el equipo :23.57%.

Se asume entonces 24 % de pérdidas de calor en el equipo.

D. Calor total que debe suministrarse

1. Calor absorbido por el agua evaporada: 11,541,150.40 Kcal/hr

2.- Calor absorbido por el scrap: 586,792.00 Kcal/hr

3.- Perdidas en el equipo: 3,761,105.76 Kcal/hr

4. - Total: 15,889,048.16 Kcal/hr

E. Petróleo requerido:

$$(15,889,048.16 \text{ Kcal/hr}) / 10,434.44 \text{ Kcal/Kg petróleo} = 1,522.75 \text{ Kg. Petróleo /hr}$$

$$(1,522.75 \text{ Kg. Petróleo/hr}) / 3.666 \text{ Kg./ Gal} = 415.37 \text{ Gal/Hora}$$

$$12.72 \text{ Gal/Ton. Harina}$$

1.2 Para el secador secundario (segunda etapa)

Consideraciones según balance de materia para 138 Ton/hr :

Agua a evaporar del secador secundario (N): 12.88 Ton/hr

Harina producida (O): 32.66 Ton/hr

A. Calor absorbido por el agua evaporada

Entalpía entre el agua a la temperatura de la torta y el vapor de agua a la temperatura de la torta y el vapor de agua a la temperatura de evaporación.

Temperatura de la torta 68 °C (liquido)

Temperatura de evaporación 100 °C (vapor)

Entalpía del agua a 68 °C: 67.93 Cal/gr. ó 67,930 Kcal/Ton.

Entalpía del vapor de Agua a 100 °C: 638.9Cal/gr ó 638,900 Kcal/Ton

EL cambio en entalpía de la masa dará el calor absorbido por el agua evaporada.

Masa agua evap. X (H_{g100°C} - H_{f68°C})

$$12.88 \times (638,900 - 67,930) = 7,354,093.60 \text{ Kcal/hr}$$

B. Calor absorbido por la harina

Cantidad producida: 32.66 Ton/hr

Calor específico: 0.82 Cal/gr. x °C ó 820 Kcal/Ton. x °C

Cambio de temperatura

Scrap que ingresa 68 °C

harina producida 95 °C

Masa harina producido x Cp. x (T°_{harina} - T°_{scrap})

$$32.66 \times 820 \times (95 \text{ °C} - 68 \text{ °C}) = 723,092.40 \text{ Kcal/hr}$$

C. Pérdidas de calor en el equipo :

Consideraciones:

Consumo petróleo R-500 del secador: 8.45 Gal. Petróleo/Ton. Harina

Poder calorífico R-500: 151,700 BTU/Gal ó 38,252.67 Kcal/Gal

Rendimiento teórico según balance: 23.67% ó 4.225

Se tendrá un consumo de:

$$(12.7 \text{ Gal. Petróleo/Ton. Harina}) / 4.225 = 2.00 \text{ Gal/Ton. Pescado}$$

Para 138 Ton. Pescado/hr:

$$2.00 \text{ Gal/Ton. Pescado} \times 138 \text{ Ton/hr} = 276.00 \text{ Gal/hr}$$

Entonces el calor suministrado sería:

$$276.00 \text{ Gal/hr} \times 38,252.67 \text{ Kcal/Gal} = 10,557,736.92 \text{ Kcal/hr}$$

El calor necesario para evaporar 12.88 Ton/hr de agua y el absorbido por la harina es:

$$7,354,093.60 + 723,092.40 = 8,077,186.00 \text{ Kcal/hr}$$

Por lo tanto, las pérdidas de calor por "radiación y conducción" en el equipo serían:

$$10,557,736.92 - 8,077,186.00 = 2,480,550.92 \text{ Kcal/hr}$$

Ósea un porcentaje teórico de pérdidas de calor en el equipo:
23.50%

Se asume entonces 24 % de pérdidas de calor en el equipo.

D. Calor total que debe suministrarse

1. Calor absorbido por el agua evap.:	7,354,093.60	Kcal/hr
2. Calor absorbido por la harina:	723,092.40	Kcal/hr
3. Perdidas en el equipo:	2,497,030.24	Kcal/hr
4. Total:	10,574,216.24	Kcal/hr

E. Petróleo requerido

$$(10,574,216.24 \text{ Kcal/hr}) / 10434.44 \text{ Kcal/Kg.} = 1,013.40 \text{ Kg. Petróleo/hr}$$

$(1,013.40 \text{ Kg. Petróleo/hr}) / 3.666 \text{ Kg. /Gal.} = 276.43 \text{ Gal/hr}$

8.46 Gal/Ton. Harina

2. Después de instalar el segundo secador primario

2.1 Para el secador primario 1 (1era etapa)

Consideraciones según balance de materia para 138 Ton/hr :

Agua a evaporar del secador primario 1 (K) : 11.07 Ton/hr

Harina producida (scrap del secador primario 1) (L) : 18.6Ton/hr

A. Calor absorbido por el agua evaporada:

Entalpía entre el agua a la temperatura de la torta y el vapor de agua a la temperatura de la torta y el vapor de agua a la temperatura de evaporación.

