

UNIVERSIDAD NACIONAL
JOSÉ FAUSTINO SÁNCHEZ CARRIÓN
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y METALÚRGICA
Escuela Académico Profesional de Ingeniería Química



TESIS

**“DESARROLLO Y VALIDACIÓN DE UN SIMULADOR PARA LA
ETAPA DE SECADO EN LA PRODUCCIÓN DE HARINA DE
PESCADO”**

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO QUÍMICO

Autor:

JHONATAN FERNANDO GARCÍA MARTÍNEZ

Bachiller en Ingeniería Química

Asesor:

Ing. MANUEL JOSÉ JIMENEZ ESCOBEDO

Ingeniero Químico – Registro CIP N° 52993
Profesor Asociado D.E. – Código Docente N° DNU053

HUACHO - 2019

DEDICATORIA

A mis padres por 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. Me formaron con reglas y algunas libertades, pero al final de cuentas, me motivaron constantemente para alcanzar mis anhelos.

Gracias queridos padres: TEODULO GARCÍA Y ERNESTINA MARTINEZ.

JHONATAN GARCÍA MARTINEZ

AGRADECIMIENTO

Primeramente agradezco a la Universidad Nacional José Faustino Sánchez Carrión por haberme aceptado ser parte de ella y abierto las puertas de su seno científico para poder estudiar mi carrera, así como también a los diferentes docentes que brindaron sus conocimientos y su apoyo para seguir adelante día a día.

Agradezco también a mi asesor de tesis el Ing. Manuel Jiménez Escobedo por haberme brindado la oportunidad de recurrir a su capacidad y conocimiento científico, así como también haberme tenido toda la paciencia del mundo para guiarme durante todo el desarrollo de la tesis.

Mi agradecimiento también va dirigido a la empresa COPEINCA Chancay por haberme aceptado que realice mis prácticas en esta prestigiosa empresa.

Y para finalizar, agradezco a todos mis compañeros de clase de pregrado, ya que gracias a la afinidad, amistad y apoyo moral han aportado en un alto porcentaje a mis ganas de seguir adelante en mi carrera profesional.

Con cariño y respeto:

JHONATAN FERNANDO GARCÍA MARTÍNEZ

ÍNDICE

	Pág.
DEDICATORIA	ii
AGRADECIMIENTO	iii
ÍNDICE GENERAL	1
ÍNDICE DE FIGURAS	4
ÍNDICE DE TABLAS	6
GLOSARIO	7
NOMENCLATURA	9
RESUMEN	11
ABSTRACT	12
CAPÍTULO I: ASPECTOS GENERALES	13
1.1 EL PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN	14
1.2.1. Identificación	14
1.2.2. Formulación del problema	15
1.2.2.1. Problema General	15
1.2.2.2. Problemas específicos	15
1.2 OBJETIVOS	15
1.2.1 Objetivo General	15
1.2.2 Objetivos Específicos	15
1.3 HIPÓTESIS	16
1.3.1 Hipótesis General	16
1.3.2 Hipótesis Específicos	16
1.4 VARIABLES	16
1.5 DISEÑO Y TIPO DE INVESTIGACIÓN	17
1.6 JUSTIFICACIÓN	17
CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO	18
2.1 ANTECEDENTES	19
2.1.1. Revisión de literatura internacional	19
2.1.2. Revisión de literatura nacional	19

2.2	OPERACIÓN UNITARIA DE SECADO	20
2.2.1.	Conceptos básicos	20
a)	Humedad	20
b)	Humedad relativa	20
c)	Entalpía de una mezcla aire – vapor de agua (H en kJ/kg aire seco)	21
d)	Carta psicrométrica	21
2.2.2.	Mecanismo de secado	22
a)	Tipos de mecanismo de secado	22
b)	Cinética de secado	22
c)	Velocidad de secado	23
d)	Parámetros adimensionales de secado	24
e)	La transferencia simultánea de calor y masa	28
f)	Balance simultáneo en condiciones de saturación	29
2.3	SECADORES INDUSTRIALES	29
2.3.1.	Secado directo	29
2.3.2.	Secado indirecto	30
2.3.3.	Principales características técnicas	30
2.4	EL PROCESO DE SECADO DE HARINA DE PESCADO	33
2.4.1.	Principales aspectos técnicos operacionales de los secadores utilizados en planta	33
2.5	LA SIMULACIÓN DE PROCESOS	39
2.5.1.	Aspectos conceptuales	39
2.5.2.	Estrategia general para la simulación de procesos	41
2.5.3.	Estructura en el modelamiento matemático	41
2.5.4.	Herramientas para simulación	42
	CAPÍTULO III: MATERIALES Y MÉTODOS	43
3.1	MEDIOS Y MATERIALES	44
3.1.1.	Equipos y materiales	44
3.1.2.	Medios y soporte para la simulación	44
3.2	METODOLOGÍA	45
3.2.1.	Análisis y modelado matemático para la simulación de la operación de secado	45
3.2.2.	Diagrama de flujo de la simulación	53

CAPÍTULO IV: INGENIERÍA DE PROCESOS	58
4.1	DIAGRAMAS DE FLUJO 59
4.1.1.	BFD de fabricación de harina de pescado 59
4.1.2.	PFD de los tres secadores a analizar 60
4.1.3.	Tabla técnica operacional de los secadores 62
4.2	EL BALANCE DE MATERIA 65
4.3	EL BALANCE DE ENERGÍA 69
4.3.1.	Cálculo de vapor en calderas (Capacidad de Calderas) 69
4.3.2.	Consumo de Vapor general (análisis hipotético) 69
4.3.3.	Balance de energía en Secador Rotadisk 72
4.3.4.	Balance de energía en Secador Rotatubo 75
4.3.5.	Balance de energía en Secador de Aire Caliente 78
CAPÍTULO V: SIMULACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS	79
5.1.	SIMULACIÓN 80
5.1.1.	Manual del usuario del programa 80
5.1.2.	Ejemplo de aplicación del programa simulador 82
5.2.	ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS 85
5.2.1	Análisis de parámetros operacionales 85
5.2.2	Análisis económico 87
CONCLUSIONES	88
RECOMENDACIONES	89
BIBLIOGRAFÍA	90
ANEXOS	92
A.1	EJEMPLO DE CÁLCULOS 93
A.2	DESCRIPCIÓN DE LA ELABORACIÓN DE HARINA DE PESCADO 102
A.3	PARÁMETROS DE TRABAJO ÓPTIMOS 107
A.4	LISTA DE PRECIOS DE COMBUSTIBLES 108

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1	Explicación esquemática de las líneas en una carta de humedad.	21
Figura 2.2	Curva general de secado.	23
Figura 2.3	Visión esquemática de la transferencia de masa y calor en el secado.	28
Figura 2.4	Secador rotatorio con aire caliente en contracorriente.	31
Figura 2.5	Secador rotadiscos acoplado al proceso.	32
Figura 2.6	Secador Rotadisk.	34
Figura 2.7	Secador de rotatubos con sus principales sistemas.	35
Figura 2.8	Secador de aire caliente con flujos paralelos de aire y harina.	36
Figura 2.9	Esquema simplificado de instalación de equipos componentes del secador de aire caliente.	38
Figura 2.10	Simuladores modulares secuenciales.	40
Figura 2.11	Simuladores orientados a ecuaciones.	40
Figura 2.12	Estrategia general para la simulación.	41
Figura 3.1	Volumen de control mostrando las transferencias de masa y energía.	45
Figura 3.2	Volumen de control de Secador Rotadisc.	46
Figura 3.3	Volumen de control de Secador Rotatubo.	47
Figura 3.4	Esquema de flujo de proceso para balance de materia y energía.	50
Figura 3.5	Esquema de balance de energía en cilindro secador.	51
Figura 3.6	Resistencias al flujo de calor desde la cámara de vapor al ambiente.	52
Figura 3.7	Pasos en un estudio de simulación.	53
Figura 3.8	Diagrama de flujo del simulador diseñado.	54
Figura 3.9	Diagrama de flujo de balance de energía en secador rotadisk.	55
Figura 3.10	Diagrama de flujo de balance de energía en secador rotatubo.	56
Figura 3.11	Diagrama de flujo de balance de energía en secador de aire caliente.	57
Figura 4.1	Diagrama de flujo del proceso de fabricación de harina de pescado.	59
Figura 4.2	Equipos de secado en la planta COPEINCA – Chancay.	60
Figura 4.3	PFD etapa de secado en la planta COPEINCA – Chancay.	61
Figura 4.4	Balance Cocinador-Prensa.	65
Figura 4.5	Balance Secador Rotadisk.	65
Figura 4.6	Balance de masa de la Planta COPEINCA Chancay – 168 TM/h. Parte 1.	67

Figura 4.7	Balance de masa de la Planta COPEINCA Chancay – 168 TM/h. Parte 2.	68
Figura 4.8	Gráfico de calor requerido para el secado de la torta integral.	71
Figura 5.1	Panel de ingreso del simulador creado por el autor.	80
Figura 5.2	Hoja Main Rotadisc donde se ingresa los datos y se obtienen los resultados automáticamente.	81
Figura 5.3	Hoja de reportes.	82
Figura 5.4	Cambio de % humedad en ingreso de secador rotadisk.	83
Figura 5.5	Simulador del secador de aire caliente.	85
Figura 5.6	Consumo de vapor al aumentar el %H. al ingreso de Rotadisk.	85
Figura 5.7	Consumo de vapor al aumentar el %G al ingreso de Rotadisk.	86

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 4.1.	Tabla técnica de secador rotadisk.	62
Tabla 4.2.	Tabla técnica de secador rotatubos.	63
Tabla 4.3.	Tabla técnica de secador de aire caliente.	64
Tabla 4.4.	Calculo de vapor en calderas.	69
Tabla 4.5.	Calculo de calor requerido para secar la torta integral.	71
Tabla 5.1.	Resultados para diferente %H al ingreso de la torta integral.	83
Tabla 5.2.	Resultados para diferente %G al ingreso de la torta integral.	84
Tabla 5.3.	Resultados para diferente presión de vapor.	84
Tabla 5.4.	Resultados a diferente capacidad de evaporación del SAC.	86
Tabla 5.5.	Costos por aumento de %H en secador rotadisc.	87

GLOSARIO

Agua de cola: Fracción líquida obtenida a partir del licor de prensa después de haber eliminado gran parte de los sólidos en suspensión y de la materia grasa.

Concentrado: Es el producto que se recupera en la evaporación del agua de cola y que contiene proteínas, aminoácidos y vitaminas solubles que van a ser adicionadas a la torta de prensa antes de la entrada al secador.

Diagrama de Flujo del Proceso: Representación gráfica y sistemática de las secuencias de pasos u operaciones utilizados en la producción ó elaboración de un determinado producto alimenticio.

Estado estable: Son aquellos procesos en los cuales las propiedades en cada uno de los puntos del sistema permanece constante

Estándares de harina: Los estándares de las propiedades de harina pescado para una clasificación como super prime se describe en el siguiente cuadro, cada tipo de harina tiene sus rangos.

COMPONENTE	UNIDAD	SUPER PRIMER	PRIME
Proteína	% Min	68	67
Grasa	% Max	10	10
Humedad	% Max	10	10
Arena	% Max	1	2
Sal + arena	% Max	4	4
Ácidos grasos libres	% Max	7.5	10
TBVN	mg/100g Max	100	120
Histamina	ppm Max	500	1000
Antioxidante	ppm Min	150	150

Fuente: HACCP COPEINCA. (2012)

Hardware: Conjunto de elementos físicos o materiales que constituyen una computadora o un sistema informático.

Harina de pescado: Insumo utilizado en la preparación de alimentos balanceados para animales. Compuesto por Proteína, Grasa, Humedad, Ceniza y Antioxidante. Los tipos de harina de pescado son: Harina Especial, Harina de Pescado Standard. La Harina de Pescado Especial es envasado en Saco Blanco Laminado de Polipropileno de 50 Kg. y la Harina de pescado Standard es envasado en Saco Negro tramado de 50 Kg.

Humedad: En la presente tesis se referirá al porcentaje de agua presente en la harina de pescado.

Intercambiador gas-gas: Es un intercambiador de calor, de flujo transversal a contracorriente, el cual calienta el aire de secado.

Online: Sistema de adquisición de datos en línea para cálculos en tiempo real.

Plan HACCP: Documento elaborado de acuerdo con los principios de HACCP para asegurar el control de peligros significativos en la seguridad de alimentos de la cadena alimentaria.

Planta de agua de cola: Es un sistema de evaporadores de múltiples efectos, del tipo película descendente, con bajas temperaturas y operada a presiones de vacío. La función de esta planta es concentrar el agua de cola resultante de la operación de centrifugado.

Scrap: Es la harina de pescado salida del secado y está compuesta todavía por partículas gruesas que van ser pulverizadas en el molino de martillos.

Secado conductivo: En los secadores conductivos el calor entregado al producto fluye por conducción a través de una superficie metálica desde el medio de aporte de calor. Los secadores conductivos son de distintos tipos: rotatubos, rotadiscos y secadores de tornillo.

Secado convectivo: Es el proceso de secado térmico más habitual. Gases provenientes de combustión, aerocalentadores o similar circulan sobre o entre las partículas de producto y evaporan el solvente.

Secador: Equipo cilíndrico giratorio de grandes dimensiones en donde las partículas de pescado prensado son sometidas a corrientes de aire caliente para disminuir su contenido de humedad.

Secado de sólidos: El secado de sólidos consiste en separar pequeñas cantidades de agua u otro líquido de un sólido con el fin de reducir el contenido líquido.

Secador de aire caliente: El secador de aire caliente, es un sistema convectivo basado en operaciones simultáneas de transferencia de masa y calor por convección forzada.

Secador rotadisk: El propósito del equipo es deshidratar una mezcla húmeda e inestable de torta integral, esto significa secar hasta un contenido de humedad 46-48%.

Secador rotatubos: Este secador opera en paralelo empleando como medio calefactor el vapor saturado proveniente de las calderas. En este secado se alimenta el scrap proveniente del primer secado con humedad de 46-48%, y el scrap obtenido sale con humedad de 16-20%.

Simulador de procesos comercial: Tienen estructura modular, contienen utilidades, extensiones y base de datos. Tienen aplicación para una industria para evaluar sus procesos. Por ejemplo Hysys, Chemcad, otros.

Simulador de propósito general: Son simuladores creados con un fin específico de un determinado proceso, no contiene su banco de datos a diferencia del simulador comercial. Por ejemplo Matlab, Simulink, otros, diseñado para hacer utilizado en problemas generales.

Software: Es un conjunto de programas, instrucciones y reglas informáticas que permiten ejecutar distintas tareas en una computadora

Torta de prensa: Es el pescado cocinado el cual ha sido sometido a un prensado. En condiciones normales contiene de 45% a 50% de humedad y es de color marrón.

Torta de separadora: Masa sólida obtenida del tratamiento del licor de prensa. Esta torta se encuentra con una humedad de 59% a 61%.

Torta de separadora ambiental: Masa sólida obtenida del tratamiento de agua de bombeo. Se encuentra con una humedad máxima de 70%.

Torta integral: Es una mezcla homogenizada de la torta de prensa, torta de separadora, torta de separadora ambiental y concentrado de agua de cola, ingresa con humedad de 53% a los secadores rotadisk.

Vahos: Es la denominación que tiene la mezcla gaseosa de aire y vapor de agua liberado por el material húmedo durante los procesos de cocción y secado.

Vapor: El vapor generado por los calderos son el medio de calefacción para los equipos como cocina, secadores, evaporadores y otros.

NOMENCLATURA

Ac	Masa de agua de cola, kg
AE	Masa de agua evaporada, kg
Cp	Calor específico a presión constante, kJ /K.kg
Cv	Calor específico volumen constante kJ/kg.K
d	Diámetro, m
h	Entalpía específica, kJ
H	Entalpía, kJ/kg
hi	Coeficiente convectivo, kW/m. K
k	Conductividad térmica del fluido
Kaisl	Conductividad térmica del aislamiento
Ktub	Conductividad térmica del acero
M _i	Masa de las sustancias en el punto i , kg/h
Mp	Materia prima, kg
Nu	Número de Nusselt
Pr	Número de Prandtl
Q _i	Calor en el punto i
Qp	Pérdidas en el generador de vapor, kJ/s
r ₁	Radio de cámara, m
Re	Número de Reynolds
R _i	Resistencia térmica en el punto i
ST	Masa de suma de tortas, kg
T	Temperatura, K
t	Temperatura, °C
Tref	Temperatura de referencia, K
v	Velocidad, m/s
V	Volumen, m ³

Wi	Masa de vahos en el punto i, kg/h
Ws	Masa de vapor, kg/h
Xi	Fracción másica
μ	Viscosidad dinámica, kg.s/m ²
λ	Calor latente, kJ/kg
n	Eficiencia térmica
%G	Porcentaje de grasa
%H	Porcentaje de humedad
%S	Porcentaje de sólidos

RESUMEN

Actualmente las industrias pesqueras no pueden predecir la humedad y otros parámetros a la salida de los secadores, el presente trabajo de tesis desarrolla un simulador de los secadores usados comúnmente en las plantas de harina de pescado, el cual pretende predecir el comportamiento de la materia prima en cada etapa de secado mediante balances macroscópicos de masa y energía, uso de variables termodinámicas, transferencia de calor y masa simultaneo, todos estos cálculos programados en el simulador para hacer didáctico el análisis de los resultados.

En el capítulo 3 se describe las ecuaciones a utilizar y la metodología usada para desarrollar el simulador en el software académico Microsoft Excel.

El capítulo 4 describe la ingeniería de proceso de los equipos de secado usados en la planta COPEINCA CHANCA Y, se encontrara los diagrama de flujo en bloque (BFD) y diagrama de flujo de proceso (PFD), tablas técnicas de los equipos, y cálculos de ejemplo usados en el simulador.

En el último capítulo se presenta el manual del usuario del simulador creado en la presente tesis, además este capítulo realiza diferentes simulaciones para que el lector pueda familiarizarse con el uso del programa creado para entender las variables que podrán manipularse ante una situación que se obtenga en planta.

De acuerdo a los análisis realizados en las simulaciones se llega a la conclusión que la variable operacional que influye determinante en un mayor consumo de vapor y combustible es el porcentaje de humedad, dicha variable se relaciona en el presente trabajo con la ecuación de Charm.

Palabras claves: Humedad, secadores, harina de pescado, simulador, vapor, combustible.

ABSTRACT

Currently the fishing industries cannot predict the humidity and other parameters at the output of the dryers, this thesis work develops a simulator of the dryers commonly used in fishmeal plants, which aims to predict the behavior of the raw material in each stage of drying through macroscopic balances of mass and energy, use of thermodynamic variables, simultaneous heat and mass transfer, all these calculations programmed in the simulator to make the analysis of the results didactic.

Chapter 3 describes the equations to be used and the methodology used to develop the simulator in the Microsoft Excel academic software.

Chapter 4 describes the process engineering of the drying equipment used in the COPEINCA CHANCAY plant, you will find the block flow diagram (BFD) and process flow diagram (PFD), technical tables of the equipment, and Example calculations used in the simulator.

In the last chapter the user manual of the simulator created in this thesis is presented, in addition this chapter performs different simulations so that the reader can become familiar with the use of the program created to understand the variables that can be manipulated in a situation that is obtained in plant.

According to the analyzes carried out in the simulations, it is concluded that the operative variable that influences a greater consumption of steam and fuel is the percentage of humidity, this variable is related in the present work with the Charm formula.

Keywords: Humidity, dryers, fishmeal, simulator, steam, fuel.

CAPÍTULO I:

ASPECTOS GENERALES

1.1 EL PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN

Las plantas de producción industrial de harina de pescado en Perú, no logran controlar eficientemente la etapa de secado en tiempo real (realtime or online), el cual influye determinadamente en la calidad final del producto, este problema lo tienen todas las empresas del sector y son rangos fuera de lo normal en humedad y temperatura de la harina antes de ser envasado, el rango de humedad según las normas establecidas antes del envasado debe estar entre 7 a 8.5 %, de aquí surge el problema pues no siempre está estable el proceso y la harina debe separarse y reprocesarla. (Adaptado de HACCP COPEINCA, 2012)

1.1.1. IDENTIFICACIÓN

En la planta de harina de pescado Corporación Pesquera Inca S.A.C. – Chancay, la operación de secado se realiza en tres etapas, que se describe de la manera siguiente: la primera etapa un secador rotadiscos, la segunda etapa un secador rotatubos y la tercera con un secador convectivo. En las dos primeras etapas descritas utiliza vapor saturado como medio de calefacción, mientras que la tercera etapa se requiere aire caliente. Es preciso tener en cuenta que en la salida de cada etapa de secado se presenta problemas de humedad debido a que este parámetro no lo pueden predecir. Como ejemplo el secador de rotatubos en su salida produce scrap con 24% de humedad, este debe reprocesarse para llegar a la humedad deseada 17 a 20%, siendo la predicción de las humedades un reto para los ingenieros de procesos debido a que esta sujeto a: manejo de variables termodinámicas, transferencia de calor del tipo conductivo y convectivo, simultáneamente con transferencia de masa, cambios en el ingreso de vapor para el secado conductivo. (Autor)

Este tipo de problema se puede resolver con el diseño y evaluación de un programa para optimizar la etapa de secado, ya que una pequeña modificación de sus parámetros operacionales puede proporcionar una substancial mejora de la eficiencia global del proceso de secado. El análisis de los resultados de la simulación puede aportar información importante sobre esta etapa crítica del proceso de harina de pescado. El ajuste para las condiciones óptimas de las variables operacionales en la etapa de secado es el objetivo principal que todas las plantas harineras quieren obtener, para minimizar el ratio de trabajo en hora hombre, lo cual conduce a reducir el consumo de energía a evaluarse. (Autor)

1.1.2. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

1.1.2.1. Problema General

¿Será posible desarrollar y validar con información de planta, un simulador para el proceso de secado que permita evaluar el contenido de humedad y otros parámetros operacionales necesarios para la obtención de una harina con los estándares exigidos comercialmente?

1.1.2.2. Problemas específicos

- ¿Qué lineamientos conceptuales, metodológicos e informáticos será necesario para desarrollar un simulador no comercial?
- ¿En qué medida es factible y confiable la utilización de simuladores no comerciales para uso como herramienta de predicción fundamental, en la cuantificación de las variables operacionales de las industrias pesqueras?
- ¿Cuál será el costo/beneficio del proceso productivo, que utilice el simulador formulado?

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo General

Desarrollar un simulador de procesos para utilizarse en la evaluación de las variables operacionales, en la etapa de secado, del procesamiento de harina de pescado.

1.2.2 Objetivos Específicos

- Profundizar los conocimientos de la ingeniería química aplicado al secado de sólidos y su racionalización energética.
- Analizar el diagrama del proceso productivo de la harina de pescado para poder entender e identificar sus parámetros operacionales.
- Contrastar y evaluar los resultados operacionales y económicos, al aplicar el simulador con la data real suministrada por la empresa citada.

1.3 HIPOTESIS

1.3.1. Hipótesis General

Es posible desarrollar un simulador predictivo y confiable, para ser utilizado en la evaluación de la operación de secado en la producción de harina de pescado.

1.3.2. Hipótesis específicos

- Es confiable utilizar simuladores para los cálculos de la ingeniería de procesos, específicamente en la industria pesquera.
- Utilizar un simulador para predecir el proceso de secado en la producción de harina, proporciona beneficios técnicos y económicos.

1.4 VARIABLES

1.4.1. Independientes

Datos operacionales de presión, temperatura, flujo másico.

1.4.2. Dependientes

Los resultados numéricos del simulador, estos son productos de la operación de secado como contenido de humedad, cantidad energética y proyección económica.

1.4.3. Intervinientes

Datos de proceso reales, histórico operacional y modelado del proceso.

1.5 DISEÑO Y TIPO DE INVESTIGACIÓN

El presente trabajo de investigación, corresponde a los estudios integrados de tipo: descriptivo, correlacional y explicativo (Hernández, 2007)

Se efectuara un análisis crítico de las diversas alternativas para la simulación de las diversas etapas de secado actuales, conjugando los principios teóricos existentes; generando las condiciones necesarias y suficientes para medir y revelar los parámetros de operación involucrados en las etapas del proceso de harina de pescado.

Se utilizará la aplicación Microsoft Excel, para desarrollar el simulador, que será un programa flexible para realizar los cálculos de simulación, de equipos y procesos. En cada etapa de la simulación se cuantificará los demás parámetros operacionales requeridos para el proceso.

1.6 JUSTIFICACIÓN

El presente trabajo contribuirá a consolidar las capacidades, habilidades y destrezas del tesista para enfrentar y resolver problemas reales de la ingeniería química de procesos.

Para la elaboración del simulador que se propone realizar, se dispone de sólidos conocimientos de análisis matemático, operaciones unitarias, simulación y optimización de procesos; recursos académicos necesarios para obtener el modelado del proceso y la interpretación correspondiente de los resultados a obtenerse. Además; habilidades en el manejo de hardware y software a nivel intermedio. Para validar el simulador a desarrollar, se tomará como referencia de contrastación los datos técnicos operacionales de la Corporación Pesquera Inca S.A.C. – Planta Chancay.

Se pretende que los resultados predictivos de la investigación aplicando técnicas de simulación y optimización pueda ser utilizado en otras empresas pesqueras que cuenten con un sistema tecnológico similar o afín.

CAPÍTULO II:

MARCO TEORICO

2.1. ANTECEDENTES

2.1.1. Revisión de literatura internacional

En general en la industria de procesos, la etapa de secado es uno de los componentes más relevantes, el cual requiere de energía térmica que debe ser racionalizada. Por ello, la modelación de este tipo de procesos para su posterior control es muy importante. Los fenómenos de transferencia simultánea de calor y masa gobiernan este proceso. (Savaresi, 2001)

Mediante un modelado matemático de un secador rotatorio indirecto nivel piloto con tubos de vapor, se logra predecir la humedad, los resultados coinciden con los valores experimentales obtenidos en el secador nivel piloto. El modelo se basa en balances de masa y energía y ecuaciones de transferencia de calor. (Canales, 2000)

2.1.2. Revisión de literatura nacional

Las plantas de producción alrededor del mundo comparten una situación en común, la necesidad de mejorar día a día en sus procesos productivos así como el ahorro y uso eficiente de la energía y saben que la única forma de realizarlo es por medio de estudios y análisis profundos de la situación actual. Las plantas de harina y aceite de pescado son grandes consumidores de energía, siendo el 95 % de aporte térmico (combustible) y 5% de energía eléctrica, siendo ésta proporción variable para cada empresa en particular. (Honores & Cacique, 2016)

No se tiene un conocimiento completo del proceso de secado ya que se encuentran involucrados fenómenos como: Transferencia de calor, transferencia de masa, evaporación, movimiento de sólido, capilaridad, difusión, tensión superficial, y una mezcla de todos ellos relacionados entre sí lo que da como resultado un comportamiento no lineal del cual resulta difícil obtener un modelo matemático aproximado. (Vallejos, 2013)

Uno de los objetivos de las empresas dedicadas a la fabricación de harina de pescado, es el de optimizar sus recursos energéticos, cabe mencionar que existen distintas fuentes de energía en una planta, por lo cual la presente investigación limitará su estudio al uso de energía térmica proveniente de las calderas. (Estrada, 2012)

2.2. OPERACIÓN UNITARIA DE SECADO

Vallejos (2013) y Perry (1984), en sus publicaciones expresan que en muchos procesos industriales, el secado es, habitualmente, la etapa final de una serie de operaciones, el cual se puede definir como un proceso de transferencia de calor y masa entre un sólido húmedo y el medio calorífico utilizado para secarlo. Debido a la gran variedad de materiales que se secan y los diferentes equipos comerciales que se utilizan, no existe una sola teoría para el secado que comprenda todos los materiales y secadores.

Existen dos fenómenos que ocurren simultáneamente en el momento de la desecación de un sólido, estos son:

- Transferencia de calor de los alrededores hacia la superficie para evaporar la humedad.
- Transferencia de la humedad interna hacia la superficie del sólido.