Temperatura de la torta 71 °C (liquido)

Temperatura de evaporación 100 °C (vapor)

Entalpía del agua a 71° C: 70.93Cal/gr. ó 70,930 Kcal/Ton

Entalpía del vapor de agua 100°C: 638.9Cal/gr ó 638,900Kcal/Ton.

EL cambio en Entalpía de la masa dará el calor absorbido por el agua evaporada.

Masa agua evap. X (H_{g100°C} - H_{f71°C})

$11.07 \text{ X } (638,900 - 70,930) = 6,287,427.90 \text{ Kcal/hr}$

B. Calor absorbido por el scrap 1:

Cantidad scrap producida: 18.6 Ton/hr

Calor específico (Cp): 0.82 Cal/gr .x °C ó 820 Kcal/Ton x °C

Cambio de temperatura

Cake de prensa: 71°C

Scrap 1: 91°C

Masa scrap producido x Cp x (T°scrap - T°cake)

$$18.6 \times 820 \times (91^\circ\text{C} - 71^\circ\text{C}) = 305,040.00 \text{ Kcal/hr}$$

C. Perdidas de calor en el equipo

Consideraciones:

Consumo de R-500 para este secador:

6.94 Gal. petróleo/Ton. Harina

Poder calorífico del petróleo R-500: 151,700 BTU/Gal ó
38,252.67 Kcal/Gal.

Rendimiento teórico según balance : 23.66 % ó 4.226

Se tendrá un consumo de:

$$(6.94 \text{ Gal. Petróleo/Ton. Harina}) / 4.226 = 1.642 \text{ Gal/Ton. Pescado}$$

Para 138 Ton/hr Pescado:

$$1.642 \text{ Gal/Ton. Pescado} \times 138 \text{ Ton/hr} = 226.63 \text{ Gal/hr}$$

Entonces el calor suministrado sería :

$$226.63 \text{ Gal/hr} \times 38,252.67 \text{ Kcal/Gal} = 8,669,036.23 \text{ Kcal/hr}$$

El calor necesario para evaporar 20.32 Ton/hr de agua y el absorbido por el scrap.

$$6,287,427.90 + 305,040.00 = 6,592,467.90 \text{ Kcal/hr}$$

Por lo tanto las pérdidas de calor por "radiación y conducción" en el equipo serian:

$$8,669,036.23 - 6,592,467.90 = 2,076,568.33 \text{ Kcal/hr}$$

Ósea un porcentaje teórico de pérdidas de calor en el equipo:

Se asume entonces 24 % de pérdidas de calor en el equipo.

D. Calor total que debe suministrarse

1. Calor absorbido por el agua evaporada: 6,287,427.90 Kcal/hr

2. Calor absorbido por el Scrap: 305,040.00 Kcal/hr

3. Pérdidas en el equipo: 2,081,831.97 Kcal/hr

4. Total: 8,674,299.87 Kcal/hr

E. Petróleo requerido

$(8,674,299.87 \text{ Kcal/hr}) / 10434.44 \text{ Kcal/Kg.} = 831.31 \text{ Kg. Petróleo /hr}$

$(831.31 \text{ Kg. Petróleo/hr}) / 3.666 \text{ Kg./ Gal.} = 226.76 \text{ Gal/hr}$

6.94 Gal/Ton. Harina

2.2 Para el secador primario 2 (secador Instalado)

Consideraciones según balance de materia para 138 Ton/hr:

Agua a evaporar del secador primario 2 (M): 11.07 TM/ HR

Harina producida (scrap del secador primario 2) (N): 18.6 TM/ HR

A. Calor absorbido por el agua evaporada

Entalpía entre el agua a la temperatura de la torta y el vapor de agua a la temperatura de la torta y el vapor de agua a la temperatura de evaporación.

Temperatura de la torta 66 ° C (liquido)

Temperatura de evaporación 100 ° C (vapor)

Entalpía del agua a 66° C: 65.93Cal/gr.; 65,930 Kcal/Ton

Entalpía vapor de agua a 100°C: 638.9 Cal/gr.; 638,900 kcal/Ton

EL cambio en entalpía de la masa dará el calor absorbido por el agua evaporada.

Masa agua evap. X (H_{g100°C} - H_{f66°C})

$$11.07 X (638,900 - 65,930) = 6'342,777.90 \text{ Kcal/hr}$$

B. Calor absorbido por la harina

Cantidad producida: 18.6 Ton/ hr

Calor específico: 0.82Calorias/gr.x°C ; 820 Kcal/Tonx°C

Cambio de temperatura

Cake de prensa: 66 °C

Scrap 1: 90 °C

Masa scrap producido x Cp x (T°_{scrap} - T°_{cake})

$$32.66 x 820 x (90°C - 66 °C) = 366,048.00 \text{ Kcal/hr}$$

C. Pérdidas de calor en el equipo

Consideraciones:

Consumo de R-500 para el secador: 7.07 Gal. Petróleo/Ton. Harina

Poder calorífico del R-500:151,700 BTU/Gal ó 38,252.67 Kcal/Gal

Rendimiento teórico según balance :23.66 % ó 4.226

Se tendrá un consumo de:

$$(7.07 \text{ Gal. Petróleo/Ton. Harina}) / 4.226 = 1.673 \text{ Gal/Ton. Pescado}$$

Para 138 Ton/hr pescado:

$$1.673 \text{ Gal/Ton. Pescado} x 138 \text{ Ton/hr} = 230.87 \text{ Gal/hr}$$

Entonces el calor suministrado sería:

$$230.87 \text{ Gal/hr.} \times 38,252.67 \text{ Kcal/Gal} = 8'831,424.52 \text{ Kcal/hr}$$

El calor necesario para evaporar 12.88 Ton/hr de agua y el absorbido por la harina es:

$$6,342,777.90 + 366,048.00 = 6,708,825.90 \text{ Kcal/hr}$$

Por lo tanto, las pérdidas de calor por "radiación y conducción" en el equipo serian:

$$8'831,424.52 - 6,708,825.90 = 2'122,598.62 \text{ Kcal/hr}$$

Ósea un porcentaje teórico de pérdidas de calor en el equipo :24.03%

Se asume entonces 24 % de pérdidas de calor en el equipo.

D. Calor total que debe suministrarse

1.- Calor absorbido por el agua evaporada: 6'342,777.90 Kcal/hr

2.- Calor absorbido por el scrap: 366,048.00 Kcal/hr

3.- Perdidas en el equipo: 2'118,576.60 Kcal/hr

4.- Total : 8'827,402.50 Kcal/hr

E. Petróleo requerido

$$(8,827,402.50 \text{ Kcal/hr}) / 10,434.44 \text{ Kcal/Kg.} = 845.99 \text{ Kg. Petróleo /hr}$$

$$(845.99 \text{ Kg. Petróleo/hr}) / 3.666 \text{ Kg./ Gal.} = 230.77 \text{ Gal./hr}$$

$$7.07 \text{ Gal./Ton. Harina}$$

2.3 Para el secador secundario (segunda etapa)

Consideraciones según balance de materia para 138 Ton/hr :

Agua a evaporar del secador secundario (P): 11.06 Ton/hr

Harina producida (Q): 32.65 Ton/hr

A. Calor absorbido por el agua evaporada

Entalpía entre el agua a la temperatura de la torta y el vapor de agua a la temperatura de la torta y el vapor de agua a la temperatura de evaporación.

Temperatura de la torta 68 °C (liquido)

Temperatura de evaporación 100 °C (vapor)

Entalpía del agua a 68 °C :67.93 Cal/gr.; 67,930 Kcal/Ton.

Entalpía del vapor de agua a 100 °C: 638.9 Cal/gr;

638,900 Kcal/Ton.

EL cambio en entalpía de la masa dará el calor absorbido por el agua evaporada.

Masa agua evap. X (H_{g100°C} - H_{f68°C})

$$11.06 \text{ X } (638,900 - 67,930) = 6,314,928.20 \text{ Kcal/hr}$$

B. Calor absorbido por la harina

Cantidad producida: 32.66 Ton/hr

Calor específico: 0.82 Cal/gr.x°C ; 820 Kcal/Ton x °C

Cambio de temperatura

Scrap ingresa 68 °C

harina producida 92 °C

Masa harina producido x Cp x (T^o_{harina} - T^o_{scrap})

$$32.66 \times 820 \times (92 \text{ °C} - 68 \text{ °C}) = 642,748.80 \text{ Kcal/hr}$$

C. Perdidas de calor en el equipo

Consideraciones:

Consumo de R-500 para el secador: 7.33 Gal. Petróleo/Ton. Harina

Poder calorífico del R-500:151,700 BTU/Gal. ó 38,252.67 Kcal/Gal.

Rendimiento teórico según balance: 23.66 % ó 4.226

Se tendrá un consumo de:

$$(7.33 \text{ Gal. Petróleo/Ton. Harina}) / 4.226 = 1.735 \text{ Gal./Ton. Pescado}$$

Para 138 Ton/hr pescado:

$$1.735 \text{ Gal./Ton. Pescado} \times 138 \text{ Ton/hr} = 239.36 \text{ Gln/hr}$$

Entonces el calor suministrado sería:

$$239.36 \text{ Gal/hr} \times 38,252.67 \text{ Kcal/Gal} = 9'156201.09 \text{ Kcal/hr}$$

El calor necesario para evaporar 12.88 Ton/hr de agua y el absorbido por la harina es:

$$6,314,928.20 + 642,748.80 = 6,957,677.00 \text{ Kcal/hr}$$

Por lo tanto, las pérdidas de calor por "radiación y conducción" en el equipo serian:

$$9'156,201.09 - 6'957,677.00 = 2'198,524.09 \text{ Kcal/hr}$$

Ósea un porcentaje teórico de pérdidas de calor en el equipo :24.01%

Se asume entonces 24 % de pérdidas de calor en el equipo.