2.2.1. Conceptos básicos

En forma concisa, a continuación se describen los principales conceptos técnicos relacionados con la operación de secado, tomado de la literatura habitual (Treybal, 1980; Ocon y Tojo, 1982; Geankoplis, 2015; Eckert, 2005; Orrego, 2003).

a) Humedad (X)

El contenido en humedad de un sólido puede expresarse sobre base seca o base húmeda. En los cálculos de secado resulta más conveniente referir la humedad a base seca, debido a que este permanece constante a lo largo del proceso de secado.

$$X = 100 \frac{W}{W_S} \quad (2.1)$$

b) Humedad relativa

Es la relación entre la presión parcial del vapor de agua P_A y la presión de vapor del líquido (tensión de vapor) a la temperatura del gas. Generalmente se expresa sobre una base porcentual, la forma que la humedad del 100% corresponde a gas saturado y la del 0% a gas seco.

$$HR = 100 \frac{p_{\text{vapor de agua}}}{p_{\text{agua}}} \quad (2.2)$$

c) Entalpía de una mezcla aire – vapor de agua (H en kJ/kg aire seco)

Si se selecciona una temperatura base (generalmente es 0°C), la entalpía de la mezcla a cierta temperatura es igual a la suma de los calores sensibles para llevar un Kg de aire seco y al vapor de agua que le acompaña hasta tal temperatura, más el calor latente de vaporización del agua a la temperatura de referencia.

$$H = C_s(T - T_0) + \lambda_0 W \quad (2.3)$$

To es la temperatura de referencia y λ_0 el calor latente del agua a To. Si To es 0°C, lo es 2501.4 KJ/Kg.

d) Carta psicrométrica

En la Fig. 2.1 aparecen esquematizadas las líneas más importantes del diagrama que permiten la lectura de las propiedades antes mencionadas de las mezclas aire - vapor de agua para la realización de cálculos que las involucren.

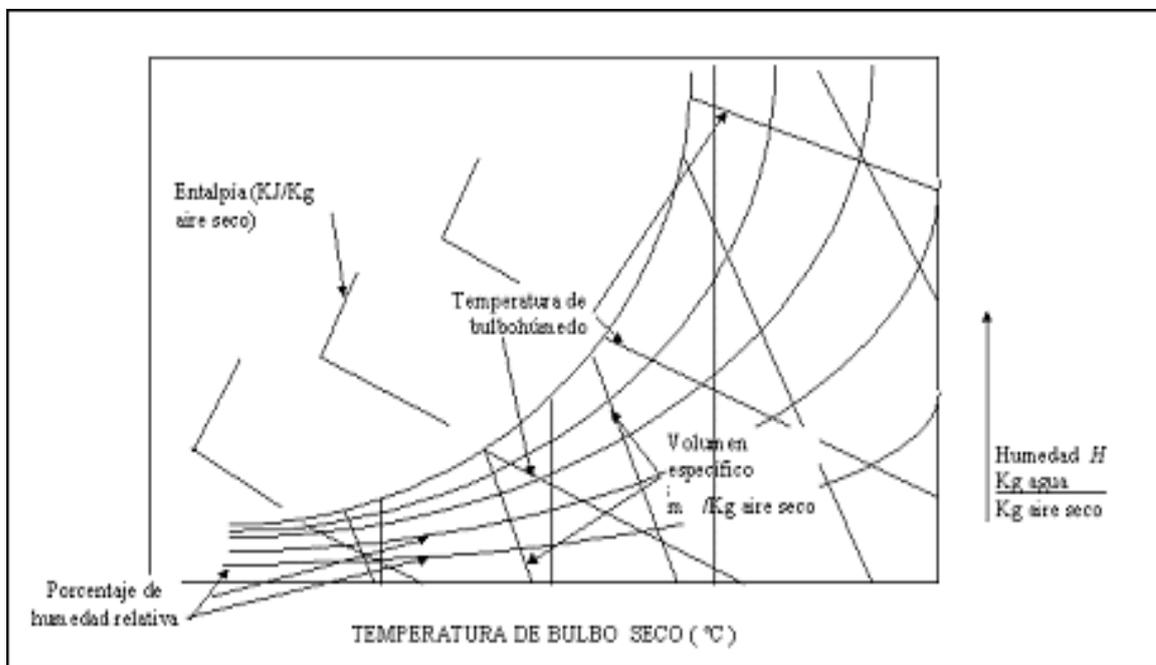


Figura 2.1 Explicación esquemática de las líneas en una carta de humedad.
Fuente: Orrego (2003).

2.2.2. Mecanismo de secado

Según la literatura habitual (Treybal, 1980; Geankoplis, 2015; Eckert, 2005; Orrego, 2003), en forma concisa se describen los principales conceptos teóricos necesarios, de lo siguiente:

a) Tipos de mecanismo de secado

a.1. Secado conductivo

Los secadores por conducción son apropiados para productos de poco espesor o para sólidos con alto grado de humedad.

El aporte de calor y evaporación de agua se produce por contacto con una superficie metálica calefaccionada. Típicamente son usados para las primeras etapas de secado con humedades finales mayores a 20 por ciento con diseños de rotadiscos y rotatubos.

a.2. Secado convectivo

Se utiliza para secar partículas y alimentos en forma laminar o en pasta.

Utilizan un gas de secado, para aportar calor y arrastrar el agua evaporada. Recomendado para la última etapa de secado, con bajas humedades de entrada, aproximadamente 20 por ciento y humedades de salida de 7 a 10 por ciento.

b) Cinética de secado

La velocidad a la que un líquido se evapora de un material bajo determinadas condiciones no puede predecirse de forma teórica sino que se debe determinar experimentalmente. La velocidad de secado se determina por exposición del material mojado a una corriente de gas de temperatura y humedad dadas midiendo el contenido de líquido en función del tiempo. Los resultados de un experimento de secado pueden representarse gráficamente, ver Fig. 2.2.

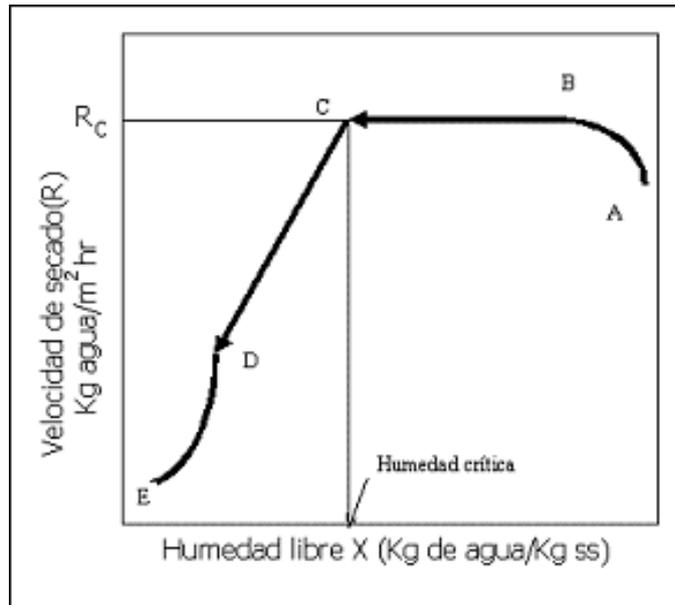


Figura 2.2 Curva general de secado.
Fuente: Orrego (2003).

c) Velocidad de secado

Se define la velocidad de secado como la pérdida de humedad del sólido húmedo por unidad de tiempo, y más exactamente por el cociente diferencial $(-dX/d\theta)$ operando en condiciones constantes de secado, es decir con aire a las condiciones de temperatura, presión, humedad y velocidad constantes en el tiempo.

Analíticamente, la velocidad de secado se refiere por unidad de área de superficie de secado, de acuerdo con la ecuación:

$$W = \frac{S}{A} \left(-\frac{dX}{d\theta} \right) \quad (2.4)$$

Donde;

S : peso del sólido seco;

A : área de la superficie expuesta;

W : velocidad de secado;

$-dX/d\theta$: diferencia de humedad respecto del tiempo.

Hay dos períodos de velocidad de secado:

c.1. Período antecrítico o de velocidad de secado constante.

c.2. Período poscrítico.

d) Parámetros adimensionales de secado

d.1. Número de Reynolds (Re)

El número de Reynolds (Re) es un número adimensional utilizado en mecánica de fluidos, diseño de reactores y fenómenos de transporte para caracterizar el movimiento de un fluido.

El número de Reynolds relaciona la densidad, viscosidad, velocidad y dimensión típica de un flujo en una expresión adimensional, que interviene en numerosos problemas de dinámica de fluidos. Dicho número o combinación adimensional aparece en muchos casos relacionado con el hecho de que el flujo pueda considerarse laminar (número de Reynolds pequeño) o turbulento (número de Reynolds grande).

$$Re = \frac{\rho v_s D}{\mu} \quad o \quad Re = \frac{v_s D}{\nu} \quad (2.5)$$

donde:

ρ : densidad del fluido

v_s : velocidad característica del fluido

D: Diámetro de la tubería de la cual circula el fluido o longitud característica del sistema

μ : viscosidad dinámica del fluido

ν : viscosidad cinemática del fluido

d.2. Número de Prandtl (Pr)

El Número de Prandtl (Pr) es un número adimensional proporcional al cociente entre la difusividad de momento (viscosidad) y la difusividad térmica. Se llama así en honor a Ludwig Prandtl.

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{\text{velocidad de difusión de momento}}{\text{velocidad de difusión de calor}} = \frac{c_p \mu}{k} \quad (2.6)$$

En donde:

ν : viscosidad cinemática

α : difusividad térmica

c_p : capacidad calorífica a presión constante

μ : viscosidad

k : conductividad térmica

d.3. Número de Nusselt (Nu)

El Número de Nusselt (Nu) es un número adimensional que mide el aumento de la transmisión de calor desde una superficie por la que un fluido discurre (transferencia de calor por convección) comparada con la transferencia de calor si esta ocurriera solamente por conducción.

$$Nu = \frac{h L}{k_f} = \frac{\text{Transferencia de calor por convección}}{\text{Transferencia de calor por conducción}} \quad (2.7)$$

Ambas transferencias se consideran en la dirección perpendicular al flujo.

En la anterior ecuación se define:

- L como una longitud característica. Para formas complejas se define como el volumen del cuerpo dividido entre su área superficial.
- k_f como la conductividad térmica del fluido.
- h como el coeficiente de transferencia de calor.

d.4. Coeficiente de transferencia de calor convectiva (h_i)

Para determinar el coeficiente de convección dentro de la cámara de vapor de los secadores conductivos, nos basaremos en la ecuación 2.8 que es válida para flujo turbulento, para fluidos con números de Prandtl variando entre un valor cercano a 0,6 y 100.

$$h_i = \frac{Nu \cdot \kappa}{d} \quad (2.8)$$

Para $0.5 < Pr < 1.5$; $10^4 < Re < 5 \times 10^6$

$$Nu = 0.0214(Re^{0.8} - 100)Pr^{0.4} \quad (2.9)$$

Para $1.5 < Pr < 500$; $3000 < Re < 10^6$

$$Nu = 0.012(Re^{0.87} - 280)Pr^{0.4} \quad (2.10)$$

$$Re = \frac{d \cdot G_{max}}{\mu} \quad (2.11)$$

$$G_{max} = \frac{\text{caudal}_{vapor}}{\text{area}_{libre}} \quad (2.12)$$

$$Pr = \frac{\mu \cdot C_p}{\kappa} \quad (2.13)$$

Donde:

h_i : Coeficiente de convección en cámara de vapor

Nu : Número de Nusselt

k : Conductividad térmica del fluido

d : Diámetro de la cámara de vapor

Re : Número de Reynolds

Pr : Número de Prandtl

μ : Viscosidad dinámica

C_p : Calor específico

d.5. Coeficientes de transferencia de masa

d.5.1. Número de Sherwood (Sh)

El número de Sherwood (Sh) es un número adimensional utilizado en transferencia de masa. Representa el cociente entre la transferencia de masa por convección y difusión. El Número de Sherwood es análogo al de Nusselt.

Se define como:

$$Sh = \frac{h_m L}{D_{AB}} \quad (2.14)$$

Donde:

h_m , el coeficiente global de transferencia de masa.

L , una longitud característica.

D_{AB} , la difusividad del componente.

d.5.2. Número de Schmidt (Sc)

El número de Schmidt (Sc) es un número adimensional definido como el cociente entre la difusión de cantidad de movimiento y la difusión de masa, y se utiliza para caracterizar flujos en los que hay procesos convectivos de cantidad de movimiento y masa.

El número de Schmidt relaciona los grosores de las capas límite de cantidad de movimiento y de masa. Se define como:

$$Sc = \frac{\nu}{D_{AB}} = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = \frac{\text{difusión viscosa}}{\text{difusión másica (molecular)}} \quad (2.15)$$

En donde:

ν , es la viscosidad cinemática del fluido.

D_{AB} , es la difusividad másica del fluido.

μ , es la viscosidad dinámica del fluido.

ρ , es la densidad del fluido.

El análogo al número de Schmidt en transferencia de calor es el número de Prandtl.

d.6. Coeficiente psicrométrico (hc/ky)

d.6.1. Número de Lewis (Le)

El número de Lewis (Le) es un número adimensional definido como el cociente entre la difusividad térmica y la difusividad másica. Se usa para caracterizar flujos en donde hay procesos simultáneos de transferencia de calor y masa por convección. Se define como:

$$Le = \frac{\alpha}{D} \quad (2.16)$$

En donde:

α es la difusividad térmica.

D es la difusividad másica.

El número de Lewis puede expresarse también en términos de número de Schmidt y número de Prandtl.

$$Le = \frac{Sc}{Pr} \quad (2.17)$$

d.6.2. Coeficiente psicrométrico (hc/ky)

Se determina por la siguiente expresión:

$$\frac{h_c}{k_y} = C_s \left(\frac{Sc}{Pr} \right)^{0.56} \quad (2.18)$$

W. K. Lewis, 1922, definió la relación siguiente:

$$C_s = \frac{h_c}{k_G M_v} \quad (2.19)$$

Siendo:

h_c : coeficiente convectivo liquido-gas.

k_y : coeficiente de transferencia de masa, tomando como potencial de difusión la saturación absoluta.

k_G : coeficiente de transferencia de masa, tomando como potencial de difusión la presión de vapor.

C_s : calor específico de la masa húmeda.

M_v : Masa molecular del vapor.

e) **La transferencia simultánea de calor y masa**

En la Fig. 2.3 se muestran los dos fenómenos de transporte que caracterizan el secado: la transferencia del calor desde los alrededores hacia el alimento, conducción de calor dentro de él y evaporación en la superficie (a veces dentro del material), y transferencia de masa desde el interior hacia la superficie del material seguido del transporte de la humedad desde allí hacia los alrededores.

El flujo de humedad dentro del material se origina por una combinación de distintos mecanismos de transporte:

- Flujo capilar debido a gradientes presión de succión capilar.
- Difusión líquida por gradientes de concentración.
- Difusión de vapor causada por gradientes de presiones de vapor.
- Flujo viscoso consecuencia de gradientes totales de presión externos altas temperaturas.

Otros mecanismos como difusiones térmica o superficial y flujo debido a fuerzas gravitatorias tienen menor importancia en el secado de alimentos.

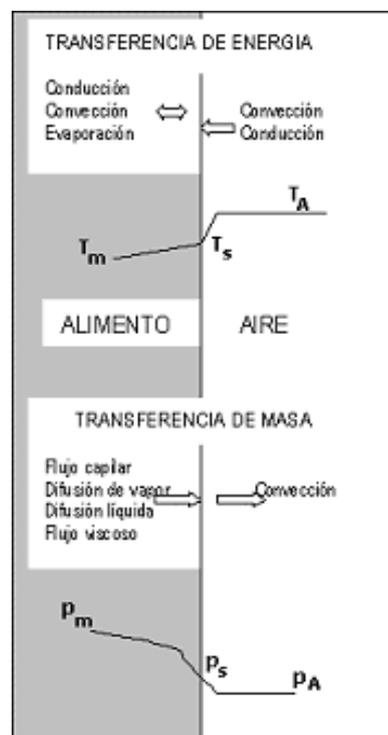


Figura 2.3 Visión esquemática de la transferencia de masa y calor en el secado.
Fuente: Orrego (2003).

La transferencia de masa desde el producto hacia los alrededores se hace principalmente por convección causada en gradientes de presión de vapor; la evaporación directa se produce en la superficie cuando se iguala su

presión de vapor a la atmosférica como es el caso del secado al vacío y la liofilización

En secado convectivo las condiciones de frontera para el flujo de calor y velocidad de evaporación son de las formas:

$$\text{Transferencia de calor: } \frac{q}{A} = h(T_S - T_A) \quad (2.20)$$

$$\text{Transferencia de masa: } N = K(p_S - p_A) \quad (2.21)$$

f) Balance simultáneo en condiciones de saturación

Considerando saturación adiabática debe cumplirse:

$$(Y_W - Y) = \frac{(h_c/K_y)}{\lambda_W} (T - T_W) \quad (2.22)$$

$$(Y_S - Y) = \frac{C}{\lambda_S} (T - T_S) \quad (2.23)$$

y, teniendo en cuenta además; las relaciones psicrométricas para la mezcla aire-vapor de agua, siguientes:

$$\frac{h_c}{K_y} = C (Sc/Pr)^{0.56} \cong 0.222 \quad (2.24)$$

$$C = 0.24 + 0.46 Y \quad (2.25)$$

2.3. SECADORES INDUSTRIALES

Se denominan secadores industriales a los equipos que eliminan o reducen el agua (humedad) de un producto utilizando energía calorífica.

2.3.1 Secado directo

También conocidos como secadores convectivos, son los más comunes. Se estima que alrededor del 85 por ciento de los secadores industriales son de este tipo a pesar de su eficiencia térmica relativamente baja causada por la dificultad de recuperar el calor latente de vaporización contenida en el escape del secador de una manera rentable. Aire caliente producido por calentamiento indirecto o disparo directo es el medio de secado más común, aunque para algunos se ha demostrado recientemente que las aplicaciones especiales de vapor sobrecalentado producen una mayor eficiencia y, a menudo, una mayor calidad del producto. Los gases de combustión pueden usarse cuando el producto no es sensible al calor o afectados por la presencia de productos de combustión. En secadores directos, el medio de secado entra en contacto con el material que se va a secar directamente y suministra el calor requerido para secado por convección; la humedad evaporada es arrastrada por el mismo secado medio.

Las temperaturas del gas de secado pueden variar de 50 ° C a 400 ° C, dependiendo de la material. El aire deshumidificado puede ser necesario al secar materiales altamente sensibles al calor. Se puede necesitar un gas inerte como nitrógeno al secar sólidos explosivos o inflamables o cuando se debe eliminar un solvente orgánico. Los solventes deben ser recuperados de escape por condensación para que el inerte (con un poco de vapor de solvente) pueda recalentarse y regresó a la secadora.

Debido a la necesidad de manejar grandes volúmenes de gas, limpieza de gas y productos la recuperación (para partículas sólidas) se convierte en una parte importante de la planta de secado. Gas más alto las temperaturas producen mejores eficiencias térmicas sujetas a restricciones de calidad del producto. (Mujumdar, 2013)

2.3.2 Secado indirecto

En los secadores indirectos, el elemento calefactor (vapor o aire caliente) transfiere su calor a través de las paredes que lo separan del medio calefactor y en razón a ello el tiempo de resistencia del cake en el secador es considerablemente mayor que los secadores directos. Como la temperatura en la superficie de la calefacción de los secadores usados en la industria harinera no sobrepasan de los 190° 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 y/o cocedores. (Mujumdar, 2013).

Los principales tipos de secadores usados son: Rotadisk o disco rotatorio y rotatubos.

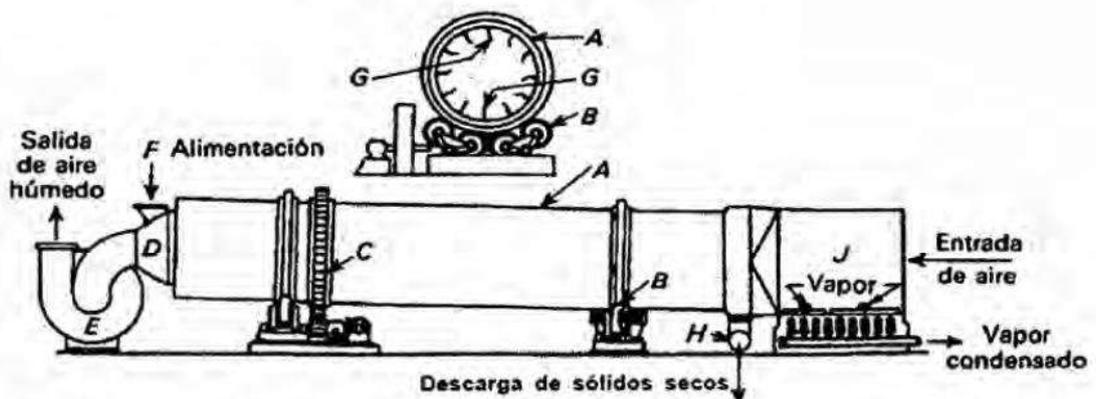
2.3.3 Principales características técnicas

Los secadores industriales están diseñados bajo la necesidad o especificaciones que sean requeridos, estos son variables en forma y componentes, del estado que presente el producto a secar, y de la forma de la transmisión de calor que se emplee. Por tanto, para definir las características de operación se clasificara por el método de transmisión de calor: secadores directos y secadores indirectos.

i. Secadores directos: Las características generales de operación de los secadores directos son:

- El contacto directo entre los gases calientes y los sólidos se aprovecha para calentar estos últimos y separar el vapor.

- Las temperaturas de desecación varían hasta 1000 °K, que es la temperatura limitante para casi todos los metales estructurales de uso común.
- A temperaturas de gases inferiores al punto de ebullición, el contenido de vapor del gas influye en la velocidad de desecación y el contenido final de humedad del sólido. A temperaturas superiores el efecto es mínimo, por lo tanto los vapores sobrecalentados del líquido que se está separando pueden servir para desecar.
- Para desecaciones a temperaturas bajas y cuando las humedades atmosféricas son excesivamente elevadas, quizás sea necesario deshumidificar el aire de desecación.
- La eficiencia mejora al aumentarse la temperatura del gas de entrada, para una temperatura de salida constante.
- Las cantidades de gas para abastecer todo el calor de desecación, dependen de la temperatura de entrada del gas, la temperatura de desecación y la cantidad de materia a tratar.
- Se requieren equipos grandes cuando las partículas del sólido son pequeñas.



Secadero rotatorio con aire caliente en contracorriente: *A*, carcasa del secadero; *B*, rodillos para el soporte de la carcasa; *C*, engranaje; *D*, campana de descarga de aire; *F*, conducto de alimentación; *G*, pestañas elevadoras; *H*, descarga de producto; *J*, calentador de aire.

Figura 2.4 Secador rotatorio con aire caliente en contracorriente.
Fuente: Mc Cabe (1991).

ii. Secadores indirectos:

- El calor se transfiere al material húmedo por conducción a través de una pared de retención, casi siempre de índole metálica.
- Las temperaturas de superficie pueden variar desde niveles inferiores al de congelación hasta mayores que 800 °K, en el caso de secadores indirectos calentados por productos de combustión.
- Los secadores indirectos son apropiados para desecar a presiones reducidas y en atmósferas inertes, para poder recuperar los disolventes y evitar la formación de mezclas explosivas o la oxidación de materiales que se descomponen con facilidad.
- Los secadores indirectos que utilizan fluidos de condensación como medio de calentamiento son en general económicos, desde el punto de vista de consumo de calor.
- La recuperación de polvos y material finamente pulverizados se maneja de un modo más satisfactorio en los secadores indirectos que en los directos.

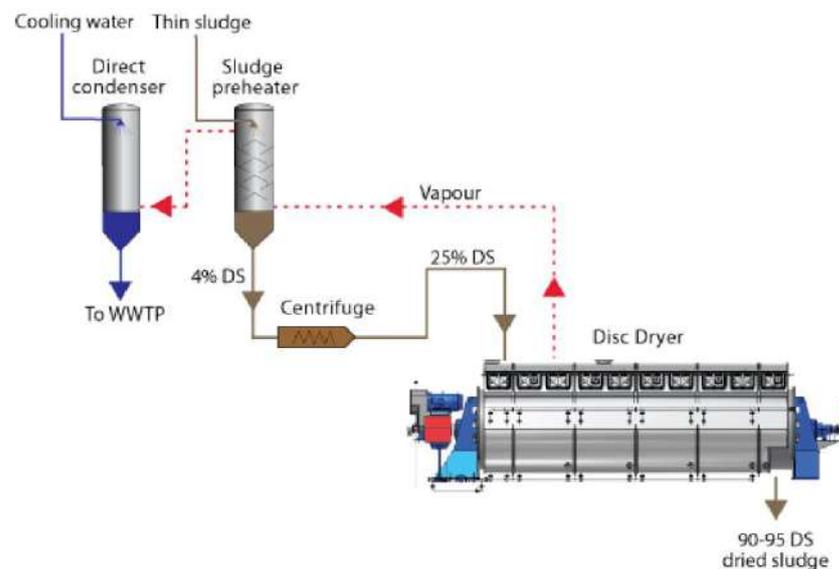


Figura 2.5 Secador rotadiscos acoplado al proceso.
Fuente: HAARSLEV Industries (2012).

2.4. EL PROCESO DE SECADO DE HARINA DE PESCADO

“El objetivo de la operación de secado es deshidratar la torta de prensa, torta de separadoras y el concentrado de agua de cola unidos y homogenizados previamente, sin afectar la calidad del producto; a niveles de agua remanente en donde no sea posible el crecimiento microbiano ni se produzcan reacciones químicas que puedan deteriorar el producto. Es decir que el secado consiste en la remoción de gran parte del agua presente hasta un nivel mínimo (según referencia de NTP el rango es 7 – 8.5 % de humedad), que permita el almacenamiento por periodos prolongados en condiciones ambientales, minimizando la pérdida de sus propiedades nutricionales y organolépticas.

La selección de un determinado tipo de secador se hace considerando los siguientes factores:

- Calidad del producto final
- Inversión
- Ahorro de energía
- Costos de operación
- Grado de contaminación
- Automatización
- Facilidades de limpieza e inspección
- Facilidad de mantenimiento
- Adaptabilidad a otras unidades
- Requerimiento de espacio físico

En el caso de la harina de pescado, la calidad del producto constituye el principal factor ya que contempla aspectos microbiológicos propiedades nutricionales, sensoriales y propiedades físico-químicas.” (Aceijas, 2011)

2.4.1. PRINCIPALES ASPECTOS TÉCNICOS OPERACIONALES DE LOS SECADORES UTILIZADOS EN PLANTA

a) SECADOR ROTADISK

En estos secadores el cake es sometido a una constante agitación producida por el giro del rotor, entrando en contacto con las superficies calientes en forma homogénea. Los vahos liberados del cake se acumulan en la cámara de vapor (parte superior carcasa) y luego conducidos a baja velocidad a la planta evaporadora. El equipo cuenta con un sistema de

control de presión de vapor y regulación de vahos; así como de evacuación de condensados tanto de la chaqueta como del rotor.

El tiempo de secado varía de 40 a 50 minutos y la temperatura de secado de la harina es de aproximadamente 95°C.

Se construyen secadores rotadisk con capacidades desde 4 hasta 20 toneladas de pescado/hora. La capacidad de evaporación de estos secadores depende de la humedad promedio con el que operan, son adecuados para operar en una primera etapa de secado, porque pueden soportar humedades altas de cake de hasta más de 60% de humedad. (Aceijas, 2011)



Figura 2.6 Secador Rotadisk.
Fuente: Información de COPEINCA. (2017)

b) SECADOR ROTATUBOS

El secador rotatubos es un secador atmosférico indirecto, calentado por vapor. Consiste fundamentalmente de un cilindro o casco interior de acero, camisa externa calefactora; y haces de tubos internos coaxiales con el cilindro, ordenados en circunferencias concéntricas cercanas a la pared cilíndrica o en haces circundante, calentados interiormente por un flujo de vapor constante; y con su respectivo sistema colector y de evacuación de condensado.

En estos secadores a vapor, el fluido fluye a través de la envoltura que rodea el casco, y por dentro de los haces de tubos fijos en el interior del mismo. Cuando el tambor gira, el producto a secar discurre sin cesar en flujo cruzado sobre los tubos calientes, mientras avanza hacia la salida.