D. Calor total que debe suministrarse

1.- Calor absorbido por el agua evaporada: 6,314,928.20 Kcal/hr

2.- Calor absorbido por la harina: 642,748.80 Kcal/hr

3.- Perdidas en el equipo: 2,197,161.16 Kcal/hr

4. - Total: 9,154,838.16 Kcal/hr

E. Petróleo requerido

$$(9,154,838.16 \text{ Kcal/hr}) / 10434.44 \text{ Kcal/Kg.} = 877.37 \text{ Kg. Petróleo/hr}$$

$$(877.37 \text{ Kg. Petróleo/hr}) / 3.666 \text{ Kg./Gal.} = 239.33 \text{ Gal/hr}$$

7.33 Gal/Ton. Harina

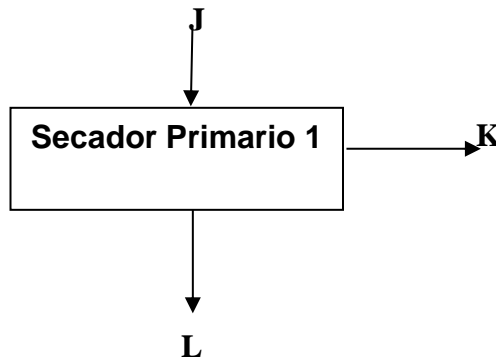
Anexo 11. Cálculo para determinar la capacidad de los secadores con y sin el segundo secador

1. Antes de instalar el segundo secador primario

1.1 Para el secador primario 1

Los cálculos se harán para secadores de tipo a "fuego directo" .

Según balance de materiales para una capacidad de 138 Ton/hr de la Tabla 3



Corriente	J	K	L
Sólidos (Ton/hr)	24.51	-	24.51
Grasa (Ton/hr)	2.33	-	2.33
Agua (Ton/hr)	29.26	20.32	8.94
Total (Ton/hr)	56.10	20.32	35.78

Donde:

J : Torta mezcla de B +D + I1.

K : Agua evaporada secador primario 1

L : Scrap 1

Entonces tenemos para:

$K = 20.32$ Ton. de agua evaporada /hora, del secador primario 1.

En el diseño de secadores, la Industria Pesquera considera de 55 Kg. de agua evap./m³ a 65 Kg. fe agua evap./m³.

En este caso utilizaremos el promedio de ambos valores, ósea 60 Kg. de agua evap./m³.

Entonces el volumen del secador será:

$$V = \frac{20,320.00 \text{ Kg. de agua evap.}}{60.00 \text{ Kg. de agua evap./m}^3}$$

$$\text{Volumen} = 338.67 \text{ m}^3$$

Según decreto supremo N° 007 - 72 PE para balancear la capacidad de los secadores a fuego directo, publicada el 12 de octubre de 1987 por el Ministerio de Pesquería, se necesitan 3.6 m³/Ton de materia prima, por consiguiente:

$$\begin{array}{l} \text{Capacidad} \\ \text{del secador} \end{array} = \frac{338.67 \text{ m}^3}{3.60 \text{ m}^3 / (\text{Ton.mat.prima /hr})}$$

$$\begin{array}{l} \text{Capacidad} \\ \text{secador primario 1} \end{array} = 94.07 \text{ Ton/hr}$$

Cámara de fuego para el secador primario 1

Consideramos datos ideales para el diseño de la cámara:

La cámara del secador se diseña de acuerdo al calor que resisten los refractarios.

Base de la cámara ideal: 18,000.00 BTU/ ft³ x hr.

Poder calorífico petróleo R-500: 151,700.00 BTU/ Gal. de petróleo

Cantidad de agua por evaporar: 20,320.00 Kg. de agua evap./hr.

Según balance de energía de la Tabla 4 para este secador:

La cantidad de calor necesario para evaporar 20.32 Ton/ hr:

11'541,150.40 Kcal/hr ó 45'818,367.09 BTU /hr

Luego el volumen de la cámara:

$$V = \frac{45'818,367.09 \text{ BTU/ hr.}}{18,000.00 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^3 \times \text{hr}}}$$

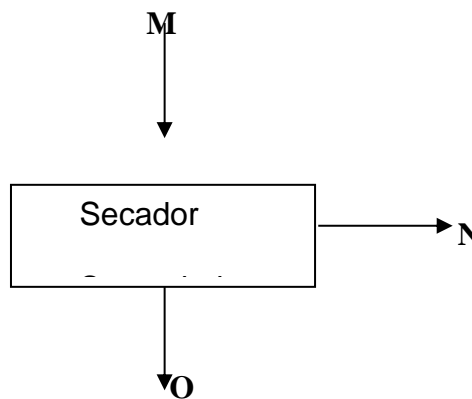
$$V = 2,545.46 \text{ ft}^3 \times 0.028317 \text{ m}^3 / \text{ft}^3$$

$$V = 72.08 \text{ m}^3$$

1.2 Para el secador secundario

Los cálculos se harán para secadores de tipo a "fuego directo".

Según balance de materiales para una capacidad de 138 Ton/hr de la Tabla 3.



Corriente	M	N	O
Sólidos (Ton/hr)	27.53	-	27.53
Grasa (Ton/hr)	2.52	-	2.52
Agua (Ton/hr)	15.49	12.88	2.61
Total (Ton/hr)	45.54	12.88	32.66

Donde:

M: Torta mezcla de L + I2.

N: Agua evaporada secador secundario

O: Harina producida

Entonces tenemos para:

N = 12.88 Toneladas de agua evaporada por hora, del secador secundario.

En el diseño de secadores, la Industria Pesquera considera de 55 Kg. De agua evap./ m³ a 65 Kg. de agua evap./m³.

En este caso utilizaremos el promedio de ambos valores, ósea 60 Kg. de agua evap /m³.

Entonces el volumen del secador será:

$$V = \frac{12,880.00 \text{ Kg. de agua evap.}}{60.00 \text{ Kg. de agua evap./m}^3}$$

$$\text{Volumen} = 214.67 \text{ m}^3$$

Según decreto supremos N° 007 - 72 PE para balancear la capacidad de los secadores a fuego directo, publicada el 12 de octubre de 1987 por el Ministerio de Pesquería, se necesitan 3.6 m³/ Ton de materia prima, por consiguiente:

$$\begin{array}{l} \text{Capacidad} \\ \text{del secador} \end{array} = \frac{214.67 \text{ m}^3}{3.60 \text{ m}^3 / (\text{Ton.mat.prima /hr})}$$

Capacidad 59.63 Ton / hr
secador secundario

Cámara de fuego para el secador secundario

Consideramos datos ideales para el diseño de la cámara:

La cámara del secador se diseña de acuerdo al calor que resisten los refractarios.

Base de la cámara ideal: 18,000.00 BTU/ ft³ x hr.

Poder calorífico petróleo R-500: 151,700.00 BTU/ Gal. De petróleo

Cantidad de agua por evaporar: 12,800.00 Kg. de agua evap./ hr.

Según balance de energía de la Tabla 5 para este secador:

La cantidad de calor necesario para evaporar 12.80 Ton/ hr:

7'354,093.06 Kcal/hr ó 29'195,751.59 BTU /hr

Luego el volumen de la cámara:

$$V = \frac{29'195,751.59 \text{ BTU/ hr.}}{18,000.00 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^3 \times \text{hr}}}$$

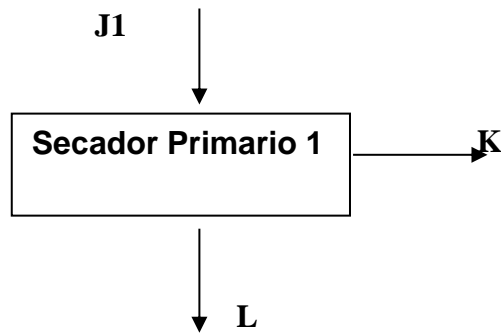
$$V = 1,621.99 \text{ft}^3 \times 0.028317 \text{ m}^3 / \text{ft}^3$$

$$V = 45.93 \text{ m}^3$$

2. Después de instalar el segundo secador primario

2.1 Para el secador primario 1

Los cálculos se harán para secadores de tipo a "fuego directo". Según balance de materiales para una capacidad de 138 Ton/hr de la Tabla 4.



Corriente	J1	K	L
Sólidos (Ton/hr)	12.76	-	12.76
Grasa (Ton/hr)	1.2	-	1.19
Agua (Ton/hr)	15.72	11.07	4.65
Total (Ton/hr)	29.67	11.07	18.60

Donde:

J1: Torta mezcla 1 De B +D + I1 + I2.

K: Agua evaporada secador primario 1

L: Scrap secador primario 1

Entonces tenemos para:

$K = 11.07$ Ton. agua evaporada /hora del secador primario 1.

En el diseño de secadores, la Industria Pesquera considera de 55 Kg. de agua evap./ m³ a 65 Kg. de agua evap./ m³ .

En este caso utilizaremos el promedio de ambos valores, ósea 60 Kg. de agua evap./ m³ .