Como elementos para el arrastre y mejorar el mezclado, el cilindro está provisto internamente de paletas levantadoras; distribuidas uniformemente en su periferia circunferencial, paralelas al eje y por todo el largo del secador. Las paletas levantan el sólido y lo lanzan en una cortina móvil (cascada) a través de los haces de tubos; así lo exponen completamente a su efecto secador. Esta acción elevadora también contribuye al movimiento hacia delante del sólido por la inclinación del equipo.

El movimiento giratorio del conjunto del secador alrededor de su eje, es constante y lo genera un sistema de transmisión de potencia. Como los tubos giran solidariamente con el secador, son necesarias juntas rotatorias de diseño especial, en las tuberías por donde se introduce el vapor y se drena el condensado respectivamente.

La harina se descarga a través de aberturas rectangular en el extremo de salida de la pared del cilindro interior.

Los vahos pueden ser extraídos desde el extremo de entrada o de salida del material. La entrada del aire estará situada en el extremo opuesto.

(Aceijas, 2011)

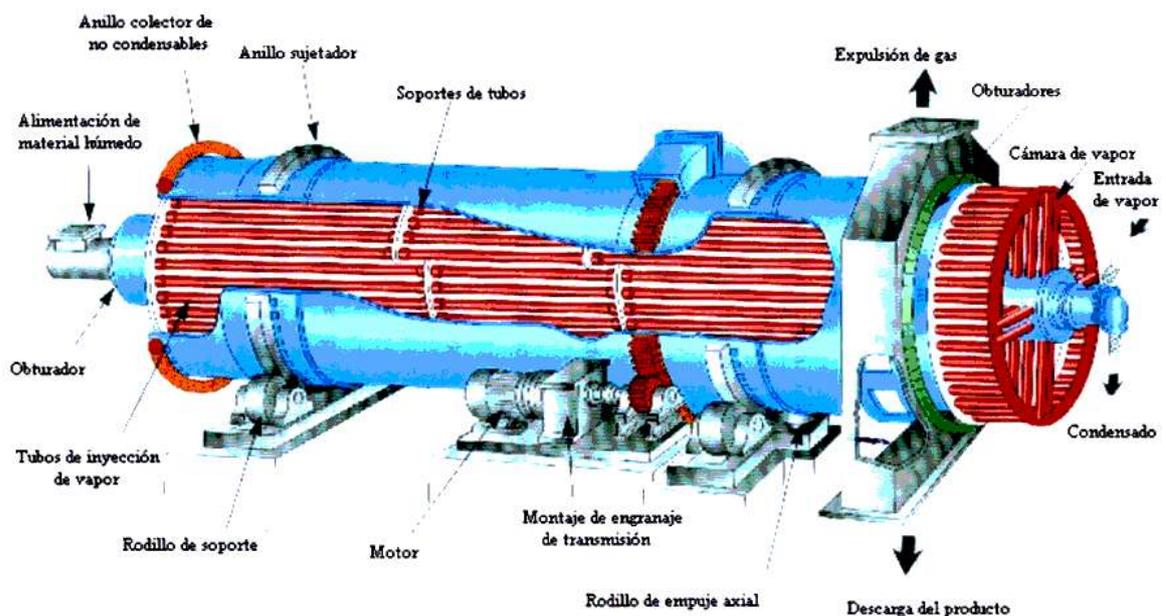


Figura 2.7 Secador de rotatubos con sus principales sistemas.
Fuente: Aceijas. (2011)

c) SECADOR DE AIRE CALIENTE

El secador de aire caliente, es un sistema convectivo basado en operaciones simultáneas de transferencia de masa y calor por convección forzada. Estas operaciones se realizan exponiendo el material húmedo a un flujo de aire caliente con muy baja humedad relativa, en el interior de un cilindro rotatorio con aletas que producen el efecto de "cortina" en la carga incrementando el área superficial de las partículas sólidas y a la vez trasladándolo desde la entrada hacia la salida.

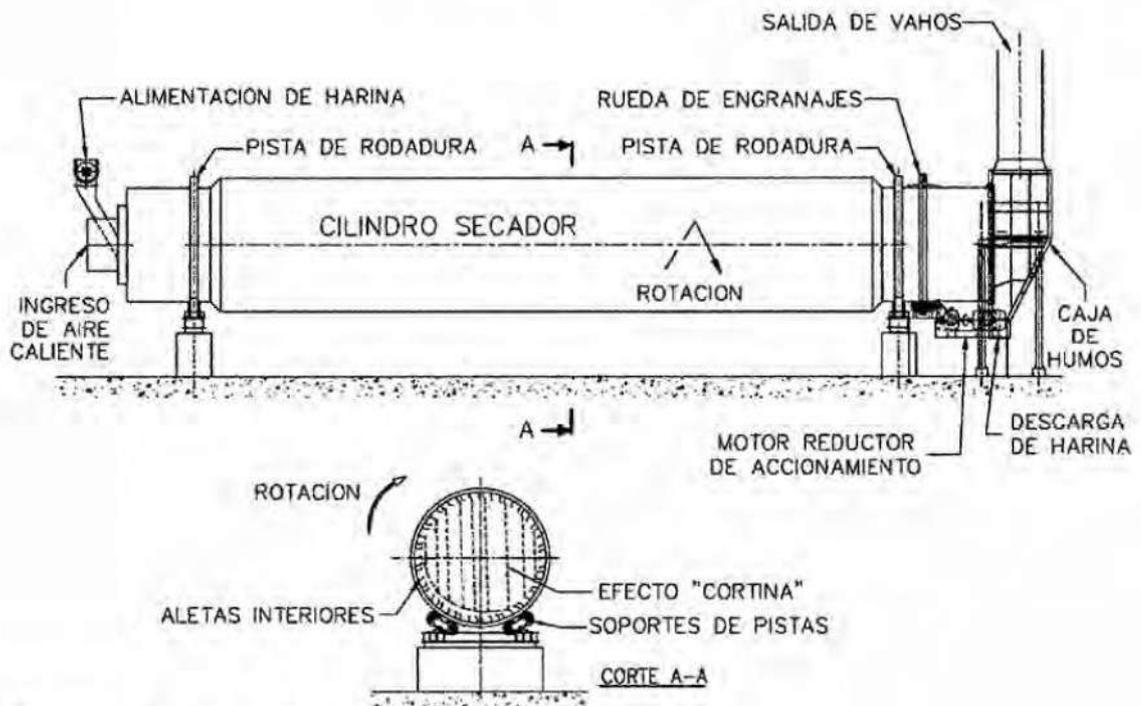


Figura 2.8 Secador de aire caliente con flujos paralelos de aire y harina.

Fuente: León. (2013)

Considerando el esquema mostrado en la Fig. 2.9, a continuación se describen brevemente los componentes principales del sistema secador de aire caliente:

- **Generador de gases calientes GGC-15V6.-** Compuesto por una cámara, ventilador, quemador y sistema de combustión. Los productos de combustión generados en la cámara, se mezclan con los gases del circuito de recirculación que atraviesa los bancos de tubos del intercambiador.

- **Intercambiador gas – gas.-** De cuatro bancos de tubos, con flujo transversal a contracorriente y con una derivación del flujo de entrada, para el control de temperatura. Calienta el aire de secado que circula por el interior de los tubos.
- **Cilindro rotativo de secado.-** Es el equipo usado para el intercambio térmico y másico entre la harina húmeda y el aire de secado con flujos paralelos. La harina seca es separada en la caja de salida.
- **Ciclón.-** Cumple la función de separar las partículas finas arrastradas por el flujo de aire de secado a la salida del cilindro rotativo.
- **Torre lavadora.-** Instalada a continuación del ciclón, tiene la función de condensar la humedad retirada de la harina acondicionando la reutilización del aire de secado en circuito cerrado antes de volver a ingresar al intercambiador de calor.
- **Ductos de recirculación.-** Incluyen el ventilador y compuerta para regulación de flujo.
- **Ductos de aire de secado.-** Se consideran los ductos, compuertas y ventilador que unen el circuito compuesto por el intercambiador, el cilindro rotativo, el ciclón y la torre lavadora.
- **Ducto de incineración.-** Utilizado para incinerar el aire excedente por incremento de presión en el circuito de secado. La incineración se produce en la cámara de combustión, luego de ser aspirados por su ventilador.

(León, 2013)

d) **Determinación de la capacidad de evaporación del secador**

Para la determinación de la capacidad del secador de aire caliente, es necesario evaluar el requerimiento de evaporación de la planta en la etapa de secado final correspondiente.

Los datos necesarios para esta evaluación son tomados del balance de masas, ver **Fig. 4.6 y 4.7**, donde se considera la composición general del producto, en contenido de sólidos, grasa y agua.

Los porcentajes indicados se basan en registros de análisis típicos en cada etapa del proceso de elaboración de harina y aceite de pescado, específicamente anchoveta.

Los valores finales dependen de la calidad de la materia prima así como de las condiciones de operación de cada equipo.

$$\% Op. = \frac{ERA}{EVA} \times 100\% \quad (2.26)$$

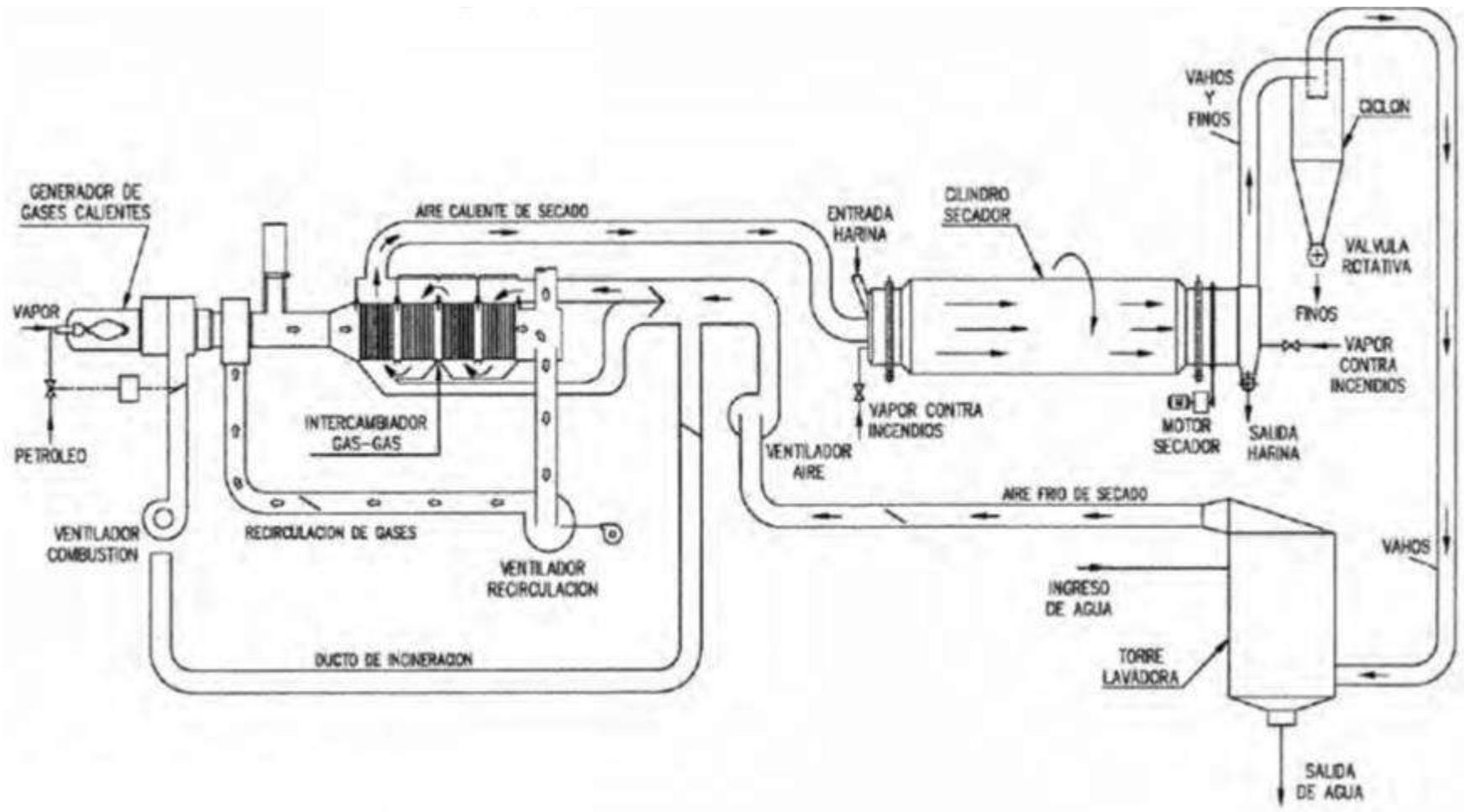


Figura 2.9 Esquema simplificado de instalación de equipos componentes del secador de aire caliente.
 Fuente: León Gregorich. (2013)

2.5. LA SIMULACIÓN DE PROCESOS

2.5.1. ASPECTOS CONCEPTUALES

- a. **MODELO.** Representación simplificada de un sistema correspondiente a un proceso natural o industrial.
- b. **SIMULADOR.** Sistema que contiene un modelo y es capaz de ejecutarlo sistemáticamente, dadas ciertas condiciones de operación. Es la implementación de un modelo más un entorno que permita operar ó trabajar con él de acuerdo a ciertos requerimientos específicos.
- c. **SIMULACIÓN DE PROCESOS.** La simulación de procesos puede ser definida como una técnica para evaluar en forma rápida un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. La solución de éstos se lleva a cabo por medio de programas de computadora y permiten tener un mejor conocimiento del comportamiento de dicho proceso. (González, 1999)

d. TIPOS DE SIMULADORES DE PROCESOS

Los simuladores de procesos se clasifican de dos formas: Según (Luque, 2005; Gil, 2017; González, 1999; Moncada, ; Husain,1986).

d.1. RÉGIMEN (MODO OPERACIONAL)

i. Simulación estacionaria:

Los modelos estáticos o de estado estacionario, están descritos generalmente por ecuaciones algebraicas lineales y no lineales, por lo que la simulación de estos modelos no requiere la evaluación de ecuaciones diferenciales, lo cual facilita su solución y pueden resolverse manualmente. En todo caso la computación ayudara a hacer los cálculos con mayor rapidez.

ii. Simulación dinámica:

La simulación dinámica estudia el comportamiento del sistema con respecto al tiempo como variable independiente, es decir, es la representación del estado de un proceso en función del tiempo.

d.2. ARQUITECTURA

i. Simuladores modulares secuenciales

Según Luque (2005), "En este tipo de simulador, las unidades de proceso están encapsuladas como procedimientos, donde las corrientes de salida (y otra información calculada) se evalúa a partir de las corrientes de

entradas y los parámetros de diseño. Estos procedimientos se resuelven de una manera secuencial, que a grandes rasgos sigue de forma paralela al flujo de materia en el proceso.” Los simuladores están contruidos de una manera jerárquica con tres niveles, como se muestra en la Fig. 2.10.

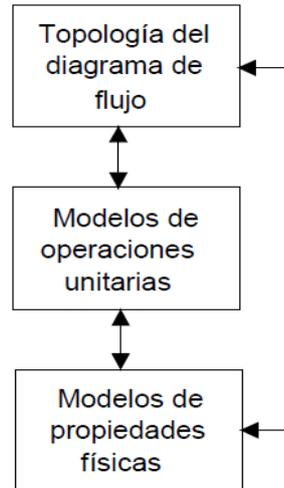


Figura 2.10. Simuladores modulares secuenciales.
Fuente: Luque (2005).

ii. Simuladores orientados a ecuaciones

En este modo se combinan las ecuaciones de la topología del diagrama de flujo (por ejemplo, las corrientes de conexión) con las ecuaciones de las unidades (y si es posible, con las ecuaciones de las propiedades físicas) en un gran sistema de ecuaciones. Esta estructura permite mucha más flexibilidad al especificar las variables independientes como parámetros y resolver para las restantes. Además, la solución de este sistema de ecuaciones se lleva a cabo por un algoritmo general de resolución de ecuaciones no lineales. En casi todos los casos se emplea el método de Newton-Raphson.

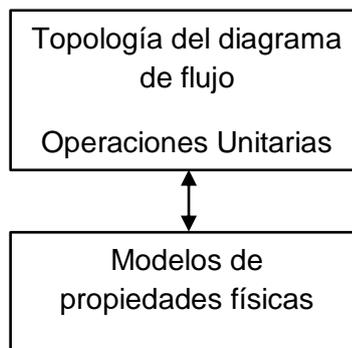


Figura 2.11. Simuladores orientados a ecuaciones.
Fuente: Luque (2005).

iii. Simuladores híbridos o modular secuencial-simultáneo

Este tipo de simuladores utiliza una mezcla de estrategia de las modular secuencial y orientada a ecuaciones simultánea. Cada iteración consta de dos pasos: la primera encontrar una solución modelo que emplea una estrategia modular secuencial, y la linealización de coeficientes para encontrar una solución con una estrategia orienta a ecuaciones simultánea, es típico de los simuladores comerciales.

2.5.2. ESTRATEGIA GENERAL PARA LA SIMULACIÓN DE PROCESOS

La estrategia general para la simulación de procesos complejos sigue una ruta bien definida que consiste de los pasos de sentido común dados en el diagrama de bloques acompañante. Note que la información viaja en ambas direcciones, indicando la naturaleza adaptativa del desarrollo de alguna simulación exitosa.

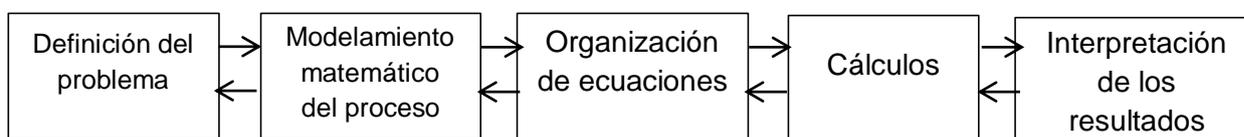


Figura 2.12. Estrategia general para la simulación.
Fuente: González (1999).

2.5.3. ESTRUCTURA EN EL MODELAMIENTO MATEMÁTICO

El modelado matemático de un proceso de ingeniería química es la representación simbólica de la fenología que gobierna el proceso que se pretende simular.

Generalmente los modelos matemáticos de un proceso es el resultado de la aplicación de los principios de conservación:

$$ACUM = \Sigma IN - \Sigma OUT \pm GEN \quad (2.27)$$

- Balance de materia
- Balance de materia por componente
- Balance de energía
- Balance de momentun
- Relaciones de equilibrio ($y_i = K_i \cdot x_i$)
- Otras relaciones (cinética química $\gamma_i = k \cdot C_i^n$)

2.5.4. HERRAMIENTAS PARA SIMULACIÓN

Para realizar una simulación de procesos son múltiples los software utilizados para este fin. Por tanto; el presente trabajo de tesis está enfocado a desarrollar un simulador aplicado a la operación de secado, mediante Microsoft Excel versión académica.

Para fines didácticos se conceptualizara el uso de este software, y dos software conocidos como son HYSYS Y MATLAB.

a. Microsoft Excel: es una aplicación de hojas de cálculo que forma parte de la suite de oficina Microsoft Office. Es una aplicación utilizada en tareas financieras y contables, con fórmulas, gráficos y un lenguaje de programación. Excel permite a los usuarios elaborar tablas y formatos que incluyan cálculos matemáticos mediante fórmulas, el cual puede programar desde un programa básico como un función $y=x^2$, hasta un sin número de ecuaciones múltiples resolviendo con el algoritmo apropiado.

b. HYSYS: Utilizado para simular procesos en estado estacionario y dinámico, por ejemplo, procesos químicos, farmacéuticos, alimenticios, entre otros. Posee herramientas que nos permite estimar propiedades físicas, balance de materia y energía, equilibrios líquido-vapor y la simulación de muchos equipos de Ingeniería Química.

Los parámetros de diseño como número de tubos de un intercambiador de calor, diámetro de la carcasa y número de platos de una columna de destilación no puede ser calculado por HYSYS, es una herramienta que proporciona una simulación de un sistema que se describe con anterioridad.

c. MATLAB: Es un lenguaje de alto nivel y un entorno interactivo para el cálculo numérico, visualización y programación. Usando MATLAB, puede analizar los datos, desarrollar algoritmos y crear modelos y aplicaciones. El lenguaje, las herramientas y funciones integradas de matemáticas le permiten explorar múltiples enfoques y llegar a una solución más rápida que con hojas de cálculo o lenguajes de programación tradicionales. Puede utilizar MATLAB para una gama de aplicaciones, incluyendo el procesamiento de señales y comunicaciones, procesamiento de imágenes y de vídeo, sistemas de control, prueba y medición, finanzas computacionales, y la biología computacional.

**CAPÍTULO III:
MATERIALES Y
MÉTODOS**

3.1. MEDIOS Y MATERIALES

3.1.1. Equipos y materiales

a. Equipos

- Secadores: Equipo integral para deshidratar la torta integral, teniendo como objetivo reducir la humedad a niveles de agua que no permita el crecimiento de microorganismos. La planta cuenta con 03 tipos de secadores:
 - ✓ Secador rotadisc, ver Fig. 2.6.
 - ✓ Secador rotatubos, ver Fig. 2.7.
 - ✓ Secador de aire caliente, ver Fig. 2.8.

b. Material de trabajo en Planta

- Vapor Saturado
- Vahos
- Torta integral
- Scrap ADD
- Scrap Rotatubo
- Harina de pescado
- Aire Caliente

c. Instrumentación en Planta (instalados en los equipos a analizar)

- Manómetro de presión de vapor.
- Termómetro, para lectura de temperaturas de sustancias de trabajo: torta integral, harina de pescado y vapor.
- Termocuplas.
- Caudalímetros (Instalados en los equipos de control de agua: Calderas, Cocinadores, Coagulador de Sanguaza, Secadores, PAC, etc).

3.1.2. Medios y soporte para la simulación

- Laptop Toshiba, modelo satellite.
- Cámara fotográfica
- Materiales de oficina varios
- Software académico
- Sistema de adquisición de datos, DAQ USB-608 NI

- Microsoft Word: Procesador de texto de Microsoft Office usado para la redacción del trabajo de tesis.
- Microsoft Excel: Hoja de cálculo de Microsoft Office usado para elaborar las simulaciones del proceso de secado mediante la elaboración de cálculos, resultados y gráficas del estudio de tesis.
- Página web para la determinación de las propiedades del vapor saturado. <https://www.tlv.com/global/TI/calculator/steam-table-pressure.html>

3.2. METODOLOGÍA

3.2.1. ANÁLISIS Y MODELADO MATEMÁTICO PARA LA SIMUACIÓN DE LA OPERACIÓN DE SECADO

3.2.1.1. Conservación de la masa y primer principio de la termodinámica

Se ha elegido una masa de control para presentar los enunciados fundamentales de conservación (Fig. 3.1); por lo tanto, ninguna masa cruza las fronteras del sistema. Este principio de conservación se enuncia así: La masa de una masa de control nunca cambia lo cual se expresa matemáticamente como:

$$\frac{dm_{vc}}{dt} = m_{en} - m_s = \sum_{en} m - \sum_s m = 0 \quad (3.1)$$

El reconocimiento del calor y la energía interna como formas de energía sugiere una generalización de la ley de la conservación de la energía.

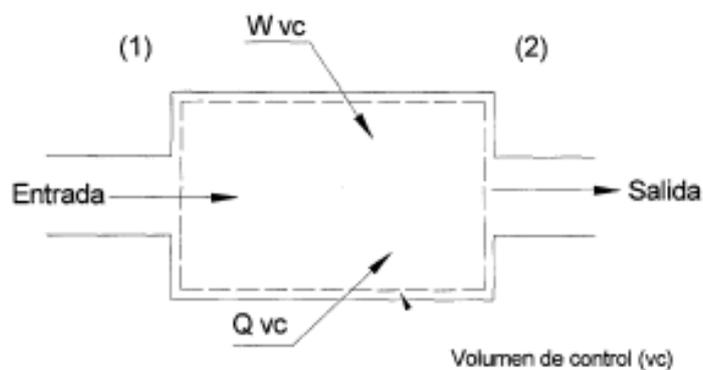


Figura 3.1. Volumen de control mostrando las transferencias de masa y energía.
Fuente: Estrada (2012).

3.2.1.2. Balance de energía del secador rotadisc

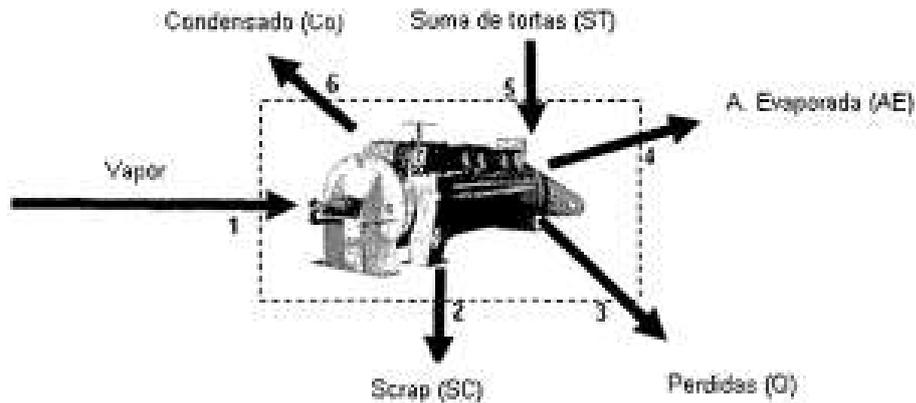


Figura 3.2. Volumen de control de Secador Rotadisc.
Fuente: Estrada (2012).

En un secador, nos interesa la cantidad de vapor que necesitamos para evaporar el agua del alimento, y obtener la humedad deseada a su salida. Para determinar la cantidad de vapor usaremos la primera ley de la termodinámica.

Aplicando la primera ley de la termodinámica.

$$Q + W = SC.h_2 + AE.h_4 + Co.H_6 - W_s.h_1 - ST.h_5 \quad (3.2)$$

Desarrollando las ecuaciones

$$Q = AE.(h_4 - h_5) + ST.(h_2 - h_5) + W_s.\lambda \quad (3.3)$$

El valor del vapor requerido es:

$$W_s = \frac{ST.(h_2 - h_5) + AE.(h_4 - h_5) - Q}{\lambda} \quad (3.4)$$

Dónde:

Suma de tortas	:	ST
Agua evaporada	:	AE
Scrap	:	SC
kg de vapor	:	W_s
Entalpía en el punto i	:	h_i
Calor específico	:	C_p
Calor latente del vapor a la temperatura T_5	:	λT_5
Calor por pérdidas	:	Q
Calor cedido por el alimento	:	$ST.(h_2 - h_5) = ST.C_p.(T_2 - T_5)$
Calor del agua evaporada	:	$AE.(h_4 - h_5) = AE.C_p.(T_4 - T_5) + AE.\lambda T_5$

El ratio práctico que normalmente es usado, es el de $\frac{kg \text{ de vapor}}{kg \text{ de agua evaporada}}$

$$Ratio = \frac{W_s}{AE} \quad (3.5)$$

3.2.1.3. Balance de energía del secador rotatubo

Como en el caso del balance del secador rotadisc, realizamos el balance de energía con el fin de obtener la cantidad de vapor necesaria para deshidratar la materia prima con los parámetros que requiere el cliente.

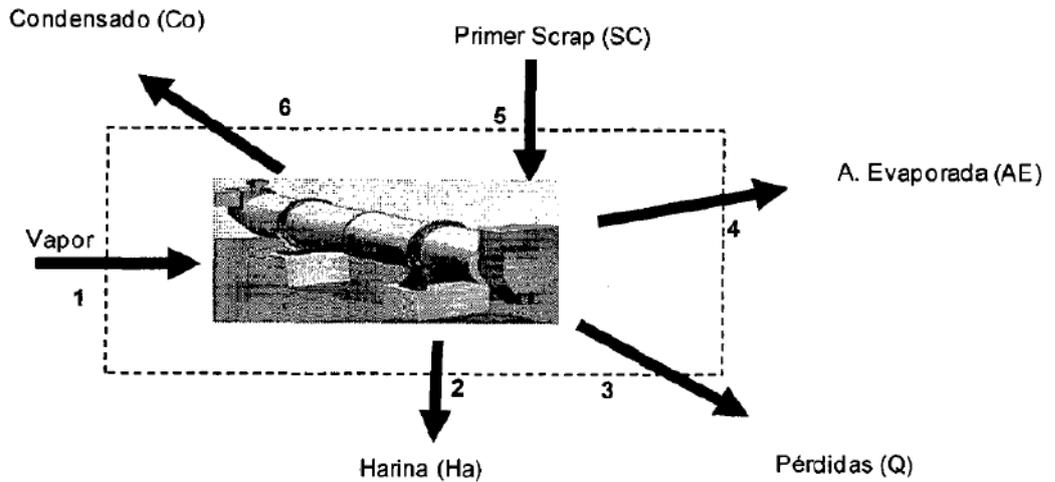


Figura 3.3. Volumen de control de Secador Rotatubo.