Entonces el volumen del secador será:

$$V = \frac{11,070.00 \text{ Kg. De Agua Evap.}}{60.00 \text{ Kg. De Agua Evap./ m}^3}$$

Volumen = 184.50 m³

Según decreto supremos N° 007 - 72 PE para balancear la capacidad de los secadores a fuego directo, publicada el 12 de Octubre de 1987 por el Ministerio de Pesquería, se necesitan 3.6 m³/Ton. de materia prima, por consiguiente:

$$\begin{array}{l} \text{Capacidad} \\ \text{del secador} \end{array} = \frac{184.50 \text{ m}^3}{3.60 \text{ m}^3 / (\text{Ton.mat.prima} / \text{hr})}$$

$$\begin{array}{l} \text{Capacidad} \\ \text{Secador primario 1} \end{array} = 51.25 \text{ Ton/hr}$$

Cámara de fuego para el secador primario 1

Consideramos datos ideales para el diseño de la cámara:

La cámara del secador se diseña de acuerdo al calor que resisten los refractarios.

Base de la cámara ideal: 18,000.00 BTU/ ft³ x hr.

Poder calorífico petróleo R-500: 151,700.00 BTU/ Gal. de petróleo

Cantidad de agua por evaporar: 11,070.00 Kg. de agua evap./hr.

Según balance de energía de la Tabla 6 para este secador:

La cantidad de calor necesario para evaporar 11.07 Ton/ hr:

6'287,427.09 Kcal/hr ó 24'961,088.76 BTU/hr

Luego el volumen de la cámara:

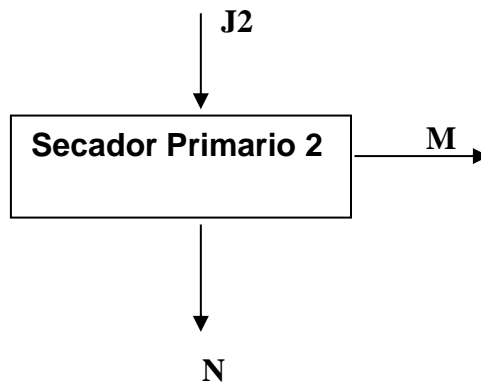
$$V = \frac{24'961,088.76 \text{ BTU/ hr} .}{18,000.00 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^3 \times \text{hr}}}$$

$$V = 1,386.73 \text{ ft}^3 \times 0.028317 \text{ m}^3 / \text{ft}^3$$

$$V = 39.27 \text{ m}^3$$

2.2 Para el secador primario 2

Los cálculos se harán para secadores de tipo a "fuego directo". Según balance de materiales para una capacidad de 138 Ton/hr del Tabla 4.



Corriente	J2	M	N
Sólidos (Ton/hr)	12.76	-	12.76
Grasa (Ton/hr)	1.2	-	1.19
Agua (Ton/hr)	15.72	11.07	4.65
Total (Ton/hr)	29.67	11.07	18.60

Donde:

J2: Torta mezcla 2 De B +D + I1 + I2.

M: Agua evaporada secador primario 2

N: Scrap secador primario 2

Entonces tenemos para:

M = 11.07 Ton. de agua evaporada / hora, del secador primario 2.

En el diseño de secadores, la Industria Pesquera considera de 55 Kg. de agua evap./m³ a 65 Kg. de agua evap./m³.

En este caso utilizaremos el promedio de ambos valores, ósea 60 Kg. de agua evap./m³.

Entonces el volumen del secador será:

$$V = \frac{11,070.00 \text{ Kg. De Agua Evap.}}{60.00 \text{ Kg. De Agua Evap./ m}^3}$$

$$\text{Volumen} = 184.50 \text{ m}^3$$

Según decreto supremos N° 007 - 72 PE para balancear la capacidad de los secadores a fuego directo, publicada el 12 de octubre de 1987 por el Ministerio de Pesquería, se necesitan 3.6 m³/Ton. de materia prima, por consiguiente:

$$\text{Capacidad del secador} = \frac{184.50 \text{ m}^3}{3.60 \text{ m}^3 / (\text{Ton.mat.prima /hr})}$$

$$\text{Capacidad secador primario 2} = 51.25 \text{ Ton/hr}$$

Cámara de fuego para el secador primario 2

Consideramos datos ideales para el diseño de la cámara:

La cámara del secador se diseña de acuerdo al calor que resisten los refractarios.

Base de La cámara ideal: 18,000.00 BTU/ ft³ x hr.

Poder calorífico petróleo R-500: 151,700.00 BTU/ Gal. de petróleo

Cantidad de agua por evaporar: 11,070.00 Kg. de agua evap./hr.