Fuente: Estrada (2012).

Aplicando la primera ley de la termodinámica, obtenemos fórmulas muy parecidas a las del rotadisc, la diferencia radica en los productos de ingreso y salida. Debido a esto se repite el procedimiento de cálculo, pero con ingresos y salidas diferentes.

$$Q + W = Ha.h_2 + AE.h_4 + Co.H_6 - W_s.h_1 - SC.h_5 \quad (3.6)$$

Desarrollando las ecuaciones

$$Q = AE.(h_4 - h_5) + SC.(h_2 - h_5) + W_s.\lambda \quad (3.7)$$

El valor del vapor requerido es:

$$W_s = \frac{SC.(h_2 - h_5) + AE.(h_4 - h_5) - Q}{\lambda} \quad (3.8)$$

Dónde:

Kg/h de harina	:	Ha
Agua evaporada	:	AE
Scrap	:	SC
kg de vapor	:	W _s
Entalpía en el punto i	:	h _i
Calor específico	:	C _p
Calor latente del vapor a la temperatura T ₅	:	λT ₅
Calor por pérdidas	:	Q
Calor cedido por el alimento	:	SC.(h ₂ - h ₅) = SC.C _p .(T ₂ - T ₅)
Calor del agua evaporada	:	AE.(h ₄ - h ₅) = AE.C _p .(T ₄ - T ₅) + AE. λT ₅

El ratio práctico que normalmente es usado, es el de $\frac{\text{kg de vapor}}{\text{kg de agua evaporada}}$

$$Ratio = \frac{W_s}{AE} \quad (3.9)$$

3.2.1.4. Balance de materia y energía del secador de aire caliente

Balance de materia del SAC

Considerando que en el volumen de control de un proceso de estado estable y flujo estable el flujo de masa que ingresa es igual al de salida, luego el balance de contenido de agua es:

$$\text{Masa total de ingreso de agua} = \text{Masa total de salida de agua}$$

$$M_{AS3} \times HA_3 + M_1 \times W_1 = M_{AS4} \times HA_4 + M_2 \times W_2 \quad (3.10)$$

Despreciando las infiltraciones y pérdidas por los sellos del cilindro secador y considerando que la transferencia de masa se produce sólo por el cambio de humedades del gas y el sólido en magnitud igual a la capacidad de evaporación nominal del sistema; se tiene que las masas de aire seco y harina seca se mantienen constantes. Además, en el esquema mostrado en la Fig. 3.4, entre los puntos 5 y 3 sólo se produce un calentamiento del flujo de aire y las humedades absolutas también se mantienen constantes; obteniéndose:

$$M_{AS3} = M_{AS4} = M_{AS5} \quad \text{y} \quad HA_3 = HA_5$$

$$\text{EVAP} = \begin{matrix} \text{Cambio de masa} \\ \text{de agua en aire} \end{matrix} = \begin{matrix} \text{Cambio de masa} \\ \text{de agua en harina} \end{matrix}$$

Reemplazando en la Ec. 3.10:

$$M_{AS5} \times HA_5 + M_1 \times W_1 = M_{AS5} \times HA_4 + M_2 \times W_2 \quad (3.11)$$

$$EVAP = M_{AS5} \times (HA_4 - HA_5) = M_1 \times W_1 - M_2 \times W_2 \quad (3.12)$$

Por lo tanto, la masa de aire seco necesaria para los cálculos de flujos volumétricos en los diferentes puntos del sistema será:

$$M_{AS5} = \frac{EVAP}{HA_4 - HA_5} \quad (3.13)$$

La humedad absoluta HA_4 se obtiene con los datos de temperatura T_4 y la humedad relativa HR_4 .

La humedad absoluta HA_5 se obtiene con los datos de temperatura T_5 y la humedad relativa HR_5 , que a la salida del condensador es igual a 100 por ciento.

Con el valor conocido de presión total, el volumen específico y el flujo volumétrico de aire húmedo en la entrada al ventilador se determinan por:

$$v_5 = 8.315 \times \left(\frac{1}{28.97} + \frac{HA_5}{18.02} \right) \times \left(\frac{T_5 + 273.15}{P_5} \right) \quad (3.14)$$

$$V_5 = v_5 \times M_{AS5} \quad (3.15)$$

Respecto al flujo de harina, la masa de harina seca es:

$$M_S = M_{S1} = M_1(1 - W_1) = M_{S2} = M_2(1 - W_2) \quad (3.16)$$

Reemplazando en la Ec. 3.12, la evaporación, calculada en función de la producción de harina M_2 y las humedades de entrada y salida es:

$$EVAP = M_2 \left(\frac{1-W_2}{1-W_1} \times W_1 - W_2 \right) \quad (3.17)$$

La masa de harina seca es:

$$M_S = \frac{EVAP}{\left(\frac{W_1}{1-W_1} - \frac{W_2}{1-W_2} \right)} \quad (3.18)$$

Además, las masas de agua en la harina de salida y entrada son:

$$\text{Masa agua en harina: salida} = M_2 W_2 \quad (3.19)$$

$$\text{Masa agua en harina: entrada} = M_1 W_1 = EVAP + M_2 W_2 \quad (3.20)$$

Balance de energía del SAC

Considerando el esquema del balance de energía de la Fig. 3.5, aplicando la primera ley de la termodinámica para un volumen de control en un proceso de estado estable y flujo estable, tenemos que en ausencia de trabajo, la rapidez con la cual el calor atraviesa la superficie de control permanece constante.

$$\text{FLUJO DE CALOR DE INGRESO} = \text{FLUJO DE CALOR DE SALIDA} \quad (3.21)$$

$$\text{CALOR TOTAL INGRESO} = M_{AS} \times H'_3 + M_S \times h'_{S1} + (EVAP + M_2 \times W_2) \times h'_{W1}$$

$$\text{CALOR TOTAL SALIDA} = Q_P + M_{AS} \times H'_4 + M_S \times h'_{S2} + M_2 \times W_2 \times h'_{W2}$$

Con los datos conocidos se determina el valor de la entalpia H'_3 :

$$H'_3 = \frac{Q_P + M_{AS} H'_4 + M_S C'_{ES} (T_2 - T_1) + \frac{M_S W_2 (h'_{W2} - h'_{W1})}{1 - W_2} - h'_{W1} EVAP}{M_{AS}} \quad (3.22)$$

Finalmente, el calor entregado por el intercambiador de la Fig. 3.4 sera:

$$Q_I = M_{AS} \times (H'_3 - H'_5) \quad (3.23)$$

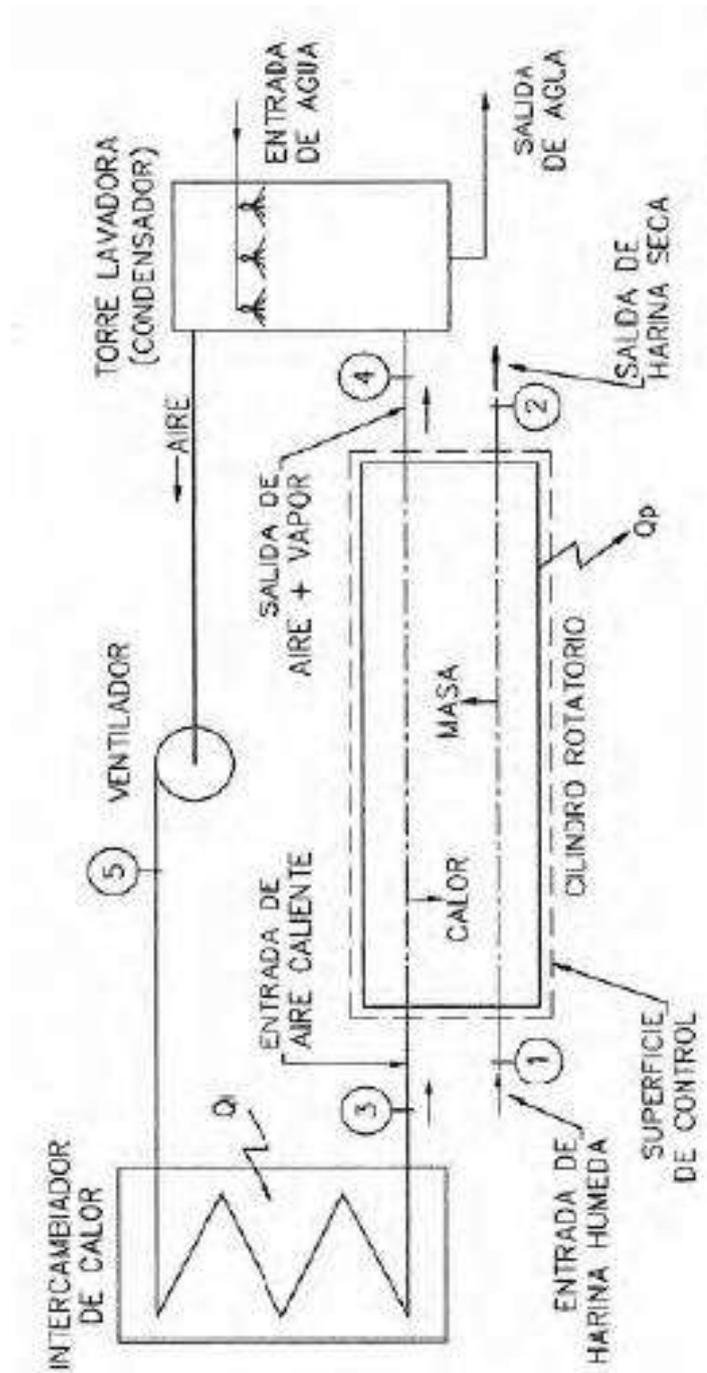


Figura 3.4. Esquema de flujo de proceso para balance de materia y energía.
Fuente: León (2013).

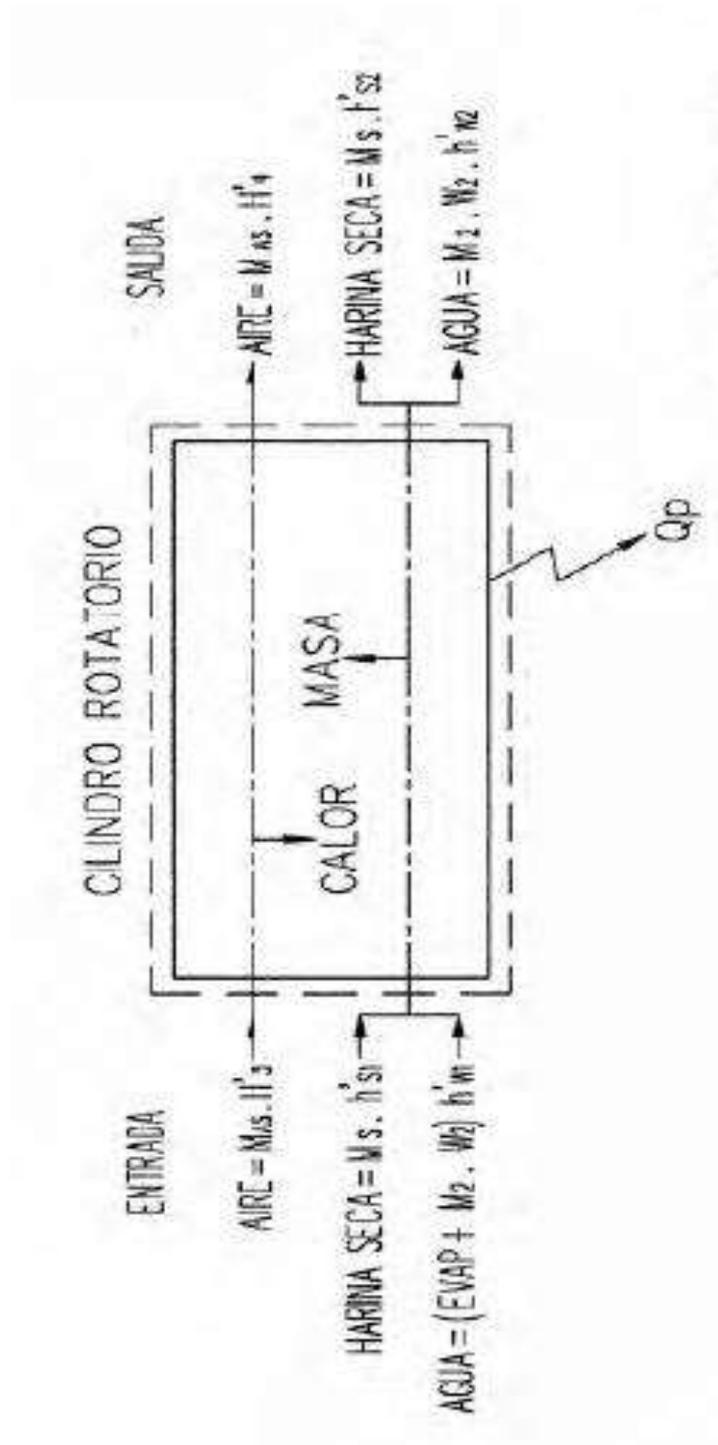


Figura 3.5. Esquema de balance de energía en cilindro secador.
Fuente: León (2013).

3.2.1.5. Calor específico del sólido multifase

Para calcular el C_p de la multifase sólida del pescado, nos basamos en los estudios de Charm el cual usa el siguiente modelo:

$$C_p = 2,094 \cdot \%Grasa + 1,256 \cdot \%Sólidos + 4,18 \cdot \%Humedad \quad (3.24)$$

3.2.1.6. Cálculos de transferencia de calor

Para determinar las pérdidas de calor al medio ambiente, usaremos las ecuaciones de transferencia de calor propuesto por Kreith & Bohn (1999). En la Fig. 3.6, se muestra las resistencias al flujo de calor:

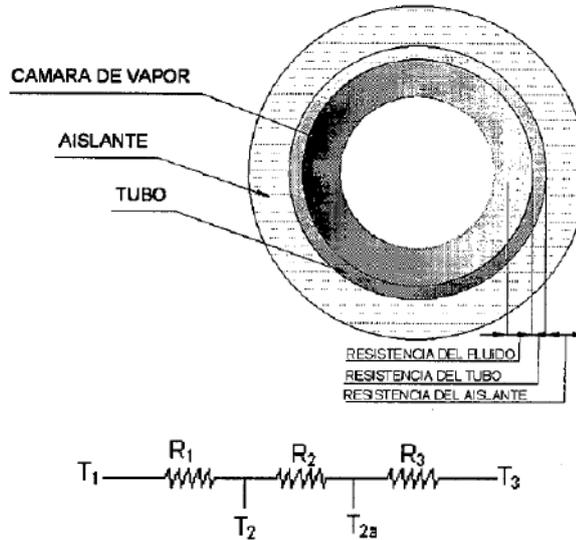


Figura 3.6. Resistencias al flujo de calor desde la cámara de vapor al ambiente.
Fuente: Kreith, F; Bohm. (1999).

$$q = \frac{t_1 - t_3}{R_1 + R_2 + R_3} \quad (3.25)$$

$$R_1 = \frac{1}{2\pi L r_1 h_i} \quad (3.26)$$

$$R_2 = \frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{2\pi L k_{tub}} \quad (3.27)$$

$$R_3 = \frac{\ln \frac{r_3}{r_2}}{2\pi L k_{aisl}} \quad (3.28)$$

Donde

- t_1 : Temperatura en la cámara.
- t_3 : Temperatura en la superficie de aislamiento.
- r_1 : Radio de cámara de vapor.
- h_i : Coeficiente convectivo.
- k_{tub} : Conductividad térmica del acero.
- k_{aisl} : Conductividad térmica del aislamiento.

3.2.1.7. Cálculos de las entalpías

En los balances energéticos las entalpías de los productos se expresaron en base húmeda y se calcularon mediante la expresión siguiente:

$$h = C_p(1-w_i)T + 4.18 w_i T \quad (\text{kJ/kg}) \quad (3.29)$$

mientras que las entalpías de las corrientes de aire se expresaron en base seca, y se estimaron mediante la expresión

$$h = C_a T + L X + C_v X T \text{ (kJ/kg d.a.)} \quad (3.30)$$

3.2.2. Diagrama de flujo para la simulación

a. Flujograma conceptual del sistema de simulación

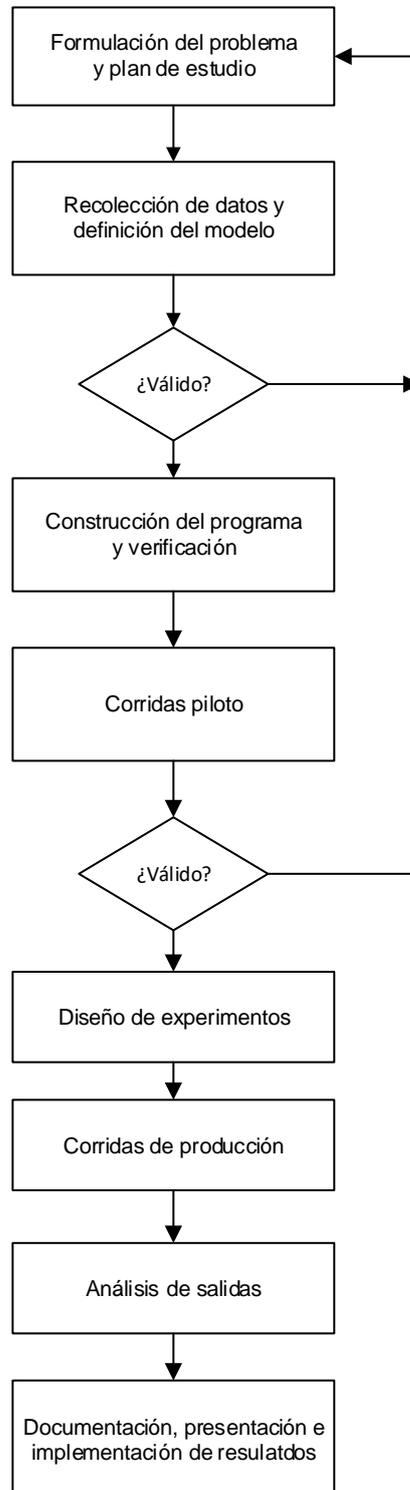


Figura 3.7. Pasos en un estudio de simulación.
Fuente: Hoeger (2019).

b. Flujograma del simulador diseñado

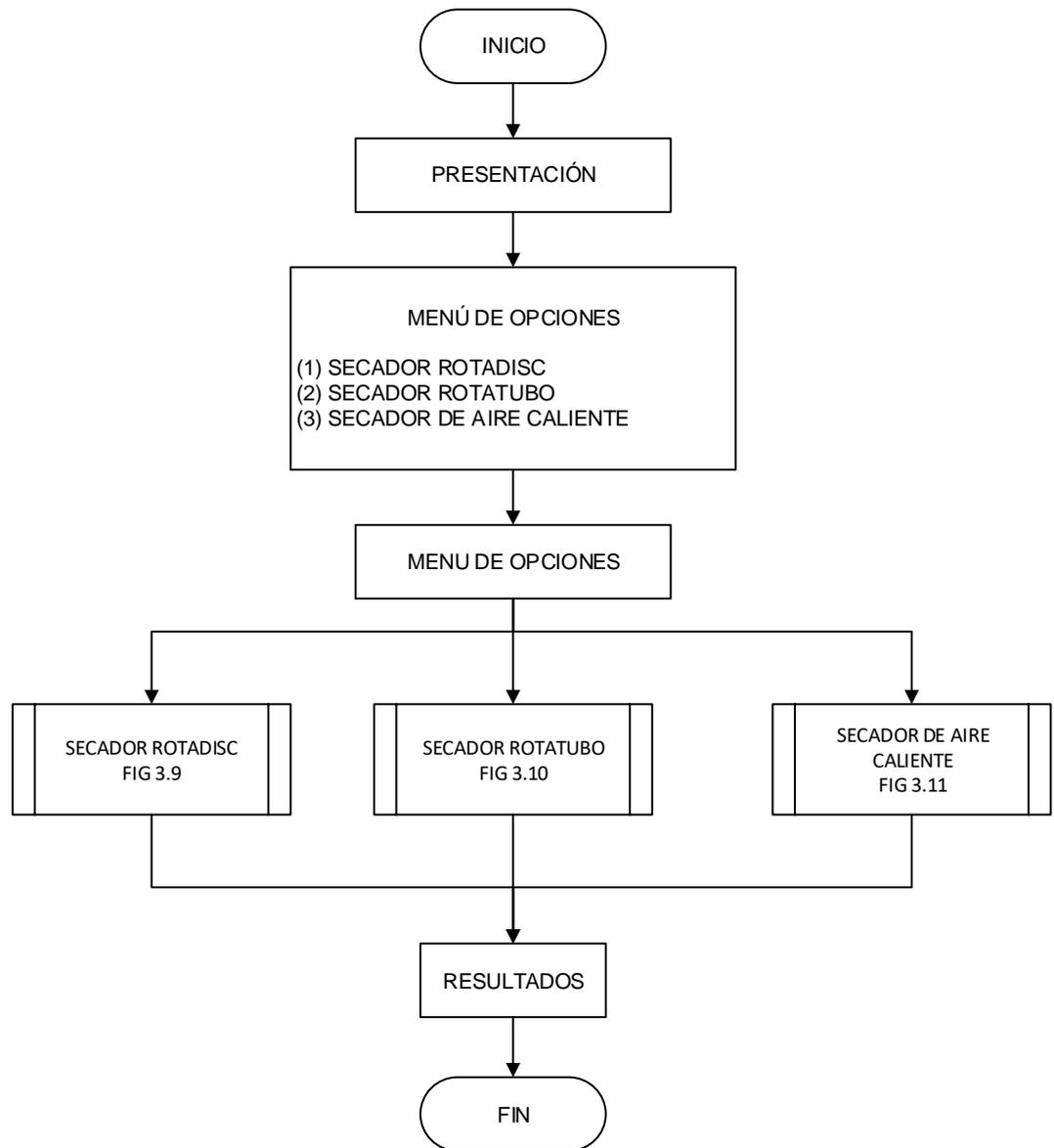


Figura 3.8. Diagrama de flujo del simulador diseñado.
Fuente: Elaboración propia (2019).

- c. Flujograma para el balance de energía en el secador rotadisk y obtener el consumo de vapor.

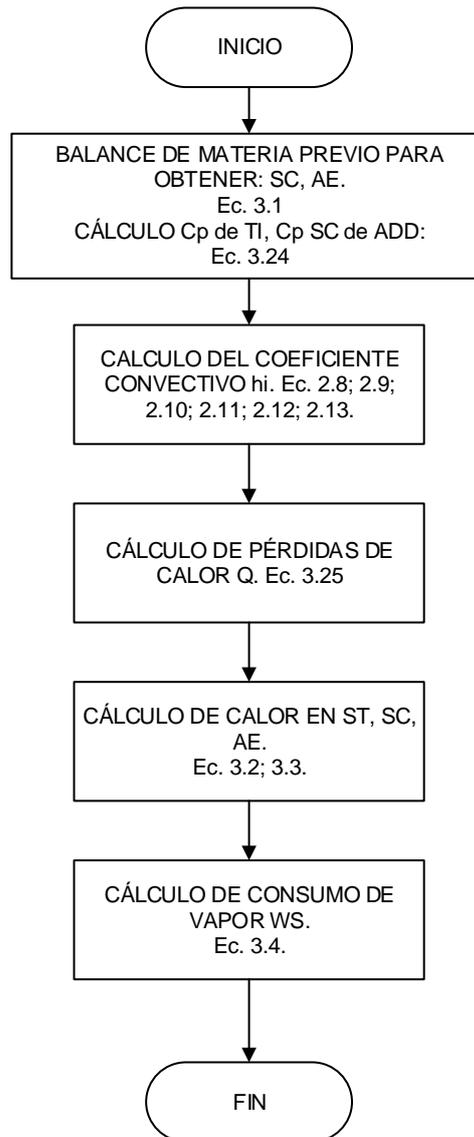


Figura 3.9. Diagrama de flujo de balance de energía en secador rotadisk.
Fuente: Elaboración propia (2019).

- d. Diagrama para realizar el balance de energía en el secador rotatubo y obtener el consumo de vapor.

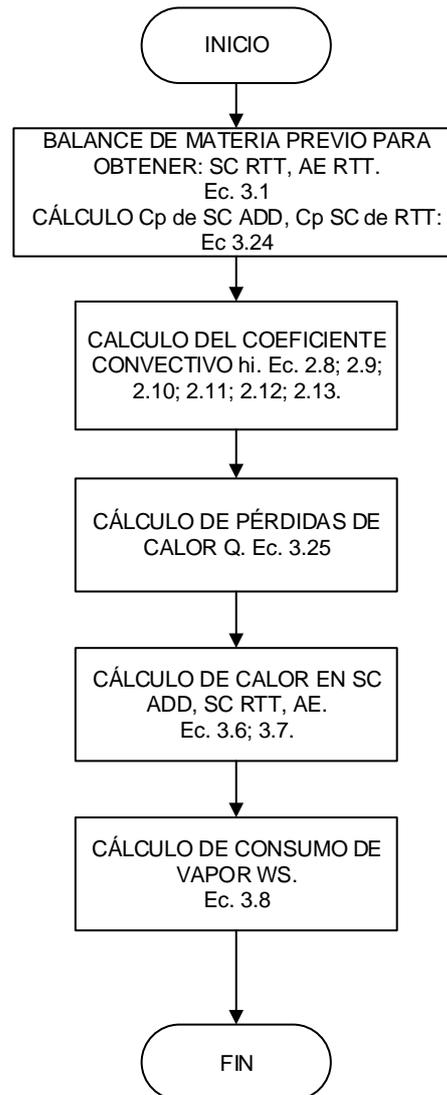


Figura 3.10. Diagrama de flujo de balance de energía en secador rotatubo.
Fuente: Elaboración propia (2019).

- e. Diagrama para realizar el balance de materia y energía en el secador de aire caliente y obtener el calor entregado por el intercambiador.

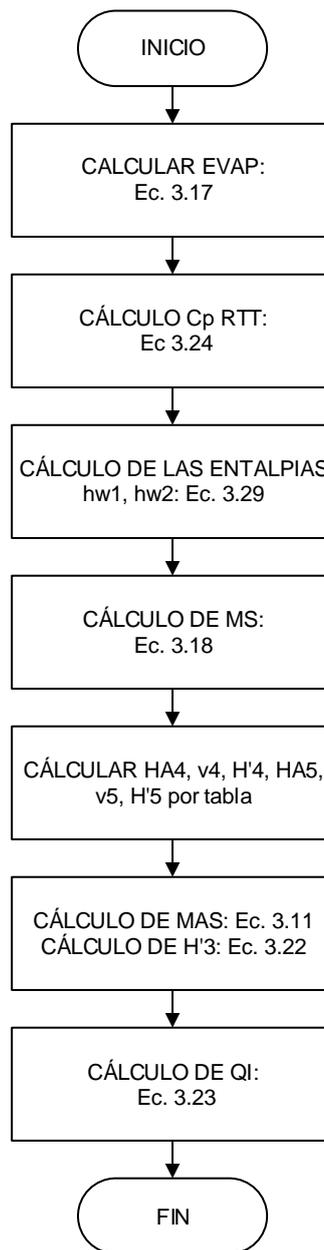


Figura 3.11. Diagrama de flujo de balance de energía en secador de aire caliente.

Fuente: Elaboración propia (2019).

CAPÍTULO IV: INGENIERÍA DE PROCESOS

4.1 DIAGRAMAS DE FLUJO

4.1.1. BFD de fabricación de harina de pescado

El siguiente diagrama es el resumen de la fabricación de harina de pescado.

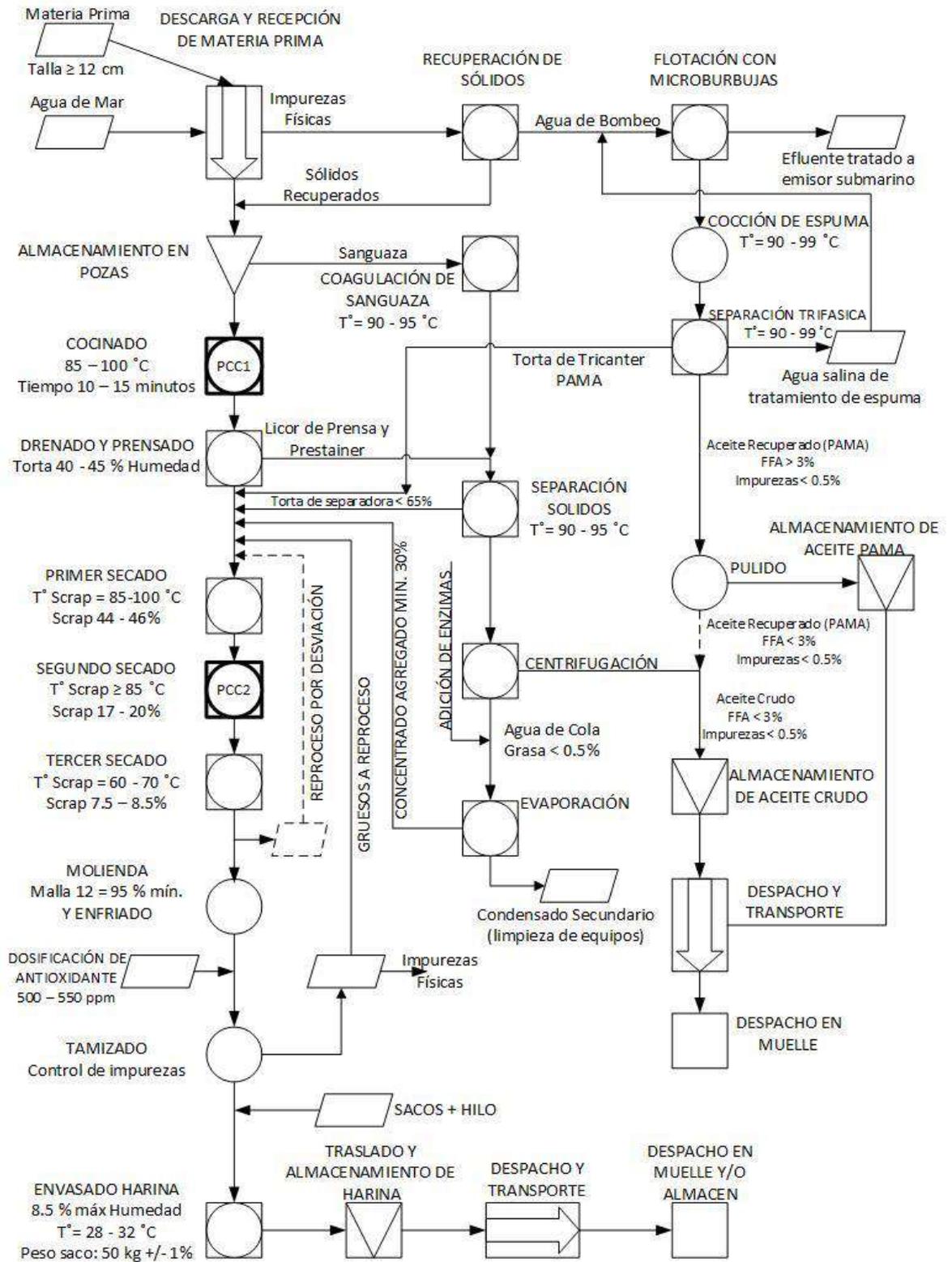


Figura 4.1. Diagrama de flujo del proceso de fabricación de harina de pescado.
Fuente: Elaboración propia. (2019).

La elaboración de harina de pescado, consiste en reducir la humedad y grasa de la materia prima (pescado). Las etapas principales del proceso son: el cocinado, prensado, secado, molienda y ensaque.

Para contener, en su composición final, porcentajes considerables de grasa, se agrega antioxidante dosificado después de la molienda, que actúa bloqueando la acción del oxígeno en los enlaces insaturados de las grasas, evitando la formación de peróxidos, que hacen que incremente la temperatura de la harina.

4.1.2. PFD de los tres secadores a analizar

En la industria pesquera el proceso de secado es una de las etapas de mayor importancia pues determina la calidad de la harina de pescado, debido que un exceso de calentamiento degrada los aminoácidos constituyentes, en especial la lisina, y la pérdida de digestibilidad, lo cual muestra una disminución marcada en función de la severidad del tratamiento térmico. Generalmente se utiliza 03 etapas de secado, que son las siguientes:

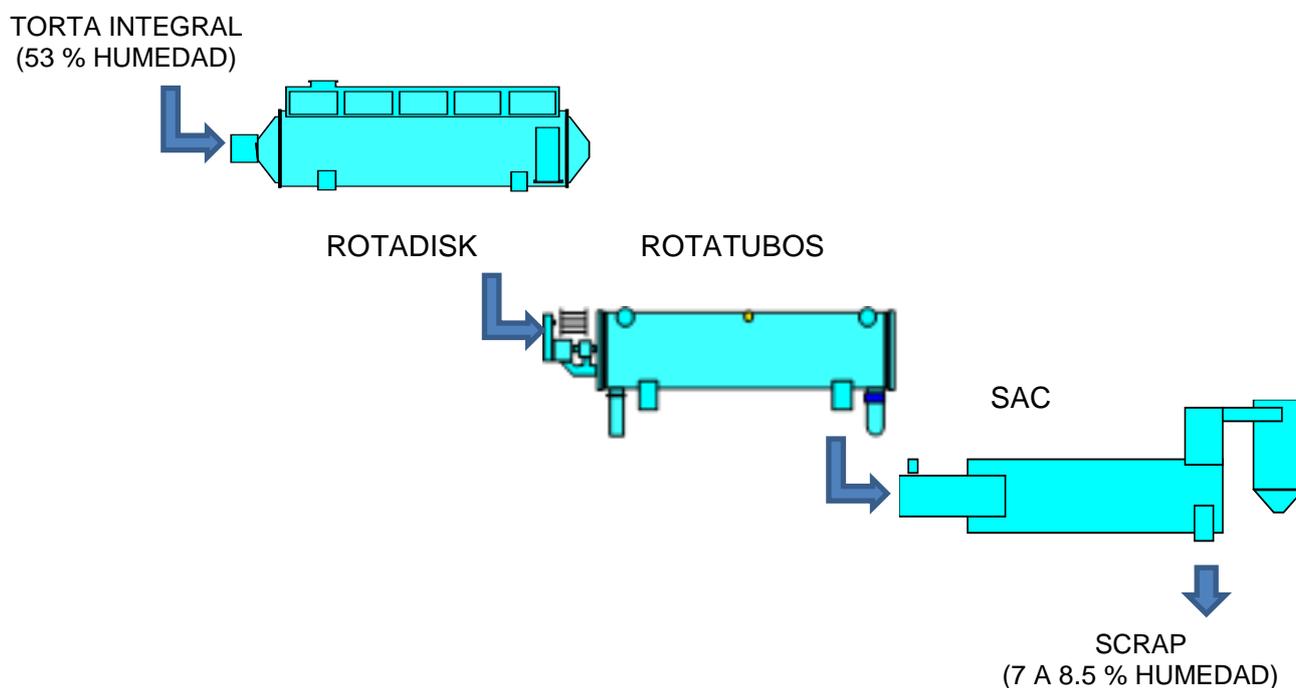


Figura 4.2. Equipos de secado en la planta COPEINCA – Chancay.
Fuente: Información de COPEINCA y adaptada por el autor. (2019).

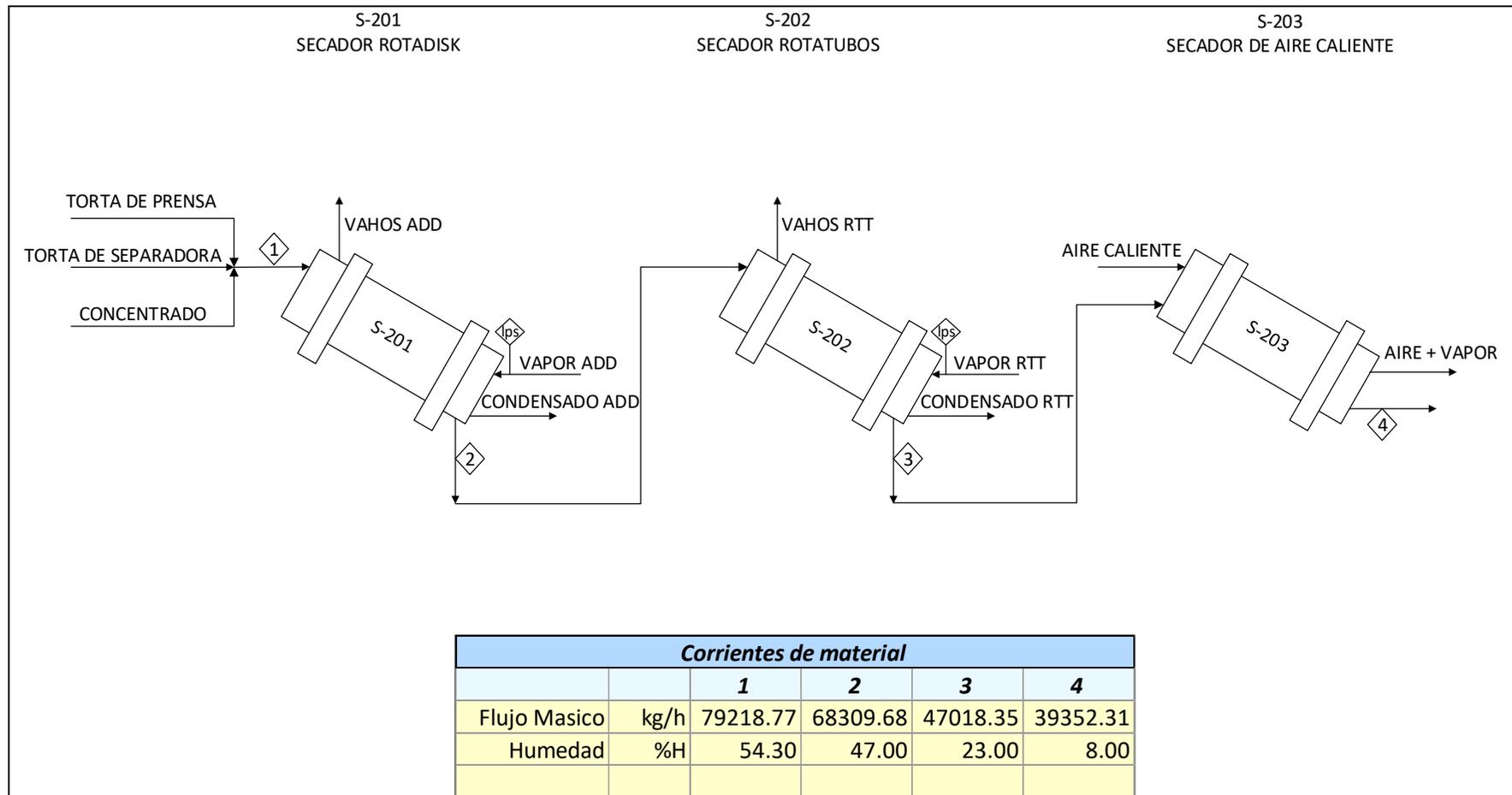


Figura 4.3. PFD etapa de secado en la planta COPEINCA – Chancay.
Fuente: Elaboración propia. (2019).

4.1.3. Tabla técnica operacional de los secadores

a. Secador Rotadisk

Tabla 4.1. Tabla técnica de secador rotadisk.

SECADOR ROTADISK	
Marca	ATLAS STORE
Modelo	TS-60
Capacidad nominal de evaporación	3500 kg/h
<u>Dimensiones Generales</u>	
Presión de vapor en la chaqueta	50 PSI
Presión de vapor en el eje y paletas	60 PSI
Nº discos	51
Diámetro de la carcasa	1.90 m
Diámetro del rotadisk	1.70 m
Longitud del secador	8.5 m
Velocidad	12.75 rpm
Motor	120 HP
<u>Características típicas de producto a secar</u>	
Humedad de queque de ingreso	53 % (máximo)
Humedad de queque a la salida	44-46 %

Fuente: COPEINCA CHANCAY, adaptada por el autor. (2019).

b. Secador Rotatubos

Tabla 4.2. Tabla técnica de secador rotatubos.

SECADOR DE TUBOS FRT 8000 SC	
Capacidad nominal de evaporación	8400 -8800 kg/h
Flujo de vahos de salida	8400 - 8800 kg/h a Tbh 95°C que equivalen aproximadamente 20000 m3/h
Presión máxima de vapor en trabajo	6 barg (87 psig)
Consumo nominal de vapor	aprox. 11.8 t/h
<u>Dimensiones Generales</u>	
Diámetro interior del casco	3500 mm
Largo del casco	19300 mm (aprox)
<u>Pesos brutos</u>	
Sistema de secado completo (con transmisión)	106 tons (aprox.)
Inclinación del secador	2.5%
<u>Sistema de rotación del secador</u>	
Velocidad de rotación	6 RPM
Potencia del motor	150 HP
Velocidad nominal del motor	1750 RPM
Ratio de reducción del reductor	50 @ 1
Número de dientes del sprocket del reductor	20 dientes
Número de dientes de la Catalina del secador:	
Nominal / Real	108 / 36 dientes
Modelo y tamaño de la cadena de transmisión	MXS 1245 - 4.5" paso. Marca Moline USA
<u>Área de transferencia de calor</u>	
Total	1452 m2
Chaquetas	207 m2
Tubos	1245 m2
Cantidad de tubos	192
Tamaño de tubos	Ø 114 mm x 18000 mm largo x 3 mm espesor A-53 Gr B.
<u>Características típicas de producto a secar</u>	
Humedad de queque de ingreso (Nota 1)	Hasta 48 %, si el concentrado está bien homogenizado con la torta de prensa
Humedad de queque a la salida	15 - 20 %
Diámetro de transportador helicoidal de alimentación	Ø 16" x 10 y 16" paso

Fuente: COPEINCA CHANCAY, FIMA, adaptada por el autor. (2019).

c. **Secador de aire caliente**

Tabla 4.3. Tabla técnica de secador de aire caliente.

SECADOR DE AIRE CALIENTE	
Marca	ENERCOM
Modelo	SAC-8000
Combustible	R-6 o R-500
<u>Requerimientos</u>	
Procesamiento de Materia Prima de la planta MP	168 TM/h
Masa de harina al ingreso del secador M1	46965 kg/h
Humedad de entrada en base húmeda W1	23.0%
Masa de harina a la salida del secador M2	39308 kg/h
Humedad de salida en base húmeda W2	8.0%
Evaporación Requerida de Agua ERA	7657 kg/h
Porcentaje de capacidad requerida %Op.	95.7%
Capacidad de Evaporación de Agua EVAP	8000 kg/h
<u>Características del secador rotatorio</u>	
Evaporación de agua	8000 kg/h
Temperatura de ingreso de aire de secado	250 °C
Temperatura de salida de vahos @ 28 % HR	90 °C
Flujo de aire seco	65306 kg/h
Diámetro de cuerpo principal	3800 mm
Diámetro de entrada y salida	3220 mm
Longitud de cuerpo principal	18820 mm
Longitud total	24230 mm
Distancia entre ejes de pistas rotatorias	19710 mm
Altura de eje sobre nivel de referencia	3757 mm
Material de cilindro rotatorio	ASTM A-36
Espesor de cuerpo principal	16 mm
Espesor zona de transmisión	19 mm
Motor de accionamiento de transmisión	120 HP
Velocidad de rotación de cilindro	5.8 rpm

Fuente: COPEINCA CHANCAY, León, adaptada por el autor. (2019).

4.2 EL BALANCE DE MATERIA

Para realizar el balance de materia del proceso se separó los valores por etapas de la siguiente manera: Materia Prima, Queque de Prensa, Liquido de prensa, Sólidos de Separadora, Liquido de Separadora, Agua de cola, Concentrado, Aceite, Torta integral (MIX), Scrap, Harina, Evaporación los cuales fueron divididos en sus tres componentes básicos Sólidos, Humedad y grasa.

A. Balance de masa Cocinador-Prensa.

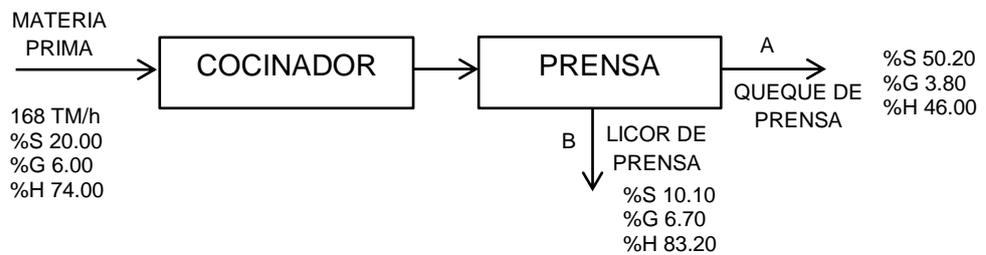


Figura 4.4 Balance Cocinador-Prensa.
Fuente: COPEINCA y adaptada por el autor. (2019)

$$\text{GLOBAL: } 168000 = A + B \rightarrow A = 168000 - B \quad (4.1)$$

COMPONENTE:

$$\text{Sólidos } 0.200(168000) = 0.502A + 0.101B \quad (4.2)$$

$$\text{Grasa } 0.060(168000) = 0.038A + 0.067B$$

$$\text{Humedad } 0.740(168000) = 0.460A + 0.832B$$

Reemplazando (4.1) en (4.2):

$$33600 = 0.502(168000 - B) + 0.101B$$

$$0.401B = 50736$$

$$B = 126523.69 \text{ kg Licor de prensa.}$$

$$A = 41476.31 \text{ kg Queque de prensa.}$$

B. Balance de masa en secador rotadisk

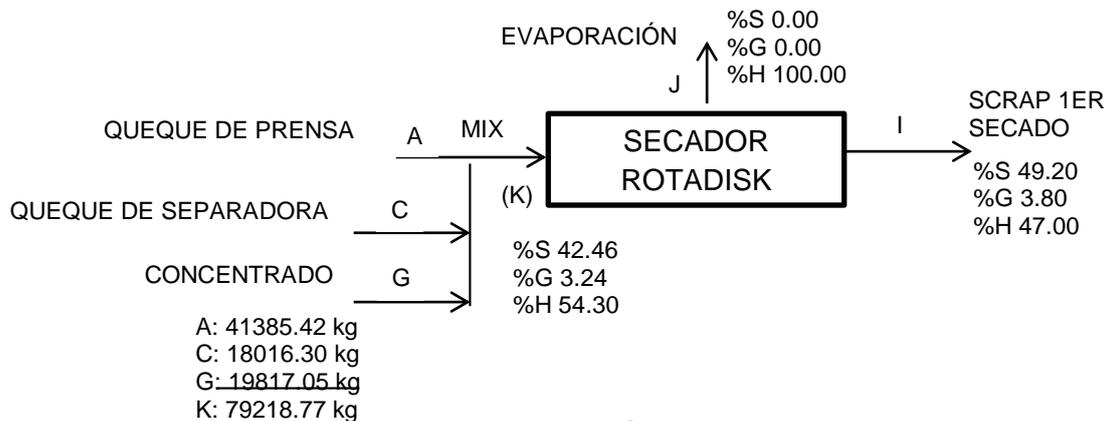


Figura 4.5 Balance Secador Rotadisk.
Fuente: COPEINCA y adaptada por el autor. (2019)

$$\text{GLOBAL: } 79218.77 = I + J \quad (4.3)$$

COMPONENTE:

$$\text{Humedad} \quad 0.5430(79218.77) = 0.470(I) + 1.000(J) \quad (4.4)$$

Resultado:

$$I = 68309.68 \text{ kg Harina.}$$

$$J = 10909.10 \text{ kg Evaporación.}$$

Los demás cálculos se encuentran en el Anexo (ANEXO A.1.1)

A continuación se presenta un diagrama con el resumen de los cálculos realizados, donde se puede apreciar los porcentajes de grasas, humedades y sólidos, como también las toneladas de materia prima en cada uno de los procesos.

Este diagrama es el desarrollo del balance general de la planta de harina de pescado donde se utiliza el método de cascada en cada etapa del proceso, este método consiste en la utilización de matrices para solución numérica, este método fue aplicado en una hoja de cálculo de Microsoft Excel.

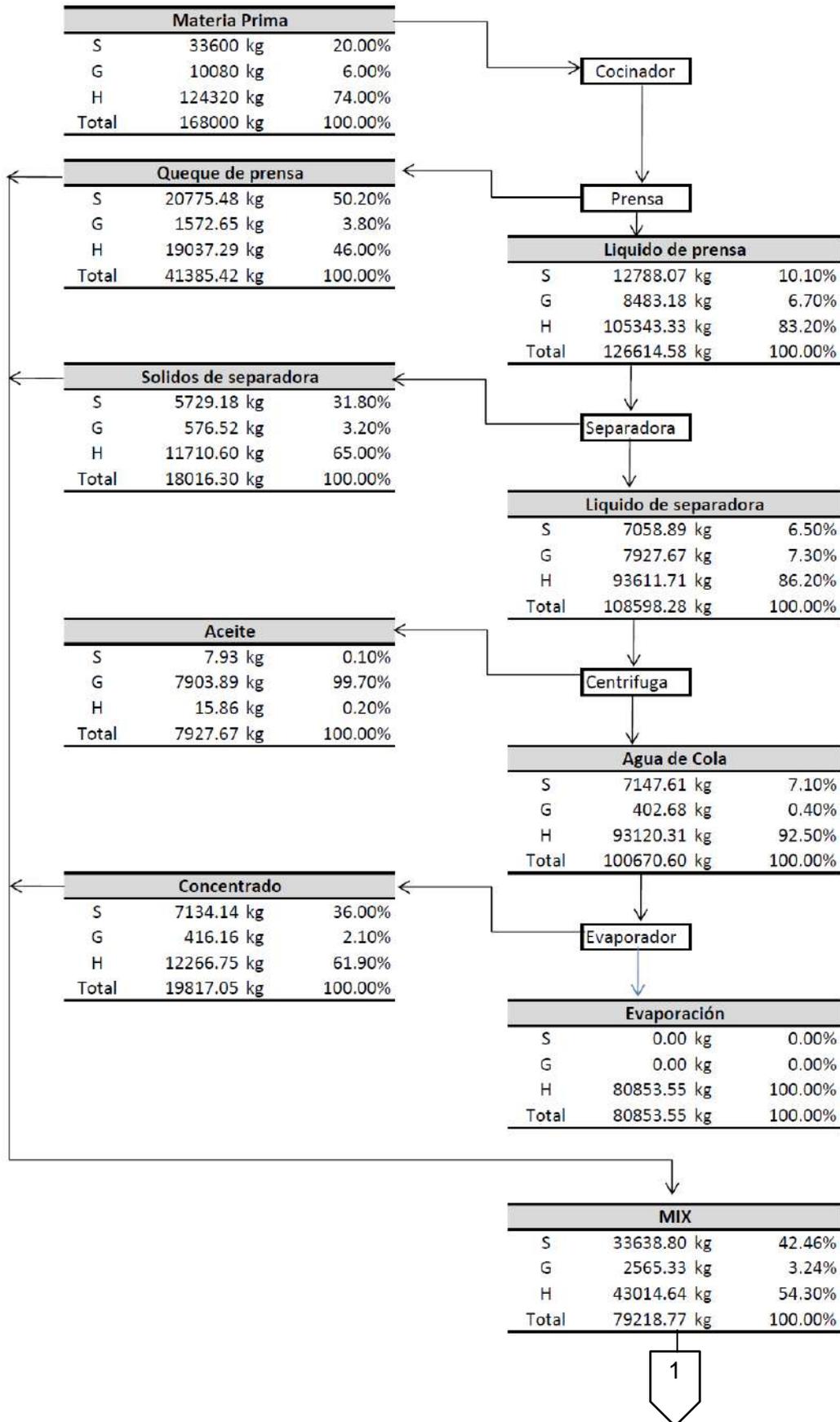


Figura 4.6 Balance de masa de la Planta COPEINCA Chancay – 168 TM/h. Parte 1.
Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

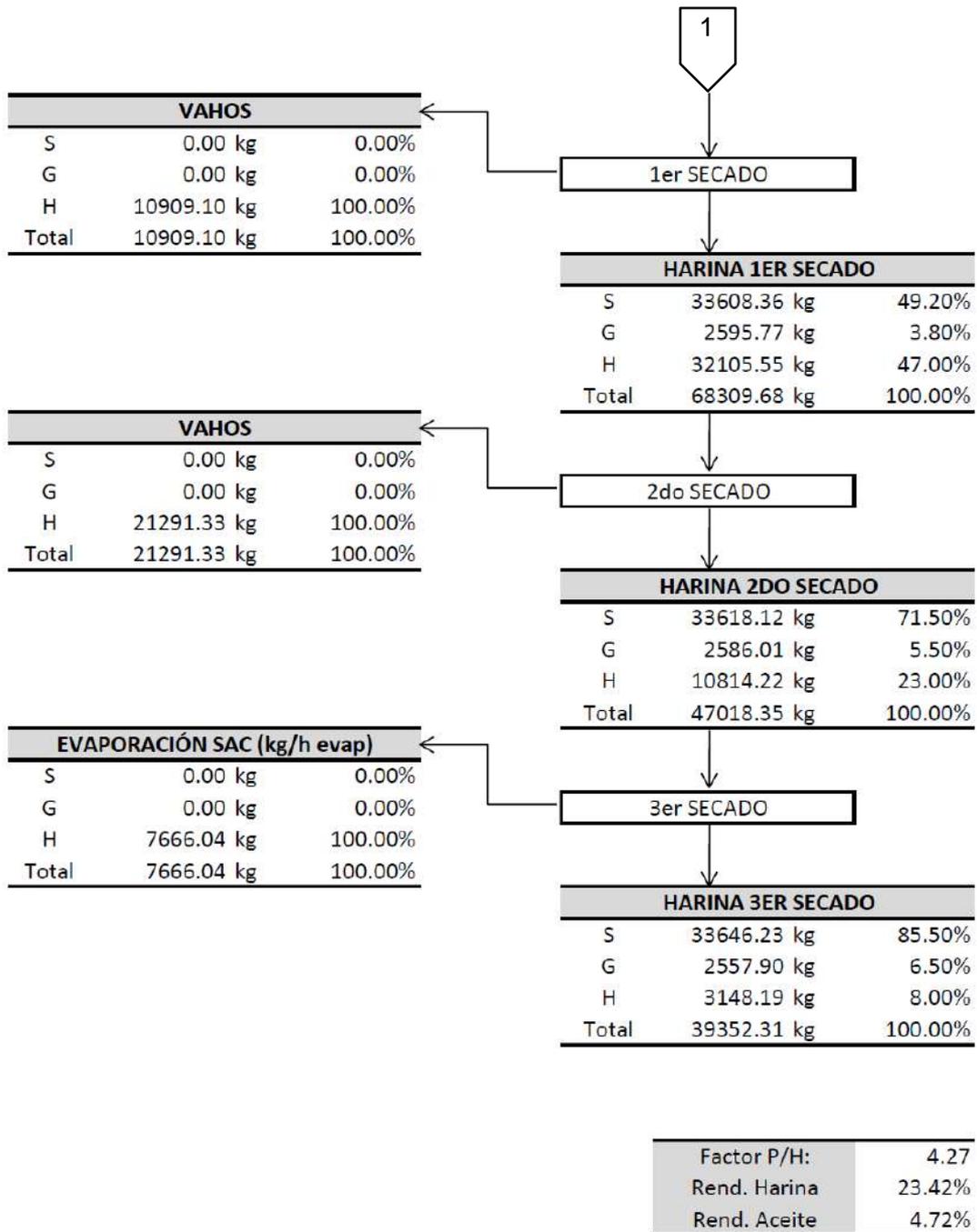


Figura 4.7 Balance de masa de la Planta COPEINCA Chancay – 168 TM/h. Parte 2.
Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

4.3 EL BALANCE DE ENERGÍA

4.3.1. Cálculo de vapor en calderas (Capacidad de Calderas)

La planta COPEINCA CHANCAY cuenta con 5 calderos pirotubulares, para los cálculos se considera las siguientes características:

- Temperatura de alimentación: 190 °F
- Presión de Trabajo: 115 lb/pulg²
- Eficiencia de caldera (Ec): 80%

Con estos datos en tablas pirotubulares nos indica: 32.3 (lb/h) / BHP

Producción de vapor de Calderas

Caldero 1:

$$Vapor = 1200 \text{ BHP} \times \frac{(32.3 \text{ lb/h})/\text{BHP}}{2.204 \text{ lb/kg}} \times 0.8(\text{Eficiencia de Caldera})$$

$$Vapor = 14069 \text{ kg/h}$$

Cuadro resumen de las calderas:

Tabla 4.4. Cálculo de vapor en calderas.