Según balance de energía del Tabla 6 para este secador:

La cantidad de calor necesario para evaporar 11.07 Ton/ hr:

6'342,777.90 Kcal/hr ó 25'180,828.26 BTU/hr

Luego el volumen de la cámara:

$$V = \frac{25'180,828.28 \text{ BTU/ hr .}}{18,000.00 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^3 \times \text{hr}}}$$

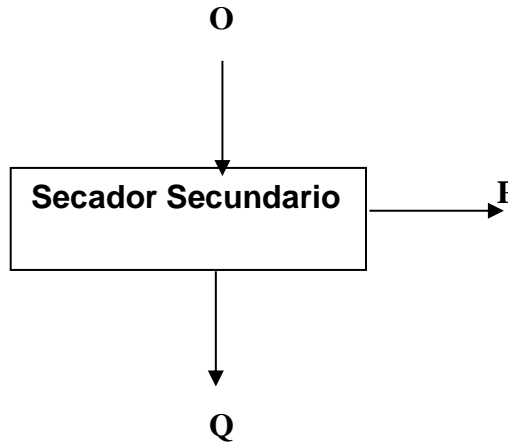
$$V = 1,398.93 \text{ ft}^3 \times 0.028317 \text{ m}^3 / \text{ft}^3$$

$$V = 39.61 \text{ m}^3$$

2.3 Para el secador secundario :

Los cálculos se harán para secadores de tipo a "fuego directo".

Según balance de materiales para una capacidad de 138 Ton./hr de la Tabla 4.



Corriente	O	P	Q
Sólidos (Ton/hr)	27.53	-	27.53
Grasa (Ton/hr)	2.51	-	2.51
Agua (Ton/hr)	13.67	11.06	2.61
Total (Ton/hr)	43.71	11.06	32.65

Donde :

O : Torta mezcla De L + N + I3 .

P : Agua evaporada secador secundario

Q : Harina producida

Entonces tenemos para:

P = 11.06 Toneladas de agua evaporada por hora, del secador secundario.

En el diseño de secadores, la Industria Pesquera considera de 55 Kg. de agua evap. /m³ a 65 Kg. de agua evap./m³.

En este caso utilizaremos el promedio de ambos valores, ósea 60 Kg. de agua evap. /m³ .

Entonces el volumen del secador será:

$$V = \frac{11,060.00 \text{ Kg. De Agua Evap.}}{60.00 \text{ Kg. De Agua Evap./ m}^3}$$

$$\text{Volumen} = 184.33 \text{ m}^3$$

Según Decreto Supremos N° 007 - 72 PE para balancear la capacidad de los secadores a fuego directo, publicada el 12 de Octubre de 1987 por el Ministerio de Pesquería , se necesitan 3.6 m³/ Ton. de materia prima, por consiguiente:

$$\begin{array}{l} \text{Capacidad} \\ \text{del secador} \end{array} = \frac{184.33 \text{ m}^3}{3.60 \text{ m}^3 / (\text{Ton.mat.prima /hr})}$$

$$\begin{array}{l} \text{Capacidad} \\ \text{secador secundario} \end{array} = 51.20 \text{ Ton/hr}$$

Cámara de fuego para el secador secundario

Consideramos datos ideales para el diseño de la cámara :

La cámara del secador se diseña de acuerdo al calor que resisten los refractarios.

Base de la cámara ideal: 18,000.00 BTU/ ft³ x hr.

Poder calorífico petróleo R-500: 151,700.00 BTU/ Gal. de petróleo

Cantidad de agua por evaporar: 11,060.00 Kg. de agua evap./hr.

Según balance de energía de la Tabla 6 para este secador :

La cantidad de calor necesario para evaporar 11.06 Ton/ hr:

6'314,928.20 Kcal/hr ó 25'070,264.95 BTU/hr

Luego el volumen de la cámara:

$$V = \frac{25'070,264. \text{ BTU/ hr .}}{18,000.00 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^3 \times \text{hr}}}$$

$$V = 1,392.79 \text{ ft}^3 \times 0.028317 \text{ m}^3 / \text{ft}^3$$

$$V = 39.44 \text{ m}^3$$

Anexo 12. Parte anual de producción (consumos totales)