Calderas	BHP	Eficiencia	Vapor (kg/h)
Caldero 1	1200	0.8	14069
Caldero 5	1200	0.8	14069
Caldero 6	1000	0.8	11724
Caldero 7	1500	0.8	17586
Caldero 8	800	0.8	9379
Capacidad total	5700		66828

Fuente: Información de COPEINCA y adaptada por el autor. (2018)

Capacidad Total de Calderas en Planta: 66828 kg/h.

4.3.2. Consumo de Vapor general (análisis hipotético)

Es de suma importancia que el flujo de vapor utilizado por el secador y los distintos equipos en la industria pesquera sean los más óptimos evitando así gastos incensarios.

En un secador indirecto no existe contacto entre el vapor que ingresa y la torta integral, de la misma manera el agua evaporada de la harina se elimina en lo que se llama VAHOS, ese vapor de agua es utilizado en otro proceso de la planta.

A continuación se presenta el cálculo necesario para determinar el calor requerido por la harina para llevar de la humedad inicial hasta un valor final del 8%, para esto asumiremos que las tres etapas de secado son una sola.

Humedad inicial 45%

Humedad Final 8%

El flujo másico de harina húmeda a la entrada del secador es 33 tn/h

Humedad inicial	45 %	Cp_harina=	3055.78
Humedad final	8 %	%humedad	0.45
mharina	33 TM/h	%solidos	0.5
Cpagua	4186 J/kg°C	%grasas	0.05
λ vaporización	2333 KJ/kg agua		
Tin_secador	40 °C		
Tout_secador	80 °C		

m_agua_in	= 14.85 TM/h	= 14850 kg/h
m_agua_out	= 2.64 TM/h	= 2640 kg/h
m_agua_evaporada	= 12.21 TM/h	= 12210 kg/h
Calor requerido de harina: Qrh		
Q1 =	30530372400 J/h	= 30.53 GJ/h
Q2 =	4033629600 J/h	= 4.03 GJ/h
Qrequerido_harina=	34564002000 J/h	= 34.56 GJ/h

Ecuaciones usadas:

$$m_{\text{agua_in}} = m_{\text{harina}} \times \text{humedad inicial}$$

$$m_{\text{agua_out}} = m_{\text{harina}} \times \text{humedad final}$$

$$Cp_{\text{harina}} = [1 \times \%humedad + 0.52 \times \%solidos + 0.40 \times \%grasas] \times 4186 \frac{J}{kg \cdot ^\circ C}$$

$$Q_1 = m_{\text{agua_evaporada}} \times Cp_{\text{agua}} \times (T_f - T_i) + m_{\text{agua_evaporada}} \times \lambda_{\text{vaporización}}$$

$$Q_2 = m_{\text{harina}} \times Cp_{\text{harina}} \times (T_f - T_i)$$

$$Q_{\text{requerido_harina}} = Q_1 + Q_2$$

Para cada ingreso de humedad se tiene un calor diferente, para la cual se simulara este proceso para seis tipos diferentes de humedad, manteniendo el flujo de la torta integral constante.

Tabla 4.5. Calculo de calor requerido para secar la torta integral.

Prueba	Humedad inicial (%)	Humedad final (%)	Q requerido (GJ/h)
1	45	8	34.56
2	50	8	38.82
3	55	8	43.08
4	60	8	47.34
5	65	8	51.60
6	70	8	55.86

Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

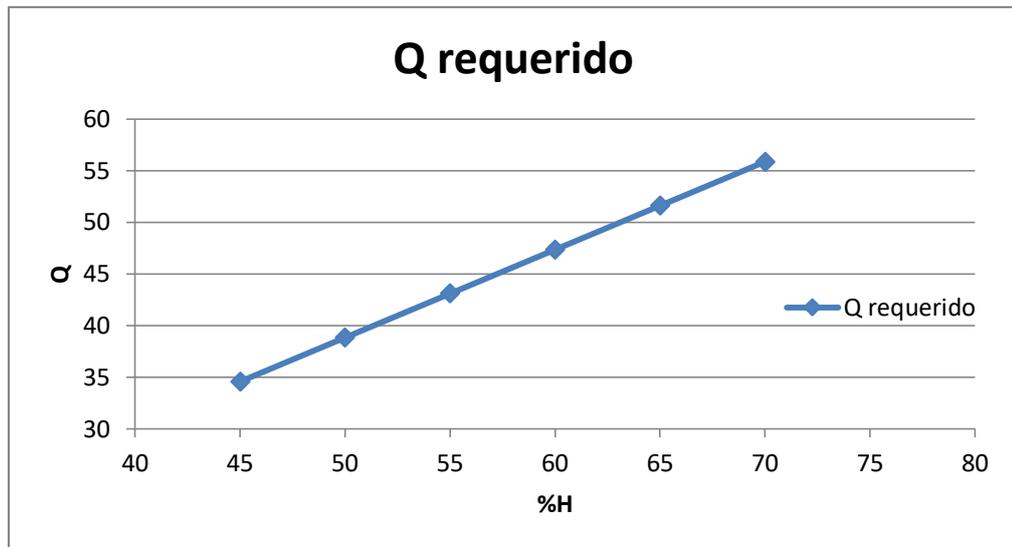


Figura 4.8 Grafico de calor requerido para el secado de la torta integral.

Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

Los resultados de la tabla nos muestran que mientras mayor humedad tenga la torta integral al ingreso del secador mayor será el calor que necesitara para reducir la humedad. Por lo tanto, el vapor que utilizara el secador será mayor, esto genera un aumento de combustible a quemar en las calderas generando un costo mayor.

Este problema se soluciona optimizando la humedad de las prensas, ya que un correcto control operativo de la prensa generara un keke de prensa con menor humedad.

4.3.3. Balance de energía en Secador Rotadisk

La capacidad de los secadores, se mide por los kg de agua evaporada que se obtiene del proceso de deshidratación de la suma de tortas, el objetivo del balance de energía es obtener los kg de agua evaporada. El cálculo se iniciará determinando las pérdidas térmicas en el secador, con este dato se completa los datos para realizar el balance de energía. La materia prima sale de la cocina a 100°C, pierde temperatura al pasar por el prestrainer, la prensa y los transportadores helicoidales, la temperatura cae en un promedio de 35°C, dato obtenido por lecturas con pirómetro láser durante la producción de abril, mayo y junio del 2011 de pesquera diamante, por lo que se tomará como temperatura de la masa de ingreso al secador es de 65°C. (Estrada, 2012)

Para realizar el balance de energía seguimos el esquema de la Fig. 3.9.

Cálculo del coeficiente convectivo

Los datos para el inicio del cálculo del coeficiente de convección del vapor son los siguientes:

Presión	bar	P	6.0
Temperatura	°C	T chaqueta	165.2
Caudal de vapor	kg/s	Q	3.57
Viscosidad dinámica	N.s / m ²	μ	0.000014
Calor específico	kJ / kg °C	Cp	0.5767
Conductividad térmica del fluido	kW / m °C	K	0.000034
Densidad del fluido	Kg/m ³	ρ	3.68
Diámetro de la carcaza	m	d _c	2.3
Diámetro de la chaqueta	m	d _{ch}	2.4
Longitud efectiva de la chaqueta	m	L	9.2

Para determinar el coeficiente convectivo usamos las ecuaciones 2.8.

Área libre	$\frac{(d_{ch}^2 - d_c^2) \pi}{4}$	m ²	0.37
Flujo Másico	$\frac{Q}{\text{Área libre}}$	Gmax	9.67
Número de Reynolds	$\frac{Gmax \cdot d}{\mu}$	Re	1588840.41
Número de Prandt	$\frac{\mu \cdot Cp}{K}$	Pr	0.24
Número de Nusselt		Nu	1099.11
Coeficiente Convectivo	W / m²°C	h_c	16.25

Cálculo de las pérdidas de calor

Con el coeficiente convectivo determinado, pasaremos a calcular las resistencias de calor a las cuales está sujeto el equipo, con los siguientes datos:

Radio interior de la carcaza	m	r_1	1.2
Radio exterior de la carcaza	m	r_2	1.2095
Radio del aislamiento	m	r_3	1.2857
Coeficiente de conductividad del acero	W / m °C	k_a	43
Coeficiente de conductividad del aislante	W / m °C	k_v	0.038
Temperatura del aislamiento	°C	T_3	30

Para determinar el calor cedido al ambiente, en un secador rotadisc de una capacidad de 3500 Kg de evaporación, usamos la ecuación 3.25.

Resistencia convectiva		R_1	0.000887274
Resistencia del acero		R_2	3.17244E-06
Resistencia del aislamiento		R_3	0.027813995
Diferencia de temperaturas	°C	ΔT	135.2
Calor cedido al ambiente	kJ / h	Q	16956

El calor perdido en un secador de 3500kg de evaporación es de 16956 kJ/h, con tres secadores trabajando al 90% de su capacidad nominal obtenemos la cantidad de agua evaporada requerida, generando una pérdida total de 50868 kJ/h que representa el 0,2% de la energía de ingreso.

Para hallar el vapor requerido en el proceso de secado realizaremos un balance de energía basado en las ecuaciones 3.2, 3.3.

Calor cedido por la mezcla de tortas

Suma de tortas	kg / h	ST	79218.77
Calor específico	kJ / kg K	C_p	2.87
Temperatura de ingreso	° C	T_i	65
Calor cedido	kJ / h	Q_{ST}	7959974.26

Calor ganado por el Scrap

Flujo de scrap	kg / h	SC	68307.51
Calor específico	kJ / kg K	C_p	2.66
Temperatura de salida	° C	T_s	100
Calor ganado	kJ / h	Q_{sc}	6364506.74

Calor cedido por el agua evaporada

Masa de agua evaporada	kg / h	AE	10911.26
Presión de vapor	mmHg	P _{AE}	735
Temperatura de salida	°C	T _s	100
Calor específico agua	kJ / Kg K	C _p	4.18
Calor latente vapor	kJ / Kg	λ	2259.0058
Calor sensible	kJ / h	Q _s	1596318.003
Calor latente	kJ / h	Q _L	24648609.98
Calor Total	kJ / h	Q_{AE}	26244927.98

Cálculo de la masa de vapor

Presión de vapor	bar	P	4
Calor latente de vapor	kJ / kg	λ	2133.33
Masa de vapor	kg	W_s	16025.60

De la ecuación 3.4, obtenemos que el consumo de vapor es 16025 kg/h, se puede deducir que el ratio kg de vapor/kg de agua evaporada es 1,47.

4.3.4. Balance de energía en Secador Rotatubo

Como en el caso del secador rotadisc, la capacidad del secador se mide por los kg de agua evaporada que produce, el balance de energía lo haremos con el objeto de hallar los kg de vapor necesarios para reducir la humedad presente en la materia prima al requerido por el proceso.

La materia prima sale del primer secado con una temperatura 100°C, durante el trayecto en los transportadores helicoidales la temperatura de ingreso al secador rotatubo tiene en promedio una caída de 20°C, dato obtenido con un pirómetro láser durante la producción del mes de abril, mayo y junio de pesquera diamante. Por lo que consideramos como temperatura de ingreso al secador 80°C.

Para realizar el balance de energía en el secador rotatubo, usaremos el volumen de control de la Fig. 3.3. (Estrada, 2012)

Para realizar el balance de energía seguimos el esquema de la Fig. 3.10.

Cálculo del coeficiente convectivo

Los datos para el inicio del cálculo del coeficiente de convección del vapor son los siguientes:

Presión	Bar	P	6.0
Temperatura	°C	T chaqueta	165.2
Caudal de vapor	kg/s	Q	5.21
Viscosidad dinámica	N.s / m ²	μ	0.000014
Calor específico	kJ / kg °C	Cp	0.5767
Conductividad térmica del fluido	kW / m °C	K	0.000034
Densidad del fluido	Kg/m ³	ρ	3.68
Diámetro de la carcaza	M	d _c	2.5
Diámetro de la chaqueta	M	d _{ch}	2.6
Longitud efectiva de la chaqueta	M	L	17

Para determinar el coeficiente convectivo usamos las ecuaciones 2.8; 2.9; 2.10; 2.11; 2.12; 2.13.

Área libre	$\frac{(d_{ch}^2 - d_c^2) \pi}{4}$	m ²	0.40
Flujo Másico	$\frac{Q}{\text{Área libre}}$	Gmax	13.01
Número de Reynolds	$\frac{Gmax \cdot d}{\mu}$	Re	2322681
Número de Prandt	$\frac{\mu \cdot Cp}{K}$	Pr	0.24
Número de Nusselt		Nu	1489.68
Coefficiente Convectivo	W / m²°C	h_c	20.26

Cálculo de las pérdidas de calor

Con el coeficiente convectivo determinado, pasaremos a calcular las resistencias de calor a las cuales está sujeto el equipo, con los siguientes datos:

Radio interior de la carcaza	m	r ₁	1.3
Radio exterior de la carcaza	m	r ₂	1.3095
Radio del aislamiento	m	r ₃	1.3762
Coefficiente de conductividad del acero	W / m °C	k _a	43
Coefficiente de conductividad del aislante	W / m °C	k _v	0.038
Temperatura del aislamiento	°C	T ₃	30

Para determinar el calor cedido al ambiente, en un secador rotatubo de una capacidad de 4300 Kg de evaporación, usamos la ecuación 3.25.

Resistencia convectiva		R ₁	0.000355463
Resistencia del acero		R ₂	1.58526E-06
Resistencia del aislamiento		R ₃	0.012239826
Diferencia de temperaturas	°C	ΔT	135.2
Calor cedido al ambiente	kJ / h	Q	38638

El calor cedido al ambiente es de 38638 kJ/h, para el proceso de secado necesita 60056835 kJ/h, por lo que lo que el calor cedido al ambiente representa un que representa una pérdida menor al 0.1% en secadores con el aislamiento adecuado.

Para hallar el vapor requerido en el proceso de secado realizaremos un balance de energía basado en las ecuaciones 3.6, 3.7.

Calor cedido por el scrap rotadisk

Suma de tortas	kg / h	ST	68307.50
Calor específico	kJ / kg K	Cp	2.66
Temperatura de ingreso	° C	T _i	80
Calor cedido	kJ / h	Q_{ST}	14547444

Calor ganado por el scrap rotatubo

Flujo de scrap	kg / h	SC	47016.85
Calor específico	kJ / kg K	Cp	1.97
Temperatura de salida	° C	T _s	100
Calor ganado	kJ / h	Q_{sc}	1856799

Calor cedido por el agua evaporada

Masa de agua evaporada	kg / h	AE	21290.65
Presión de vapor	mmHg	P _{AE}	735
Temperatura de salida	°C	T _s	100
Calor específico agua	kJ / Kg K	Cp	4.18
Calor latente vapor	kJ / Kg	Λ	2259.0058
Calor sensible	kJ / h	Q _s	8899492.139
Calor latente	kJ / h	Q _L	48095704.36
Calor Total	kJ / h	Q_{AE}	56995197

Cálculo de la masa de vapor

Presión de vapor	Bar	P	6
Calor latente de vapor	kJ / kg	Λ	2085.6377
Masa de vapor	Kg	Ws	25639.08

De la ecuación 3.8, obtenemos que el consumo de vapor es 25639.08 kg/h, se puede deducir que el ratio kg de vapor/kg de agua evaporada es 1,20.

4.3.5. Balance de energía en Secador de Aire Caliente

Para obtener harina al 8% de humedad en la salida del tercer secador, con 23% de humedad en la entrada, procesando 168 TM/h de materia prima, se requiere evaporar 7657 kg/h de agua en el secador de aire caliente.

La capacidad de evaporación de agua finalmente asignada al diseño del secador es de 8000 kg/h. Por lo tanto; para 7657 kg/h de evaporación requerida, el secador operaría a:

$$\% Op. = \frac{ERA}{EVA} \times 100\% = \frac{7657}{8000} \times 100\% = 95.7 \%$$

- Calcular la capacidad de evaporación del secador mediante balance de materia usando la ec 3.17:
EVAP = 8000 kg/h
- Calcular el calor específico del scrap del rotatubo que será el ingreso de harina en el secador de aire caliente usando la ec. 3.24.
 $C_{p_{SCRTT}} = 1.56 \text{ kJ/kg.K}$
- Calcular las entalpías de la harina de ingreso y salida del secador: hw1 y hw2 usando la ec. 3.29.
hw1 = 183.821 kJ/kg
hw2 = 123.872 kJ/kg
- Calcular la masa de harina seca: MS mediante la ec. 3.18.
MS = 37781.33 kg/h
- Calcular la humedad absoluta (HA), volumen específico (v), entalpía del aire (H); a la salida del secador y antes de ingresar al intercambiador de calor (puntos 4 y 5 de la Fig. 3.4). Estos se hallan mediante tablas.
HA4 = 0.1497 kg agua/kg aire seco
v4 = 1.27625 m³/kg aire seco
H'4 = 489.7 kJ/kg
HA5 = 0.0272 kg agua/kg aire seco
v5 = 0.89629 m³/kg aire seco
H'5 = 99.7 kJ/kg
- Calcular la masa de aire seco (MAS) con la ec. 3.11 y la entalpía del aire al ingreso del secador (H'3) con la ecu. 3.22.
MAS = 65306.12 kg/h
H'3 = 450.63 kJ/kg
- Obtener el calor entregado por el intercambiador (QI) mediante la ec. 3.23.
QI = 22917784.11 kJ/h

CAPÍTULO V:
SIMULACIÓN Y ANÁLISIS
DE RESULTADOS

5.1. SIMULACIÓN

5.1.1. MANUAL DEL USUARIO DEL PROGRAMA

a. Lanzamiento de la aplicación.

Una vez puesto en funcionamiento Microsoft Excel debe abrirse los libros **simsec.xlsm** y **steam_tables.xlsm** de forma que pueda accederse directamente a la hoja **Panel** del libro **simsec.xlsm**. Dentro de la hoja Panel seleccionara el tipo de secador a trabajar, se cuenta con los 3 tipos de secadores ver Fig. 5.1.

La hoja **steam_tables** es un auxiliar para calcular las propiedades termodinámicas no debe manipularse ya que se encuentra enlazado, la extensión **.xlsm** se debe a que los libros contienen macros.

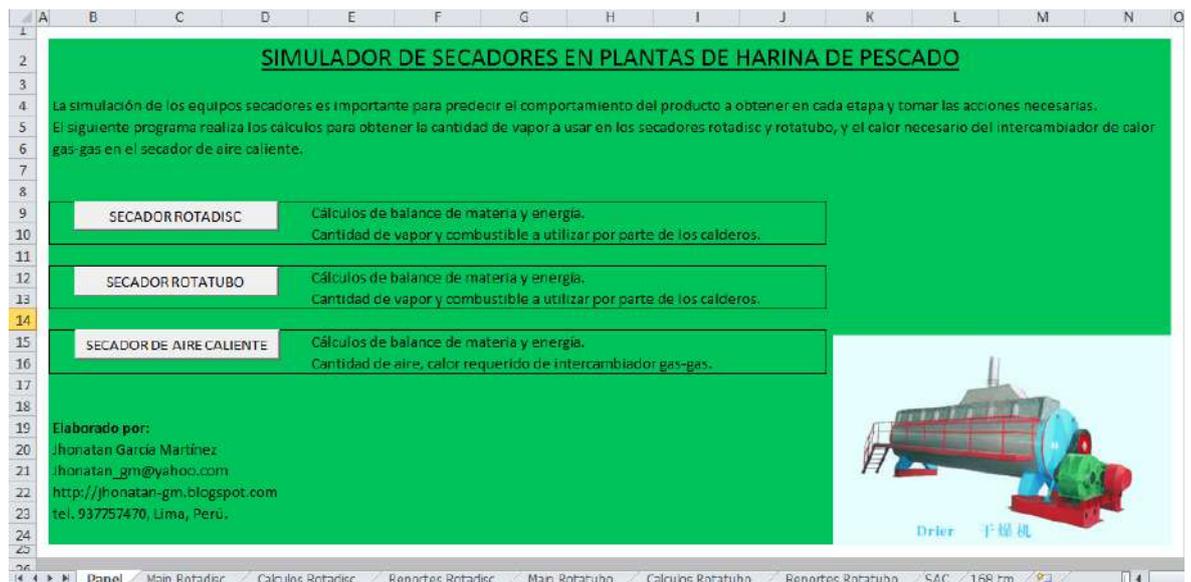


Figura 5.1 Panel de ingreso del simulador creado por el autor.

Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

b. Introducción de datos.

La introducción de datos puede efectuarse en las celdas correspondientes, estas son de color azul para su ingreso.

Los datos requeridos hacen referencia al producto a secar, al aire de secado, al equipo de secado, como se indica en la hoja de cálculo que aparece cuando se presiona el botón de cada tipo de secador, ver Fig. 5.2.

c. Cálculos y Reportes

Una vez que se introduce cada dato en la celda correspondiente, los cálculos se efectúan inmediatamente y se encuentran en las celdas de color rojo. Para la facilidad del usuario se imprime una hoja de reporte resumido de los cálculos obtenidos, Ver Fig. 5.3.

SECADOR ROTADISC - BALANCE DE ENERGÍA

INGRESO DE DATOS EN LAS CELDAS AZULES

INGRESO DE TORTA INTEGRAL

FLUJO DE SUMA DE TORTAS (kg / h)	49375
% HUMEDAD	55.5
% GRASA	4.3
% SOLIDOS	40.2
CP (kJ / kg K)	2.914854
Temperatura de ingreso (°C)	65

SALIDA DE SCRAP

FLUJO DE SCRAP (kg / h)	39948.86
% HUMEDAD	45
% GRASA	5.3
% SOLIDOS	49.7
CP (kJ / kg K)	2.616214
Temperatura de salida (°C)	100

SALIDA DE AGUA EVAPORADA

FLUJO DE AGUA EVAPORADA (kg / h)	9426.14
Presión de vapor (mmHg)	735
Temperatura de salida (°C)	100
Calor específico agua (kJ / kg K)	4.18
Calor latente de vapor (kJ / kg K)	2259.00581

INGRESO DE VAPOR

Presión de vapor (bar)	4
Calor latente de vapor (kJ/kg)	2133.33315

DATOS DE VAPOR Y DIMENSIONES DEL SECADOR

Presión (bar)	6
Temperatura de chaqueta (°C)	165.2
Caudal de vapor (kg/s)	3.57
Viscosidad dinámica (kg / m s)	0.000014
Calor específico (kJ / kg °C)	0.5767
Conductividad térmica del fluido (kW / m °C)	0.000034
Densidad del fluido (kg/m ³)	3.68
Diámetro de la carcaza (m)	2.3
Diámetro de la chaqueta (m)	2.4
Longitud efectiva de la chaqueta (m)	9.2

DATOS PARA CALCULAR COEFICIENTE CONVECTIVO (h)

Radio interior de la carcaza (m)	1.2
Radio exterior de la carcaza (m)	1.2095
Radio del aislamiento (m)	1.2857
Coefficiente de conductividad del acero (W / m °C)	43
Coefficiente de conductividad del aislante (W / m °C)	0.038
Temperatura del aislamiento (°C)	30

RESULTADOS DEL BALANCE DE ENERGÍA

CALCULO DEL COEFICIENTE CONVECTIVO

Area libre (m ²)	0.37
Flujo Masico - Gmax (kg / s m ²)	9.67
Número de Reynolds	1588840.41
Numero de Prandtl	0.24
Numero de Nusselt	1099.11
Coefficiente convectivo (W / m ² °C)	16.25

CALCULO DE PERDIDAS DE CALOR

Resistencia convectiva	0.00088727
Resistencia del acero	3.1724E-06
Resistencia de aislamiento	0.027814
Diferencia de temperaturas (°C)	135.2
Calor cedido al ambiente: Q (kJ/h)	16956

CALOR CEDIDO POR LA MEZCLA DE TORTAS

Calor cedido (kJ/h)	5037232
---------------------	---------

CALOR GANADO POR EL SCRAP

Calor cedido por la Torta (kJ/h)	3658017
----------------------------------	---------

CALOR CEDIDO POR EL AGUA EVAPORADA

Calor sensible(kJ/h)	1379044
Calor latente (kJ/h)	21293697
Calor total (kJ/h)	22672741

CALCULO DE LA MASA DE VAPOR

Masa de vapor (kg)	12981
Ratio (kg vapor/kg agua evaporada)	1.38

CALCULO COMBUSTIBLE

Caudal (gal/h)	261.72
TM Scrap Rotadisc	39.95
gal/TM	6.55

Figura 5.2 Hoja Main Rotadisc donde se ingresa los datos y se obtienen los resultados automáticamente

Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

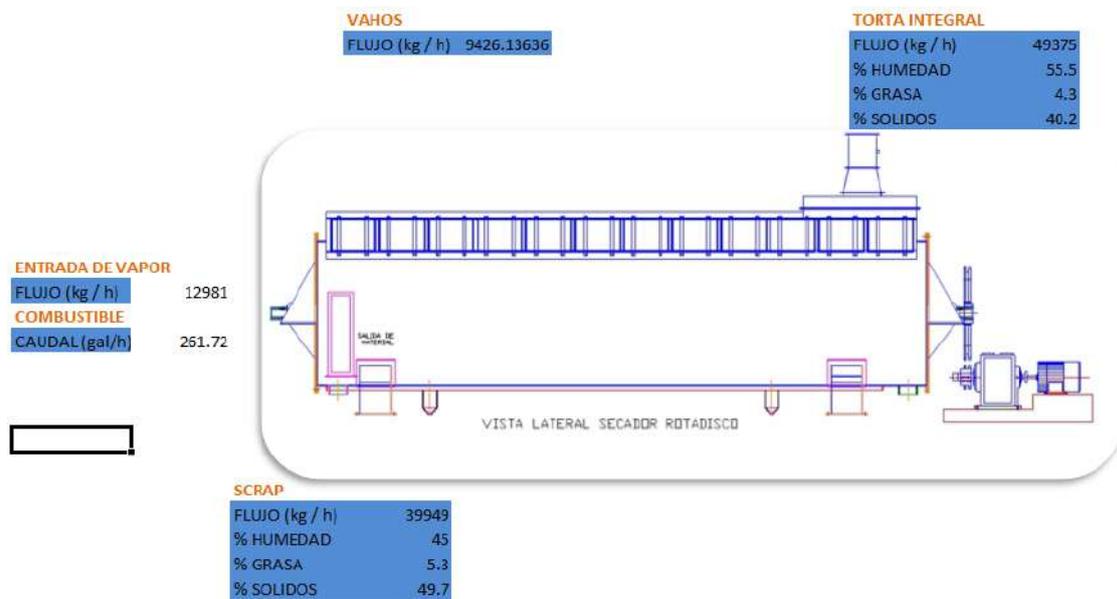


Figura 5.3 Hoja de reportes.
Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

5.1.2. EJEMPLO DE APLICACIÓN DEL PROGRAMA SIMULADOR

El programa creado nos permitirá realizar múltiples análisis de acuerdo al criterio de cada usuario, dando diferentes valores de las variables de entrada.

Los cálculos son automáticos una vez se tenga definido las especificaciones de diseño de los secadores, ver Fig. 5.2., para la presente tesis se realizara 3 ejemplos:

a. Como influye el C_p multifasico en el consumo de vapor del rotadisc

De acuerdo a la ecuación 3.24 se analiza lo siguiente, que la variable de mayor porcentaje de cambio es la humedad y luego la grasa. Para el control de la humedad se utiliza las prensas, un buen prensado nos ayudara a tener baja humedad al ingreso del secador rotadisc, la grasa dependerá de la materia prima, siendo la anchoveta variante con sus propiedades.

La humedad y grasa serán analizadas a diferentes rangos en nuestro simulador, manteniendo constante las demás variables.

$$C_p = 2,094 \cdot \%Grasa + 1,256 \cdot \%Sólidos + 4,18 \cdot \%Humedad$$

SECADOR ROTADISK - BALANCE DE ENERGÍA

INGRESO DE DATOS EN LAS CELDAS AZULES	RESULTADOS DEL BALANCE DE ENERGÍA
INGRESO DE TORTA INTEGRAL	
FLUJO DE SUMA DE TORTAS (kg / h)	49375
% HUMEDAD	52
% GRASA	4.3
% SOLIDOS	43.7
CP (kj / kg K)	2.812514 3.1953592
Temperatura de ingreso (°C)	65
SALIDA DE SCRAP	
FLUJO DE SCRAP (kg / h)	43090.91
% HUMEDAD	45
% GRASA	5.3
% SOLIDOS	49.7
CP (kj / kg K)	2.616214
Temperatura de salida (°C)	100
SALIDA DE AGUA EVAPORADA	
FLUJO DE AGUA EVAPORADA (kg / h)	6284.09
Presión de vapor (mmHg)	735 0.9799167
Temperatura de salida (°C)	100
Calor específico agua (kj / kg K)	4.18
Calor latente de vapor (kj / kg K)	2259.00581
INGRESO DE VAPOR	
Presión de vapor (bar)	4
Calor latente de vapor (kj/kg)	2133.33315
DATOS DE VAPOR Y DIMENSIONES DEL SECADOR	
Presión (bar)	6
Temperatura de chaqueta (°C)	165.2
Caudal de vapor (kg/s)	3.57
Viscosidad dinámica (kg / m s)	0.000014
Calor específico (kj / kg °C)	0.5767
Conductividad térmica del fluido (kW / m °C)	0.000034
Densidad del fluido (kg/m ³)	3.68
Diámetro de la carcaza (m)	2.3
Diámetro de la chaqueta (m)	2.4
Longitud efectiva de la chaqueta (m)	9.2
DATOS PARA CALCULAR COEFICIENTE CONVECTIVO (h)	
Radio interior de la carcaza (m)	1.2
Radio exterior de la carcaza (m)	1.2095
Radio del aislamiento (m)	1.2857
Coefficiente de conductividad del acero (W / m °C)	43
Coefficiente de conductividad del aislante (W / m °C)	0.038
Temperatura del aislamiento (°C)	30
CALCULO DEL COEFICIENTE CONVECTIVO	
Area libre (m2)	0.37
Flujo Masico - Gmax (kg / s m ²)	9.67
Número de Reynolds	1588840.41
Numero de Prandtl	0.24
Numero de Nusselt	1099.11
Coefficiente convectivo (W / m ² °C)	16.25
CALCULO DE PERDIDAS DE CALOR	
Resistencia convectiva	0.00088727
Resistencia del acero	3.1724E-06
Resistencia de aislamiento	0.027814
Diferencia de temperaturas (°C)	135.2
Calor cedido al ambiente: Q (kj/h)	16956
CALOR CEDIDO POR LA MEZCLA DE TORTAS	
Calor cedido (kj/h)	4860376
CALOR GANADO POR EL SCRAP	
Calor cedido por la Torta (kj/h)	3945726
CALOR CEDIDO POR EL AGUA EVAPORADA	
Calor sensible(kj/h)	919363
Calor latente (kj/h)	14195798
Calor total (kj/h)	15115160
CALCULO DE LA MASA DE VAPOR	
Masa de vapor (kg)	9356
Ratio (kg vapor/kg agua evaporada)	1.49
CALCULO COMBUSTIBLE	
Caudal (gal/h)	188.62
TM Scrap Rotadisk	43.09
gal/TM	4.38

Figura 5.4 Cambio de % humedad en ingreso de secador rotadisk.
Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

En la Fig. 5.4 se ha cambiado %H, los resultados se resumen en la tabla 5.1.

Tabla 5.1. Resultados para diferente %H al ingreso de la torta integral.

%H	Cp(kj/kgK)	Vapor(kg/h)	Combustible(gal/h)
50	2.75	7284	146.85
52	2.81	9356	188.62
54	2.87	11427	230.39
55.5	2.91	12981	261.72
58	2.99	15571	313.93
60	3.05	17642	355.70

Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

En la tabla 5.2 se muestran los diferentes resultados que se generan al momento de cambiar el % de grasa al ingreso de la torta integral.

Tabla 5.2. Resultados para diferente %G al ingreso de la torta integral.

%G	Cp(kJ/kgK)	Vapor(kg/h)	Combustible(gal/h)
2	2.90	12965	261.40
3	2.90	12972	261.54
4.3	2.91	12981	261.72
5	2.92	12986	261.81
6	2.93	12993	261.95
7	2.94	12999	262.09

Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

b. Manipulación del ingreso de presión vapor al rotadisc

Al manipular el ingreso de vapor nos indica una tendencia al momento de aumentar la presión de vapor.

Tabla 5.3. Resultados para diferente presión de vapor.

INGRESO DE VAPOR		
Presión de vapor (bar)	Vapor(kg/h)	Combustible(gal/h)
2	12579	253.61
3	12800	258.07
4	12981	261.72
5	13138	264.87
6	13278	267.70
7	13407	270.30

Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

c. Calculo de masa de aire seco y calor requerido por el intercambiador en el SAC

Para lograr evaporar 8000 kg de vapor se necesitara 65306.12 kg/h de aire seco y el intercambiador de calor requerirá 22917784.11 kJ/h para poder secar el scrap. Los datos termodinámicos se obtienen mediante aproximaciones y los cálculos se encuentran en la Fig. 5.5.

Al momento de realizar simulaciones, si la capacidad de evaporación disminuye será directamente proporcional con la cantidad de aire seco y calor requerido por el intercambiador.

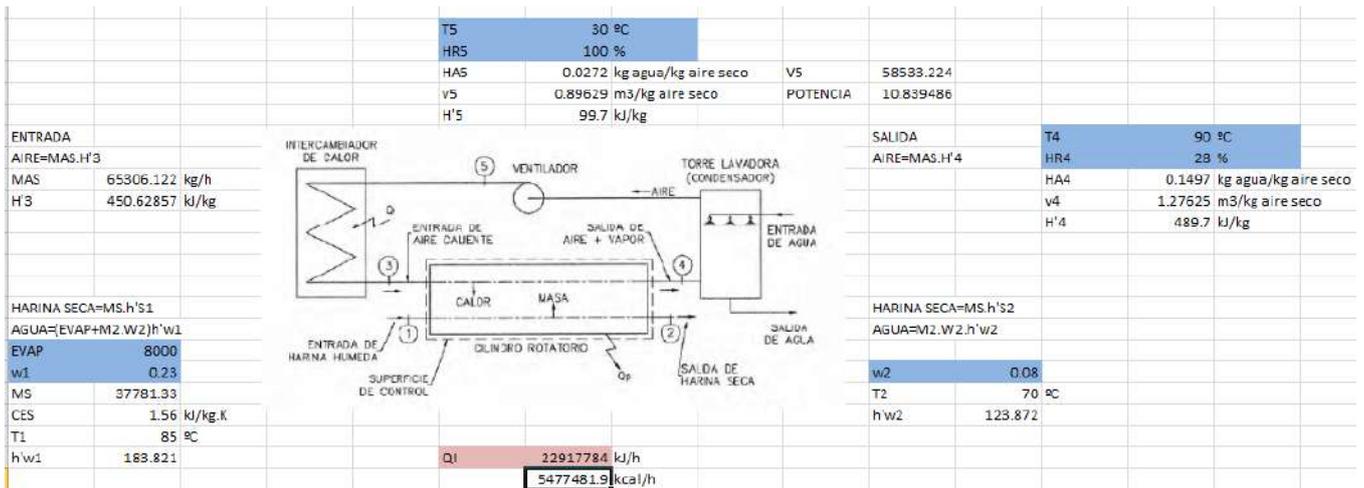


Figura 5.5 Simulador del secador de aire caliente.
Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

5.2. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

5.2.1 Análisis de parámetros operacionales

Los resultados a analizar son los 3 casos del capítulo 5.1.2, y serán numerados en forma correlativa:

- Analizando la tabla 5.1 y 5.2 observamos que la variable que predomina para aumentar el Cp multifasico es la humedad, al momento que aumenta el Cp el consumo de vapor aumenta significativamente.

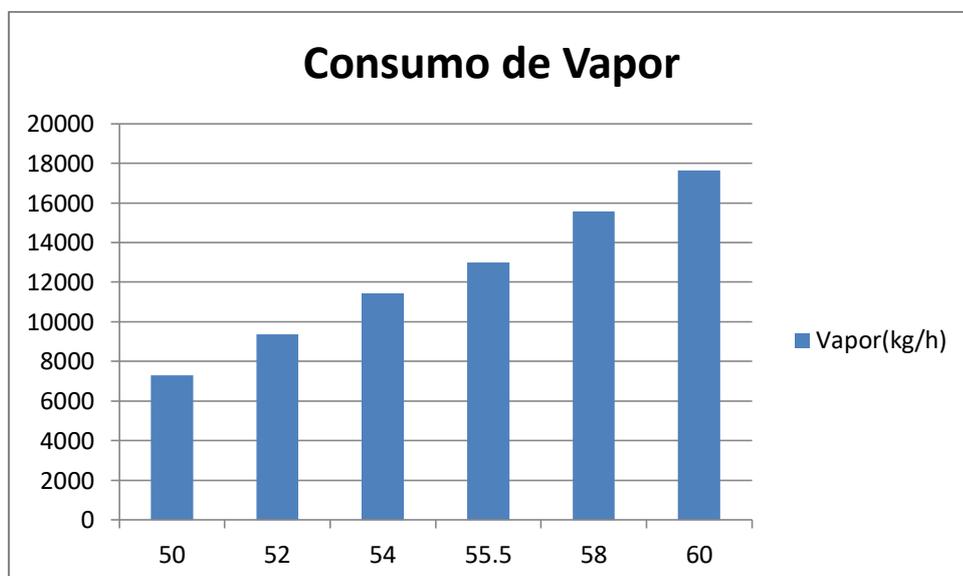


Figura 5.6 Consumo de vapor al aumentar el %H al ingreso de Rotadisk.
Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

- b. Analizando la tabla 5.2 se concluye que al aumentar el % de grasa, este no influye en gran medida al incremento del Cp Multifasico, por ende no aumenta en gran medida el consumo de vapor, esto se puede apreciar en la figura 5.7.

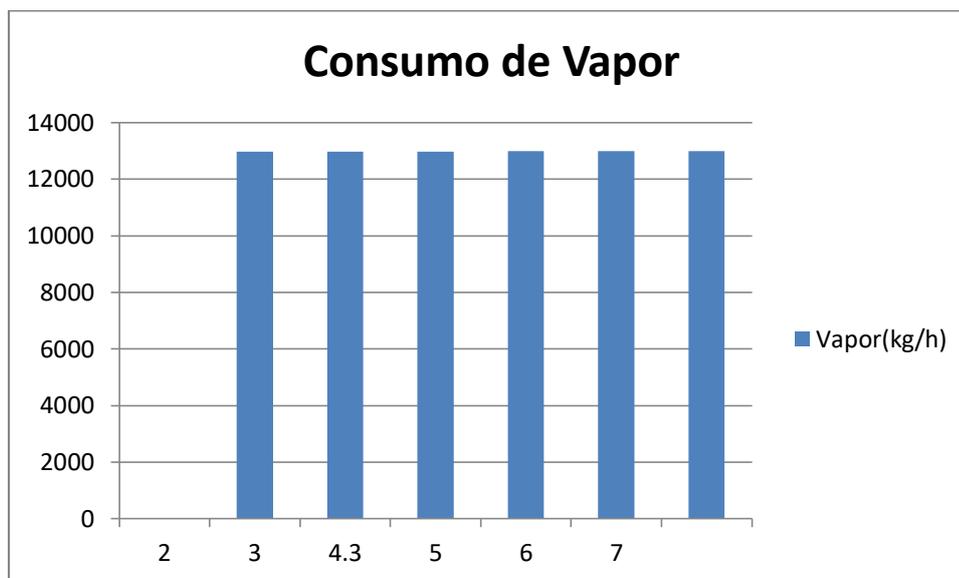


Figura 5.7 Consumo de vapor al aumentar el %G al ingreso de Rotadisk.
Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

- c. A medida que disminuye la capacidad de evaporación disminuye la masa de aire seco y calor requerido para el intercambiador, en la Fig. 5.5 se observa los cálculos para la máxima capacidad de operación, siendo este 8000 kg/h. A continuación se resume los cálculos para EVAP menor.

Tabla 5.4. Resultados a diferente capacidad de evaporación del SAC.

EVAP (kg/h)	SAC	
	MAS (kg/h)	QI (KJ/h)
8000	65306	22917784.11
7000	57143	20053061.09
6000	48980	17188338.08
5000	40816	14323615.07
4000	32653	11458892.05
3000	24490	8594169.04

Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

5.2.2 Análisis económico

El presente trabajo no trata el tema de optimización, pero para fines de demostración a la tabla 5.1 se le ha agregado el precio del combustible R-500, que es 7.87 (tomado de la página web de Repsol al día 24/08/19 https://portalperu.repsol.com/WebRelapa/Reporte_Precios_Lima.aspx).

Analizando los datos observamos que la diferencia de 50% de Humedad a 54 % de Humedad en consumo de vapor es 4123 kg de vapor, por lo que se consumiría 83.54 galones de combustible siendo en soles una diferencia de 657.44 por hora de operación. Si la planta operaría 24 horas con humedad a 54 % y lo normal de operación fuese 50%, se estaría perdiendo S/.15778.52 Nuevos Soles por día de producción.

Por lo que se demuestra mediante el uso de nuestro simulador que si no se controla el ingreso de humedad al secador rotadisc podría generarse pérdidas significativas.

Tabla 5.5. Costos por aumento de %H en secador rotadisc.

%H	Cp(kJ/kgK)	Vapor(kg/h)	Combustible (gal/h)	Precio (S/. / gal)	CT R-500 (S/.)
50	2.75	7284	146.85	7.87	1155.73
52	2.81	9356	188.62	7.87	1484.44
54	2.87	11427	230.39	7.87	1813.16
55.5	2.91	12981	261.72	7.87	2059.70
58	2.99	15571	313.93	7.87	2470.60
60	3.05	17642	355.70	7.87	2799.32

Fuente: Elaborada por el autor. (2019)

CONCLUSIONES

- Se cumplió con desarrollar el simulador de secado para la industria pesquera, esta con las especificaciones de diseño de la Planta COPEINCA Chancay, con respecto al uso en plantas afines es necesario saber los parámetros de trabajo y diseño de los equipos utilizar para realizar una correcta simulación y a su vez obtener harina y aceite de pescado con los mejores parámetro requeridos
- Las simulaciones y análisis de resultados se dan el capítulo 5, donde se llega a la conclusión que la variable operacional que influye determinante en un mayor consumo de vapor y combustible es el porcentaje de humedad ver Tabla 5.1.
- El presente simulador es una alternativa potencial para el secado de harina pescado en la industria pesquera.
- De los resultados de la tabla 5.1 y 5.2, se observa que las unidades son directamente proporcionales.

RECOMENDACIONES

- Recomiendo el simulador para el uso de los ingenieros químicos, pues el campo tiene influencia en la industria pesquera. A los alumnos de pregrado se recomienda como soporte para el análisis de balance de masa y energía en una planta, a la vez para los profesionales que quieran profundizar el de secado.
- Realizar más pruebas con el simulador hasta definir los parámetros óptimos de trabajo de cada secador.
- Mejorar el manejo de la información de los datos mediante tratamiento matemático y realizar un enfoque de ingeniería.
- El simulador esta realizado en Microsoft Excel para poder trabajar con tablas dinámicas y análisis de datos mediante solver.

BIBLIOGRAFÍA

- ACEIJAS PAJARE, Winston Napoleon. (2011).
Optimización de un secador de rotatubos a vapor de 40 TM/h para la industria pesquera; (Tesis de maestro en ciencias con mención en ingeniería mecánica – diseño de máquinas). Universidad Nacional de Ingeniería. Lima – Perú.
- BERGMAN, Theodore L.; LAVINE, Adrienne S.; INCROPERA, Frank P.; DEWITT, David P. (2011).
Fundamentals of Heat and Mass Transfer; 7nd ed. USA: John Wiley & Sons, Inc.
- COPEINCA SAC. (2012).
Manual HACCP Planta Chancay - Perú.
- CANALES, Edgardo R.; BORQUEZ, Rodrigo M.; MELO, Diógenes L. (2000).
Steady state modelling and simulation of an indirect rotary dryer – Universidad de Concepción – Chile.
- CUEVAS, Manuel. (2015).
Introducción a la Simulación en Ingeniería Química. España: Universidad de Jaén.
- EDGAR T., HIMMELBLAU D., LASDON F. (2001).
Optimization of Chemical Processes; 2nd ed. USA: McGraw Hills
- ESTRADA ALMANZA, Ferdinan. (2012).
Análisis exergético para la optimización del recurso energético de una planta de harina de pescado; (Tesis de maestro en ciencias con mención en energética). Universidad Nacional de Ingeniería. Lima - Perú.
- FINLAYSON, Bruce. (2006).
Introduction to Chemical Engineering Computing. NJ-USA: John Wiley & Son Inc.
- GARCIA MARTINEZ, Jhonatan Fernando. (2017).
Aspecto metodológico de un proceso PAMA químico en el tratamiento de efluentes en la corporación pesquera inca s.a.c. (copeinca) – Planta Chancay. (Informe de prácticas de bachiller de ingeniería química). U.N. José Faustino Sánchez Carrión. Huacho – Perú.
- GEANKOPLIS, Christie John. (2007).
Procesos de transporte y principio de procesos de separación. 4nd ed. Mexico: Grupo editorial Patria.
- GIL CHAVES, Iván D.; GUEVARA LÓPEZ, Javier R.; GARCÍA ZAPATA, José L.; LEGUIZAMÓN ROBAYO, Alexander; RODRÍGUEZ NIÑO, Gerardo (2016).
Process Analysis and Simulation in Chemical Engineering. London-UK: Springer.
- HOLMAN, J.P. (1998)
Transferencia de Calor. 8nd ed. España. McGraw-Hill.
- HONORES MENACHO, Orlando O. y CASIQUE BOJORQUEZ, Héctor D. (2016).
Evaluación exergética y termoeconómico de la planta evaporadora agua de cola y secadores rotatubos de la empresa pesquera tecnología de alimentos S.A. – Chimbote. (Tesis profesional de ingeniero en energía). Universidad Nacional del Santa. Nuevo Chimbote – Perú.
- JIMENEZ GUTIERREZ, Arturo. (2003).
Diseño de Procesos en Ing. Química. México: Reverte SA.

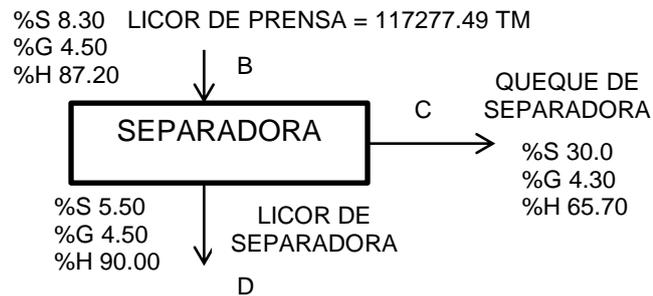
- KREITH, Frank; BOEHM, Robert F. (1999).
Heat and Mass Transfer. Boca Raton, USA: CRC Press LLC.
- LUQUE Susana. (2005).
Simulación y optimización avanzadas en la industria química y de procesos: HYSYS. España: Editorial Universidad de Oviedo.
- OCÓN GARCIA, Joaquin y TOJO BARREIRO, Gabriel. (1970).
Problemas de Ingeniería Química – Operaciones Básicas – Tomo II. España: Ed. Aguilar.
- PERRY, Robert H.; GREEN, Don W.; MALONEY, James O. (1998).
Perry Manual del Ingeniero Químico. 6nd ed. España: McGraw Hill.
- RANJAN, S. (2013).
Optimal Control for Chemical Engineer. USA: CRC Press.
- RAO, S. (2009).
Engineering Optimization: Theory and Practice. 4th ed. New Jersey-USA: John Wiley & Son Inc.
- SAVARESI, Sergio M.; BITMEAD, Robert R.; PIERCE, Robert. (2001).
On modelling and control of a rotary sugar dryer. *Control Engineering Practice* 9.
- SINHA, A.P.; DE, Parameswar. (2012).
MASS TRANSFER: Principles and Operations. New Delhi - India: PHI Learnig Private Limited.
- SMITH, Julian C.; L.MCCABE Warren; HARRIOTT, Peter. (1998).
Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. 4nd ed. España: McGraw Hill.
- VALLEJOS ROMANA, Cesar Augusto. (2013).
Modelación, Simulación, Control PID y control predictivo de un secador rotadisco en la industria pesquera. (Tesis profesional de ingeniero mecánico - eléctrico). Universidad de Piura - Perú.
- TREYBAL, Robert E. (1988).
Operaciones de transferencia de masa. 2nd ed. RI-USA: McGraw Hill.

ANEXOS

A.1 EJEMPLO DE CÁLCULOS

A.1.1 Balance de Materia – Complemento

a) Balance de masa - Separadora



$$\text{GLOBAL: } 117277.49 = C + D$$

COMPONENTE:

$$\text{Sólidos} \quad 0.083(117277.49) = 0.300C + 0.055D$$

$$\text{Grasa} \quad 0.045(117277.49) = 0.043C + 0.045D$$

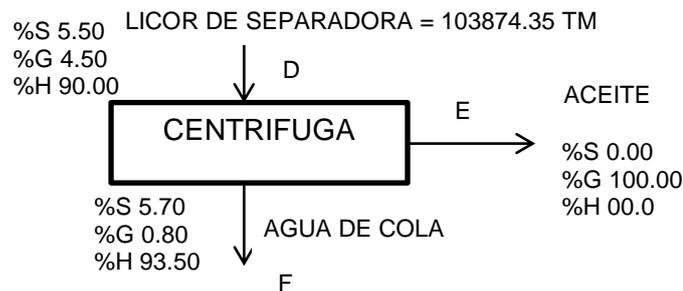
$$\text{Humedad} \quad 0.872(117277.49) = 0.657C + 0.900D$$

Resultado:

$$C = 13403.14 \text{ kg Queque de separadora.}$$

$$D = 103874.35 \text{ kg Licor de separadora.}$$

b) Balance de masa - Centrifuga



$$\text{GLOBAL: } 103874.35 = E + F$$

COMPONENTE:

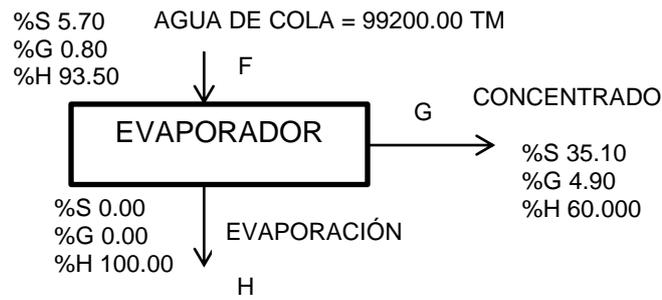
$$\text{Grasa} \quad 0.045(103874.35) = 1.000E + 0.008F$$

Resultado:

$$E = 4674.35 \text{ kg Aceite.}$$

$$F = 99200.00 \text{ kg Agua de cola.}$$

c) Balance de masa - Evaporador



GLOBAL: $99200.00 = G + H$

COMPONENTE:

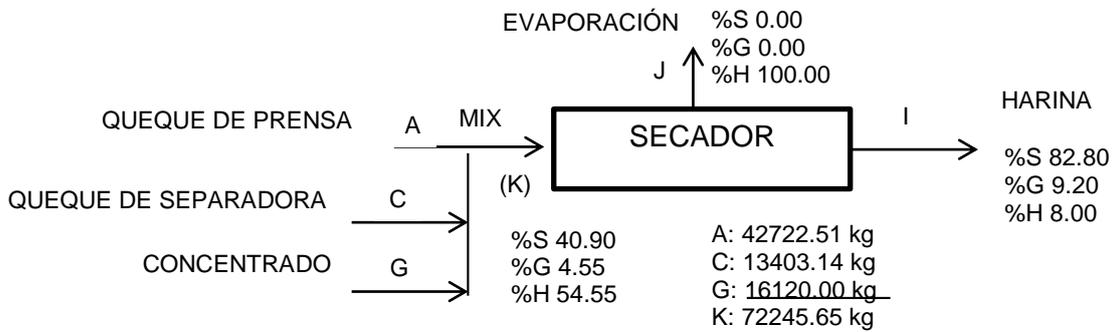
Humedad $0.935(99200) = 0.600G + 1.000H$

Resultado:

$G = 16120.00$ kg Concentrado.

$H = 83080.00$ kg Evaporación.

d) Balance de masa - Secador Rotadisk



GLOBAL: $72245.65 = I + J$

COMPONENTE:

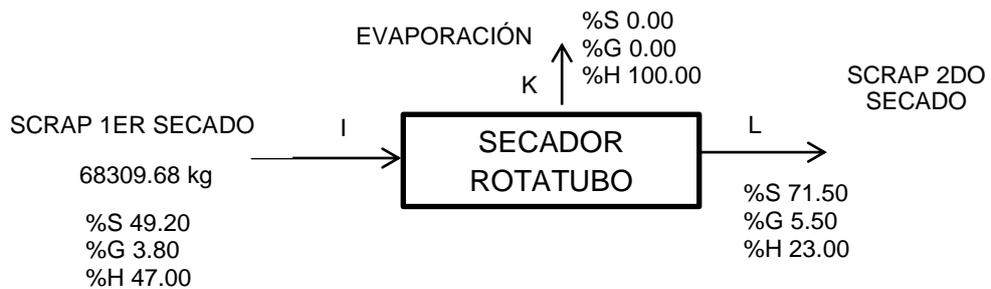
Humedad $0.5455(72245.65) = 0.080I + 1.000J$

Resultado:

$I = 35688.87$ kg Harina.

$J = 36556.79$ kg Evaporación.

e. Balance de masa - secador rotatubo



GLOBAL: $68309.68 = K + L$

COMPONENTE:

Humedad $0.4920(68309.68) = 0.23 L + 1.00 K$

Resultado:

$L = 47018.35$ kg Scrap de Rotatubo.

$K = 21291.33$ kg Evaporación.