Del 01 de Octubre al 31 de Diciembre de 2001

DESCRIPCION	UNID	OCTUBRE A DICIEMBRE 2001
PESCA RECIBIDA	TM	14,643.650
PESCA RECIBIDA TVN < 40	TM	0.000
PESCA RECIBIDA HRS. CAP. < 20	TM	0.000
PESCA PROCESADA	TM	14,500.184
% PESCA RECIBIDA TVN < 40	%	0.00%
% PESCA RECIBIDA HRS.CAP< 20	%	0.00%
HARINA SD SUPER PRIME	TM	0.000
HARINA SD SUPER PRIME JUMBO	TM	0.000
HARINA SD PRIME	TM	0.000
HARINA SD PRIME JUMBO	TM	0.000
HARINA SD SUPER ESTANDAR	TM	0.000
HARINA SD ESTANDAR	TM	0.000
HARINA FAQ	TM	3,435.000
TOTAL HARINA	TM	
% PRIME Y SUPER PRIME	%	
ACEITE DEL PROCESO	TM	72.000
ACEITE DE RECUP. SECUND.	TM	0.000
TOTAL ACEITE	TM	72.000
FACTOR DE REDUCCION	P / H	4.22
RENDIMIENTO DE HARINA	%	23.69%
RENDIMIENTO DE ACEITE	A / P	0.50%
CONSUMO PETROL. CALDEROS	Gl	112,791
CONSUMO ACEITE CALDEROS	TM	0.00
PARAMETRO CONSUMO CALDEROS	Gl / TM	32.84
CONSUMO PETROL. SECADORES	Gl	81,312
CONSUMO ACEITE SECADORES	TM	0.00
PARAMETRO CONSUMO SECADORES	Gl / TM	23.67
CONSUMO TOTAL PETROLEO	Gl	194,103
PARAMETRO CONSUMO TOTAL	Gl / TM	56.51
CONSUMO GRUPOS ELECTROG.	Gl	13,218
PARAMETRO DE CONSUMO	Gl / TM	3.85
MOTORES VARIOS	Gl	990
PARAMETRO DE CONSUMO	Gl / TM	0.29
CONSUMO BOMBEO DESCARGA	Gl	3,217
PARAMETRO DE CONSUMO	Gl / TM	0.94
CONSUMO ANTIOXIDANTE	Kg	2,616
PARAMETRO DE CONSUMO	ppm	0.76
SACOS BLANCOS	Pza	0
PARAMETRO DE CONSUMO	Pza / TM	0.00
SACOS NEGROS	Pza	69,172
PARAMETRO DE CONSUMO	Pza / TM	20.14
HILO	Kg	52
PARAMETRO DE CONSUMO	Kg / TM	0.02
AGUA	m3	3,103
PARAMETRO DE CONSUMO	m3 / TM	0.90
DIAS TRABAJADOS	DIA	0
PESCA DESCARGADA X HORA	TMP / H	104
PESCA PROCESADA X HORA	TMP / H	98

Anexo 13. Parte anual de producción (consumos totales)

Del 01 de Enero al 30 de Septiembre de 2001

DESCRIPCION	UNID	ENERO A SEPTIEMBRE 2001
PESCA RECIBIDA	TM	184,825.410
PESCA RECIBIDA TVN < 40	TM	0.000
PESCA RECIBIDA HRS. CAP. < 20	TM	0.000
PESCA PROCESADA	TM	184,649.890
% PESCA RECIBIDA TVN < 40	%	0.00%
% PESCA RECIBIDA HRS.CAP< 20	%	0.00%
HARINA SD SUPER PRIME	TM	0.000
HARINA SD SUPER PRIME JUMBO	TM	0.000
HARINA SD PRIME	TM	0.000
HARINA SD PRIME JUMBO	TM	0.000
HARINA SD SUPER ESTANDAR	TM	0.000
HARINA SD ESTANDAR	TM	0.000
HARINA FAQ	TM	43,133.650
TOTAL HARINA	TM	43,133.650
% PRIME Y SUPER PRIME	%	
ACEITE DEL PROCESO	TM	7,354.514
ACEITE DE RECUP. SECUND.	TM	559.019
TOTAL ACEITE	TM	7,913.533
FACTOR DE REDUCCION	P / H	4.28
RENDIMIENTO DE HARINA	%	23.37
RENDIMIENTO DE ACEITE	A / P	4.29%
CONSUMO PETROL. CALDEROS	Gl	1,230,885
CONSUMO ACEITE CALDEROS	TM	52.08
PARAMETRO CONSUMO CALDEROS	Gl / TM	28.85
CONSUMO PETROL. SECADORES	Gl	931,299
CONSUMO ACEITE SECADORES	TM	292.25
PARAMETRO CONSUMO SECADORES	Gl / TM	23.35
CONSUMO TOTAL PETROLEO	Gl	2,251,365
PARAMETRO CONSUMO TOTAL	Gl / TM	52.20
CONSUMO GRUPOS ELECTROG.	Gl	134,441
PARAMETRO DE CONSUMO	Gl / TM	3.12
MOTORES VARIOS	Gl	3,526
PARAMETRO DE CONSUMO	Gl / TM	0.08
CONSUMO BOMBEO DESCARGA	Gl	19,732
PARAMETRO DE CONSUMO	Gl / TM	0.46
CONSUMO ANTIOXIDANTE	Kg	30,590
PARAMETRO DE CONSUMO	ppm	709
SACOS BLANCOS	Pza	0
PARAMETRO DE CONSUMO	Pza / TM	0.00
SACOS NEGROS	Pza	883,165
PARAMETRO DE CONSUMO	Pza / TM	20.48
HILO	Kg	680
PARAMETRO DE CONSUMO	Kg / TM	0.02
AGUA	m3	47,758
PARAMETRO DE CONSUMO	m3 / TM	1.11
DIAS TRABAJADOS	DIA	0
PESCA DESCARGADA X HORA	TMP / H	110
PESCA PROCESADA X HORA	TMP / H	88