A.1.2 Balance de Energía - Complemento

I) Gasto de Vapor y Combustible para calentar el Licor de Prensa

La planta cuenta con 4 Prensas y cada prensa con su respectivo tanque de Licor que consume vapor para:

- A) Calentar el Licor de Prensa
- B) Perdidas de Calor



Licor de Prensa			Licor de Prensa	
Humedad	83.46%	97.882 TM	Humedad	83.46%
Grasa	7.76%	9.101 TM	Grasa	7.76%
Sólidos	8.78%	10.297 TM	Sólidos	8.78%
	100%	117.28 TM		100%

Cantidad de Calor para calentar el Licor de Prensa

A) Calor para calentar el licor de prensa

$Q_A = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Datos:

$m(\text{masa del Licor de prensa}) = 117280 \text{ kg/h}$

$C_p = (0.34 \times 0.0878) + (0.5 \times 0.0776) + (1 \times 0.8346)$

$C_p = 0.90 \text{ kcal / kg} \cdot ^\circ\text{C}$

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

Reemplazando:

$$Q_A = m \cdot Cp \cdot \Delta T = 2118667.9 \text{ Kcal/h}$$

B) Perdidas de Calor

(b1) Calor que se pierde por Conducción

$$Q_1 = ((A \times K) / L)(T_{\text{caliente}} - T_{\text{fria}}) \dots\dots \text{Ecuación de Fourier}$$

Datos:

A = Área exterior de Tanques de Licor de Prensa (4 tanques)

$$A = 55.2 \text{ m}^2 = 297.084 \text{ pie}^2$$

$$K = \text{Conductividad Térmica del Fe Negro} = 31.8 \text{ BTU / h. pie. }^\circ\text{F}$$

$$L = \text{Espesor plancha del TK} = 3/16 \text{ pulg} = 0.015625 \text{ pie}$$

$$T_{\text{caliente}} = T \text{ al interior del TK} = 95 = 203 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{fria}} = T \text{ al exterior del TK} = 94 = 201.2 \text{ }^\circ\text{F}$$

(Tanques sin insular)

Reemplazando:

$$Q_1 = ((A \times K) / L)(T_{\text{caliente}} - T_{\text{fria}}) = 1088325.64 \text{ BTU/h}$$

$$1 \text{ Kcal} = 3.97 \text{ BTU}$$

$$Q_1 = 274137.44 \text{ Kcal/h}$$

(b2) Calor que se pierde al medio ambiente por Convección

$$Q_2 = \alpha \cdot Fa \cdot \Delta T$$

Datos:

$$\alpha = \text{Coeficiente de pérdida de calor o pérdida de aire} = 13.09 \text{ kcal / h. }^\circ\text{C. m}^2$$

$$Fa = \text{Area total de los Tks de Licor de prensa} = 55.2 \text{ m}^2$$

$$\Delta T = T_{\text{externa de la pared}} - T_{\text{ambiente}} = 94 - 20 = 74 \text{ }^\circ\text{C}$$

Reemplazando:

$$Q_2 = \alpha \cdot Fa \cdot \Delta T = 53470.03 \text{ kcal/h}$$

Calor total que se requiere en el Calentamiento del Licor de Prensa

$$Q_{\text{TOTAL}} = Q_A + Q_1 + Q_2$$

$$Q_{\text{TOTAL}} = 2446275.36 \text{ kcal/h}$$

Consumo de Petróleo R-500

$$P_{\text{R-500}} = ((Q_{\text{Total}}/Ec) \times 3.97) / Pc$$

Datos:

$$Q_{\text{Total}} (\text{Licor de prensa}) = 2446275.36 \text{ Kcal/h}$$

$$\text{Eficiencia de Calderos (Ec)} = 80 \%$$

$$\text{Poder Calorífico Petróleo R-500 (Pc)} = 145000 \text{ BTU/gal}$$

$$1 \text{ Kcal} = 3.97 \text{ BTU}$$

Reemplazando:

$$\text{Petróleo R-500} = 83.72 \text{ gal/h}$$

Consumo de vapor en el calentamiento de Licor de Prensa

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

Datos:

$$\text{Vapor} = ?$$

$$Q \text{ (Calor Total de Licor de Prensa)} = 2446275.36 \text{ Kcal/h}$$

$$\lambda \text{ (a presión manométrica 2 bar)} = (h_g - h_f) = (\text{Entalpía de vapor} - \text{Entalpía de agua}) \\ = (651 - 134.3) = 516.7 \text{ kcal/kg}$$

Reemplazando:

$$\text{Vapor} = 4734 \text{ kg vapor/h}$$

II) Consumo de vapor y Petróleo para calentar el Licor de Separadora

La Planta cuenta con 5 separadoras de Alfa Laval

contando con un respectivo tanque de Licor que consume vapor para:

- A) Calentar el Licor de Separadora
- B) Perdidas de Calor



Caldo de Separadora			Caldo de Separadora		
Humedad	84.42%	87.59 TM	Humedad	84.42%	87.59 TM
Grasa	8.02%	8.32 TM	Grasa	8.02%	8.32 TM
Sólidos	7.56%	7.84 TM	Sólidos	7.56%	7.84 TM
	100%	103.76 TM		100%	103.76 TM

A) Calor requerido para calentar el Licor de Separadora

$$Q_A = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Datos:

$$m \text{ (masa del Licor de separadora)} = 103760 \text{ kg/h}$$

$$C_p = (0.34 \times 0.0756) + (0.5 \times 0.0802) + (1 \times 0.8442)$$

$$C_p = 0.91 \text{ kcal / kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = (T_{\text{final}} - T_{\text{inicial}}) = 10 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Reemplazando:

$$Q_A = m \cdot C_p \cdot \Delta T = 944220.2 \text{ Kcal/h}$$

B) Calor perdido por convección y radiación

$$Q_B = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Datos: Dimensiones del tanque:

$$\text{Diámetro: } 0.8 \text{ m}$$

$$\text{Largo } 2.8 \text{ m}$$

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

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

$$A = (2 \cdot \pi \cdot r \cdot L + (2 \cdot \pi \cdot \Phi^2) / 4) = 8.042 \text{ m}^2$$

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

Reemplazando:

$$Q_B = U \cdot A \cdot \Delta T = 5790.6 \text{ Kcal/h}$$

Gasto de Petróleo para calentar el Licor de Separadora

$$P_{R-500} = ((Q_{\text{Total}}/E_c) \times 3.97) / P_c$$

Datos:

$$\begin{aligned} Q_{\text{Total}} = Q_A + Q_B &= 950010.7 \text{ Kcal/h} \\ \text{Eficiencia de Calderos (E}_c) &= 80 \% \\ \text{Poder Calorífico Petróleo R-500 (P}_c) &= 145000 \text{ BTU/gal} \\ 1 \text{ Kcal} &= 3.97 \text{ BTU} \end{aligned}$$

Reemplazando:

$$\text{Petróleo R-500} = 32.51 \text{ gal/h}$$

Consumo de Vapor en el Calentamiento de Licor de Separadora

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

Datos:

$$\begin{aligned} \text{Vapor} &= ? \\ Q \text{ (Calor Total de Licor de Separadora)} &= 950010.7 \text{ Kcal/h} \\ \lambda \text{ (a presión manométrica 2 bar)} &= (h_g - h_f) = (\text{Entalpía de vapor} - \text{Entalpía de agua}) \\ &= (651 - 134.3) = 516.7 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

Reemplazando:

$$\text{Vapor} = 1839 \text{ kg vapor/h}$$

III) Consumo de Petróleo para calentar la espuma en las celdas

En 160 TM se recupera el 0.35% de Aceite

160 TM de mp:	0.35%	=	0.560 TM de Aceite
Espuma	}	Humedad	76.56% 3.047 TM
		Grasa	14.07% 0.560 TM
		Sólidos	9.37% 0.373 TM
			100.00% 3.980 TM

A) Calor requerido para calentar la espuma

$$Q_A = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Datos:

$$\begin{aligned} m(\text{espuma}) &= 3980 \text{ kg/h} \\ C_p &= (0.34 \times 0.0756) + (0.5 \times 0.0802) + (1 \times 0.8442) \\ C_p &= 0.86 \text{ kcal / kg} \cdot ^\circ\text{C} \\ \Delta T &= (100^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C}) = 80^\circ\text{C} \text{ (T salida espuma - T entrada de espuma)} \end{aligned}$$

Reemplazando:

$$Q_A = m \cdot C_p \cdot \Delta T = 273194.0 \text{ Kcal/h}$$

B) Pérdidas de Calor por conducción, radiación y convección

$$Q_B = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Datos: Dimensiones de la celda DAF

$$\text{Altura de celda (a)} \quad 0.92 \text{ m}$$

$$\text{Ancho de celda (b)} \quad 0.92 \text{ m}$$

$$\text{Largo de celda (c)} \quad 9.7 \text{ m}$$

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

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

$$A = 2(axb) + 2(bxc) + 2(abc) \quad 37.39 \text{ m}^2$$

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

Reemplazando:

$$Q_B = U \cdot A \cdot \Delta T = 28714.6 \text{ Kcal/h}$$

Consumo de Petróleo para calentar la espuma en las celdas

$$P_{R-500} = ((Q_{Total}/E_c) \times 3.97) / P_c$$

Datos:

$$Q_{Total} = Q_A + Q_B = 301908.6 \text{ Kcal/h}$$

$$\text{Eficiencia de Calderos (E}_c\text{)} = 80 \%$$

$$\text{Poder Calorífico Petróleo R-500 (P}_c\text{)} = 145000 \text{ BTU/gal}$$

$$1 \text{ Kcal} = 3.97 \text{ BTU}$$

Reemplazando:

$$\text{Petróleo R-500} = 10.3 \text{ gal/h}$$

Consumo de Vapor en el Calentamiento de ESPUMA (PAMA)

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

Datos:

$$\text{Vapor} = ?$$

$$Q_{TOTAL} (\text{Espuma de celdas}) = 301908.6 \text{ Kcal/h}$$

$$\lambda (\text{a presión manométrica 2 bar}) = (h_g - h_f) = (\text{Entalpía de vapor} - \text{Entalpía de agua}) \\ = (651 - 134.3) = 516.7 \text{ kcal/kg}$$

Reemplazando:

$$\text{Vapor} = 584.3 \text{ kg vapor/h}$$

IV) Gasto de Petróleo en la Caldera Térmica

El gasto de petróleo es de 5.25 galones x Tonelada de harina de pescado, por lo tanto:

Si en una hora se procesa 160 TM de M.P. se produce 36.2 TM de Harina.

$$36.2 \text{ TM de Harina/h} \quad \times \quad 5.25 \text{ gal/TM de Harina} = 190.05 \text{ gal/h}$$

V) Gasto de vapor y Petróleo para calentar el combustible en los Calderos

A) Calor requerido para calentar el petróleo de los calderos

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Datos:

Densidad del Petróleo R-500 =	0.9 kg/L
Harina producida en una hora =	36.2 TM
Petróleo gastado por calderas en equipos en una hora =	37.32 gal
m =	4602.1 kg/h
Cp =	0.50 kcal / kg.°C
$\Delta T = (T_{\text{final}} - T_{\text{inicial}}) = (80-20) =$	60 °C

Reemplazando:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T = 138064 \text{ Kcal/h}$$

B) Perdidas de calor por conducción, radiación y convección en TKs de petróleo

TK de Petróleo Zona Calderas de Vapor

$$Q_{B1} = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Datos:

Diámetro:	3.1 m
Largo	3.1 m
$U = 8.4 + 0.06(T_{\text{ext}} - T_{\text{amb}})$	
$U = (8.4 + 0.06(40 - 20)) =$	9.6 Kcal / m ² .h.°C
$A = (2 \cdot \pi \cdot r \cdot L + (2 \cdot \pi \cdot \Phi^2)/4) =$	45.3 m ²
$\Delta T = (T_{\text{final}} - T_{\text{inicial}}) = 80 - 20 =$	60 °C

Reemplazando:

$$Q_{B1} = U \cdot A \cdot \Delta T = 26084.8 \text{ Kcal/h}$$

TK de Petróleo Zona Caldera Térmica

$$Q_{B2} = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Datos:

Diámetro:	1.8 m
Largo	3 m
$U = 8.4 + 0.06(T_{\text{ext}} - T_{\text{amb}})$	
$U = (8.4 + 0.06(40 - 20)) =$	9.6 Kcal / m ² .h.°C
$A = (2 \cdot \pi \cdot r \cdot L + (2 \cdot \pi \cdot \Phi^2)/4) =$	22.1 m ²
$\Delta T = (T_{\text{final}} - T_{\text{inicial}}) = 80 - 20 =$	60 °C

Reemplazando:

$$Q_{B2} = U \cdot A \cdot \Delta T = 12703.1 \text{ Kcal/h}$$

Consumo de Petróleo para calentar el petróleo de los calderos

$$P_{R-500} = ((Q_{Total}/Ec) \times 3.97) / Pc$$

Datos:

$$\begin{aligned} Q_{Total} = Q_A + Q_{B1} + Q_{B2} &= 176851.7 \text{ Kcal/h} \\ \text{Eficiencia de Calderos (Ec)} &= 80 \% \\ \text{Poder Calorífico Petróleo R-500 (Pc)} &= 145000 \text{ BTU/gal} \\ 1 \text{ Kcal} &= 3.97 \text{ BTU} \end{aligned}$$

Reemplazando:

$$\text{Petróleo R-500} = 6.1 \text{ gal/h}$$

Consumo de Vapor en el Calentamiento del Petróleo de Calderos

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

Datos:

$$\begin{aligned} \text{Vapor} &= ? \\ Q_{TOTAL} &= 176851.7 \text{ Kcal/h} \\ \lambda \text{ (a presión manométrica 2 bar)} &= (h_g - h_f) = (\text{Entalpía de vapor} - \text{Entalpía de agua}) \\ &= (651 - 134.3) = 516.7 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

Reemplazando:

$$\text{Vapor} = 342.3 \text{ kg vapor/h}$$

A.2 DESCRIPCIÓN DE LA ELABORACIÓN DE HARINA DE PESCADO

Tabla A.2.1 Descripción línea de sólidos 1.

OPERACIÓN	JT	CI	OP	FLUJOGRAMA
<p>1. Descarga del pescado La descarga de la materia prima de las embarcaciones y su transporte a la planta se efectúa por medio de equipos de bombeo ubicados en una plataforma flotante anclada "chata DC4" a 300 m. de la planta y a través de 02 tuberías submarinas usando como medio de transporte agua de mar en relación de agua/pescado de 1.2/1. La recepción en planta se realiza mediante 02 desagüadores rotatorios.</p> <p>2. Recepción y almacenamiento Luego de pasar por los desagüadores rotatorios el pescado es recepcionado por 02 transportadores de mallas hacia la tolva de pesaje y de ésta a cuatro pozas de recepción seleccionadas de acuerdo a su calidad (tiempo de captura y TBVN). La sanguaza generada es adicionada al proceso de acuerdo a su TBVN, si es <30 se adiciona a licor de prensa, de lo contrario se adiciona al TK coagulador de espumas.</p> <p>3. Cocinado, drenado y prensado El pescado ubicado en las pozas es llevado hacia los 04 cocinadores por medio de transportadores helicoidales, donde es cocinado, esta cocción tiene 3 objetivos principales: esterilizar, coagular proteínas, liberar los lípidos retenidos intra y extra muscular en la materia prima. Luego es drenado a través de 04 pre-strainer de doble tambor y prensado por 04 prensas de 45 TM/h.</p>	S S S	I I I	E E E	<pre> graph TD 3[3] --> D[DESCARGA] D --> P[PESAJE] P --> A[ALMACENAMIENTO EN POZAS] A --> TBVN{TBVN < 30} TBVN -- SI (7) --> C[COCINADO] TBVN -- NO (5) --> S[SANGUAZA] 1((1)) --> C 8((8)) --> C C --> DR[DRENADO] DR --> PR[PRENSADO] PR --> 2[2] PR --> 1[1] </pre>

Fuente: Información de COPEINCA y adaptada por el autor. (2019)

JT: Jefe de Turno, CI: Calidad e Investigación, OP: Operador

S: Supervisor, I: Inspeccionar, E: Encargado

Tabla A.2.2 Descripción de línea de sólidos 2.

OPERACIÓN	JT	CI	OP	FLUJOGRAMA
<p>4. Secado La fase sólida resultante del prensado y de las separadoras (queque de prensa, queque de separadora, queque de separadora PAMA) con 45 a 50 % de humedad es mezclada con el concentrado proveniente de la planta de agua de cola y luego alimentada en 04 secadores Rotadisk, esta mezcla llamada "torta integral" ingresa con una humedad de 53 % y se obtiene una harina gruesa llamada "scrap" con 46 – 48 % de humedad. Luego el scrap obtenido se alimenta a 04 secadores Rotatubos obteniéndose un scrap con una humedad de 16-20 %. (Los secados en Rotadisk y Rotatubos se realiza en forma indirecta y en paralelo con el vapor saturado proveniente de las calderas) La última etapa de secado se realizara de forma directa en 01 secador de aire caliente donde el scrap que sale de los Rotatubos ingresa con 16-20 % de humedad y el scrap sale con 7.0 a 8.5 de humedad.</p> <p>5. Enfriamiento, purificado, molienda, adición de A/O y ensaque. El scrap proveniente del secador de aire caliente ingresa a 02 enfriadores, el scrap enfriado ingresa a 02 purificadores que cuenta con sistema de imanes distribuidos para retirar restos metálicos que puedan venir, el scrap limpio y libre de contaminantes físicos es transportado hacia 03 sistemas de molienda para reducir el tamaño de partícula. El producto de la molienda es la harina de pescado la cual es enviada con transportadores helicoidales hacia la zona de ensaque donde se le adiciona el antioxidante a 500 – 550 ppm para su posterior ensaque y almacenamiento.</p>	<p>S</p> <p>S</p> <p>S</p> <p>S</p> <p>S</p>	<p>I</p> <p>I</p> <p>I</p> <p>I</p> <p>I</p>	<p>E</p> <p>E</p> <p>E</p> <p>E</p> <p>E</p>	<pre> graph TD 1[1] --> S[SECADO] 2((2)) --> S 3((3)) --> S 4((4)) --> S S --> E[ENFRIAMIENTO] E --> P[PURIFICADO] P --> M[MOLIENDA] M --> A[ADICION DE A/O] A --> EN[ENSAQUE] EN --> AL[ALMACENAMIENTO] </pre>

Fuente: Información de COPEINCA y adaptada por el autor. (2019)

JT: Jefe de Turno, CI: Calidad e Investigación, OP: Operador

S: Supervisor, I: Inspeccionar, E: Encargado

Tabla A.2.3 Descripción de línea de líquidos.

OPERACIÓN (LINEA DE LIQUIDOS)	JT	CI	OP	FLUJOGRAMA
<p>6. Tratamiento del Licor de Prensa La fase líquida del prensado (licor de prensa) es alimentada a las separadoras que recuperan los sólidos en suspensión que pasaron por las mallas de los pre-strainer y de las prensa. Estos sólidos son incorporados al queque de prensa y llevados a los secadores. El efluente liquido (caldo de separadoras) previamente calentado es alimentado a las centrifugas las cuales recuperan el aceite que es almacenado para su comercialización quedando la llamada "agua de cola" que aún contiene sólidos disueltos (solubles de pescado).</p> <p>7. Planta evaporadora de agua de cola En el campo de recuperación de los solubles de pescado se cuenta con 02 plantas de agua de cola de película descendente, estas plantas concentran hasta 40% de sólidos totales, esta concentración se aumenta con el tratamiento de enzimas hasta un 45 %. El agua resultante de la ebullición es almacenada para ser utilizada en la limpieza de la planta. El concentrado obtenido con un 45 % de sólidos totales es incorporado al queque de prensa.</p>	S	I	E	<pre> graph TD 2_in[2] --> LP[Licor de prensa] 7((7)) --> LP LP --> SS[SEPARADO DE SOLIDOS] 9((9)) --> SS SS -- "Queque de separadora (2)" --> 2_out((2)) SS -- "Caldo de separadoras" --> CP[CENTRIFUGADO Y PULIDO] CP -- "ACEITE CHD" --> AC[] CP -- "Agua de cola" --> EPAC[EVAPORADO PAC] 10((10)) --> EPAC EPAC -- "Condensado" --> C[Concentrado] C --> 3((3)) </pre>
	S	I	E	
	S	I	E	
		I		

Fuente: Información de COPEINCA y adaptada por el autor. (2019)

JT: Jefe de Turno, CI: Calidad e Investigación, OP: Operador

S: Supervisor, I: Inspeccionar, E: Encargado

Tabla A.2.4 Descripción de Recuperación de Agua de Bombeo.

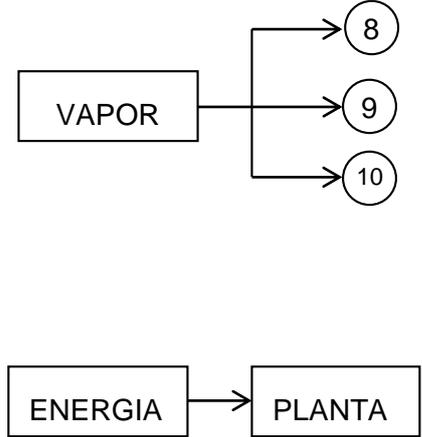
OPERACIÓN (RECUPERACION DE AGUA DE BOMBEO Y SANGUAZA)	JT	CC	OP	FLUJOGRAMA
<p>8. Tratamiento primario El agua de bombeo proveniente de la descarga de pescado es drenado por 02 desagües rotativos horizontales y vertido a dos tambores rotatorios (trommel) por gravedad a través de un chute y tubería ducto, en los trommel se recuperan sólidos crudos (mayores a 0.5 mm). Estos sólidos son llevados a través de un transportador helicoidal, a la tolva de sólidos crudos para su adición al proceso, junto con la materia prima.</p> <p>9. Tratamiento secundario Recuperación de Grasas Después de separado las escamas y sólidos, el caudal sigue su curso e ingresa primero en un tanque colector de fierro y luego por medio de una tubería es conducido a la trampa de grasa, para la recuperación de grasas. Las espumas recuperadas de este tratamiento por medio de paletas son arrastradas a las paredes y luego trasladado al tanque colector de espumas. Seguidamente el agua es trasladado a las celdas DAF en donde se aplica las micro burbujas de aire, aprovechando la diferencia entre las densidades del agua y la grasa, llevando la grasa a la superficie mediante unas paletas a un canal que lo llevará hacia un tanque colector de Espuma. Esta Espuma es calentada por medio de vapor en dos tanques ciclónicos y una vez que alcanza una temperatura mayor o igual a 85°C, pasa a una separación de sólidos, la separación se lleva a cabo con tres separadoras, tres centrifugas y un tricanter de la cual se obtienen sólidos que se adicionan al proceso de elaboración de harina de pescado, el aceite recuperado se almacena en un tanque para su almacenamiento y el efluente se envía hacia al cuerpo receptor mediante un emisor submarino.</p>	<p>S</p>	<p>I</p>	<p>E</p>	<pre> graph TD 3[3] --> AB[AGUA DE BOMBEO] AB --> D[DESAGUADORES] D --> T[TROMMEL] T --> 1((1)) T --> TG[TRAMPA DE GRASA] TG --> 6((6)) TG --> CD[CELDAS DAF] CD --> E[EFLUENTE] CD --> 5((5)) E --> CE[COAGULACION DE ESPUMAS] CE --> 5 CE --> SP[SEPARADO PAMA] SP --> 4((4)) SP --> 6 SP --> CP[CENTRIFUGADO PAMA] CP --> 6 CP --> AC[ACEITE CHI] </pre>

Fuente: Información de COPEINCA y adaptada por el autor. (2019)

JT: Jefe de Turno, CI: Calidad e Investigación, OP: Operador

S: Supervisor, I: Inspeccionar, E: Encargado

Tabla A.2.5 Descripción de Generación de Vapor y Energía.

OPERACIONES COMPLEMENTARIAS	JT	CI	OP	FLUJOGRAMA
<p>1. Generación de vapor El vapor para los cocinadores, planta de agua de cola, calentamiento de caldos y del petróleo Bunker N° 6 es producido por 6 calderos los cuales utilizan el agua proveniente de un equipo de tratamiento con ablandadores de resina iónica y piedra alcalinas de 6 m³ de capacidad.</p> <p>2. Operación de la planta de fuerza La energía necesaria para cubrir las necesidades de la planta así como equipos usados en la limpieza, alumbrado y oficinas administrativas es generada por grupos electrógenos.</p>	S	I	E	

Fuente: Información de COPEINCA y adaptada por el autor. (2019)

JT: Jefe de Turno, **CI:** Calidad e Investigación, **OP:** Operador

S: Supervisar, **I:** Inspeccionar, **E:** Encargado

A.3 PARÁMETROS DE TRABAJO ÓPTIMOS

Tabla A.3.1. Parámetros de trabajo

EQUIPOS	PARÁMETROS A MEDIR	UNIDAD	LIMITES
COCINA	Temperatura	°C	85 - 100
	Presión de Chaqueta	BAR	4 - 6
	Presión del Rotor	PSI	30 - 90
	Velocidad	rpm	3 - 6.5
PRENSA	Presión de Trabajo	BAR	100 - 160
	Amperaje	amp.	80 - 110
	Velocidad	rpm	03 - 05
	Humedad, Torta	%	40 - 45
	Grasa, Torta	%	3.5 - 6.0
	Sólidos, Licor	%	6 - 15
	Grasa, Licor	%	8 - 15
CENTRIFUGAS	Temperatura, ingreso a centrifugas	°C	92 - 98
	Grasa, Agua de cola	%	0.4 máx
	Sólidos, Agua de cola	%	7 min.
PLANTA DE AGUA DE COLA	Temperatura, Agua de cola (Entrada)	°C	80 máx.
	PRIMER EFECTO		
	Temperatura	°C	60 - 70
	Presión	BAR	-0.5 a -1.5
	SEGUNDO EFECTO		
	Temperatura	°C	50 - 58
	Presión	BAR	-0.5 a -1.0
	TERCER EFECTO		
	Temperatura	°C	40 - 46
	Presión	BAR	-0.5 a -1.0
	Sólidos, concentrado	%	36 - 48
	Grasa, concentrado	%	2.5 máx.
	SECADORES A VAPOR ADD-ROTADISK	Humedad, Torta Integral (Entrada)	%
Grasa, Torta Integral		%	4.5 máx.
Presión de Trabajo		BAR	4 - 7
Temperatura de Trabajo		°C	152 - 170
Amperaje		amp.	100 - 125
Temperatura de salida, Scrap		°C	85 - 100
Humedad, Scrap		%	44 - 46
SECADORES A VAPOR ROTATUBOS	Humedad, Scrap (Entrada)	%	44 - 46
	Presión de Trabajo	BAR	3 - 4
	Amperaje	amp.	
	Temperatura de salida, Scrap	°C	≥ 85
	Humedad, Scrap	%	17 - 20
SECADOR DE AIRE CALIENTE GAS-GAS	Humedad, Scrap (Entrada)	%	17 - 20
	Temperatura del gas	°C	700 máx.
	Temperatura de salida, Scrap	°C	60 - 70
	Humedad, Scrap	%	7.5 - 8.5
ENFRIADOR	Temperatura de salida, Scrap	°C	30 - 34
	Humedad, Scrap	%	8.5 máx.
DOSIFICADOR DE ANTIOXIDANTE	Presión de Antioxidante	lb/pulg ²	20
	Presión de Aire	lb/pulg ²	40
	Antioxidante dosificado	ppm	500 - 550
ENSAQUE	Temperatura, Harina	°C	28 - 32
	Humedad, Harina	%	8.5 máx.
	Peso de Sacos	kg	50 +/- 1%

Fuente: Información de COPEINCA y adaptada por el autor. (2019)

A.4 LISTA DE PRECIOS DE COMBUSTIBLES

portalperu.repsol.com/WebRelapa/Reporte_Precios_Lima.aspx

 **LISTA DE PRECIOS DE COMBUSTIBLES** Página: 1 de 1
Fecha: 12/09/2019
Hora: 07:49:47

Vigencia: 24/08/2019

PRODUCTO	NETO	IMPUESTOS		SUB TOTAL	IMPUESTO IGV	PRECIO DE LISTA
		RODAJE	SELECTIVO			
GASOLINA 98 BA	8.98	8%	1.17	10.8684	18%	12.824712
GASOLINA 97	8.67	8%	1.17	10.5336	18%	12.429648
GASOLINA 95	8.32	8%	1.17	10.1556	18%	11.983608
GASOLINA 90	7.66	8%	1.21	9.4828	18%	11.189704
DIESEL B5 (S-50)	8.68		1.49	10.1700	18%	12.000600
DIESEL B5-S50 UV	7.87		1.49	9.3600	18%	11.044800
GASOHOL 84 PLUS	7.18	8%	1.22	8.9744	18%	10.589792
GASOHOL 90 PLUS	7.51	8%	1.16	9.2708	18%	10.939544
GASOHOL 95 PLUS	8.08	8%	1.13	9.8564	18%	11.630552
GASOHOL 97 PLUS	8.35	8%	1.13	10.1480	18%	11.974640
GASOHOL 98 PLUS	8.66	8%	1.13	10.4828	18%	12.369704
GASOLINA 84	7.15	8%	1.27	8.9920	18%	10.610560
PETROLEO INDUSTRIAL 500	5.67		1.00	6.6700	18%	7.870600
PETROLEO INDUSTRIAL 6	5.80		0.92	6.7200	18%	7.929600

Nota: Precios expresados en soles por galón

Comentarios:

La Lista no incluye el recargo por FISE de 1.00 US\$/Bbl (Ley N° 29852 y su reglamento DS N° 021-2012-EM; y Ley de Presupuesto del Sector Público N° 30114), pero será considerado en el momento de la Facturación en una línea aparte y no estará sujeto a I.G.V.