

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



**“Propuesta de un sistema de vapor flash para la disminución en el consumo de vapor vivo en zona de cocinas COPEINCA-CHIMBOTE”**

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

**AUTOR:**

Bach. Robles Castro, Gianmarco Valenti

**ASESOR:**

M. Sc. Cedrón Maguiña, Ricardo Antonio

COD. ORCID 0000-0003-3925-4094

**NUEVO CHIMBOTE - PERU**

**2023-09-21**



**UNS**  
UNIVERSIDAD  
NACIONAL DEL SANTA

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

## **CONFORMIDAD DEL ASESOR**

La presente de Tesis para Título ha sido revisada y desarrollada en cumplimiento del objetivo propuesto y reúne las condiciones formales y metodológicas, estando encuadrado dentro de las áreas y líneas de investigación conforme al reglamento general para obtener el título profesional en la Universidad Nacional del Santa (Resolución N° 492-2017-CU-RUNS) de acuerdo a la denominación siguiente:

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

**“PROPUESTA DE UN SISTEMA DE VAPOR FLASH PARA LA**  
**DISMINUCION EN EL CONSUMO DE VAPOR VIVO EN ZONA DE**  
**COCINAS COPEINCA-CHIMBOTE”**

**TESISTA** : GIANMARCO VALENTI ROBLES CASTRO

.....  
M. Sc. CEDRÓN MAGUIÑA RICARDO ANTONIO

DNI: 72839286

COD. ORCID 0000-0003-3925-4094



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA

FACULTAD DE INGENIERÍA

ESCUELA PROFESIONAL DE

INGENIERÍA EN ENERGÍA

## CONFORMIDAD DEL JURADO

El presente proyecto de investigación de Tesis titulado:

### “PROPUESTA DE UN SISTEMA DE VAPOR FLASH PARA LA DISMINUCION EN EL CONSUMO DE VAPOR VIVO EN ZONA DE COCINAS COPEINCA-CHIMBOTE”

Elaborado por el tesista:

Gianmarco Valenti Robles Castro

Revisado y probado por el siguiente jurado Evaluador

Mg. Héctor Domingo Benites Villegas  
Presidente

DNI: 17821639

COD. ORCID 0000-0002-8809-6371

M.Sc. Julio Hipólito Néstor Escate Ravello  
Secretario

DNI: 32850228

COD. ORCID 0000-0001-9950-2999

M.Sc. Ricardo Antonio Cedrón Maguiña  
Integrante

DNI: 72839286

COD. ORCID 0000-0003-3925-4094



**UNS**  
UNIVERSIDAD  
NACIONAL DEL SANTA

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

## ACTA DE SUSTENTACION DE TESIS

A los 21 días del mes de setiembre del año dos mil veintitrés, siendo las 12:00 de la tarde, se reunieron en el aula E3 de la EPIE, el Jurado Evaluador designado mediante T/Resolución N° 525-2023-UNS-CFI de fecha 23.08.23, integrado por los siguientes docentes:

- Mg. Héctor Domingo Benites Villegas                      Presidente
- M.Sc. Julio Hipólito Néstor Escate Ravello                      Secretario
- M.Sc. Ricardo Antonio Cedrón Maguiña                      Integrante

Y según la T/Resolución Decanal N°671-2023-UNS-FI de fecha.18.09.23, se declara expedito a los bachiller para dar inicio a la sustentación y evaluación de la Tesis titulada: **“PROPUESTA DE UN SISTEMA DE VAPOR FLASH PARA LA DISMINUCIÓN EN EL CONSUMO DE VAPOR VIVO EN ZONA DE COCINAS COPEINCA – CHIMBOTE”**, perteneciente al bachiller: **GIANMARCO VALENTI ROBLES CASTRO** con código de matrícula N° 0201611049, teniendo como asesor al docente **M.Sc. Ricardo Antonio Cedrón Maguiña**, según Resolución Decanal N° 542-2022-UNS-FI de fecha 15.09.2022.

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

El Jurado después de deliberar sobre aspectos relacionados con el trabajo, contenido y sustentación del mismo y con las sugerencias pertinentes, en concordancia con el artículo 71° del Reglamento General de Grados y Títulos de la Universidad Nacional del Santa, declara:

BACHILLER	PROMEDIO	PONDERACIÓN
GIANMARCO VALENTI ROBLES CASTRO	17	BUENO

Siendo las 01:00 p.m. del mismo día, se da por terminado el acto de sustentación, firmando los integrantes del jurado en señal de conformidad.

  
Mg. Héctor Domingo Benites Villegas  
PRESIDENTE

  
M.Sc. Ricardo Antonio Cedrón Maguiña  
INTEGRANTE

  
M.Sc. Julio Hipólito Néstor Escate Ravello  
SECRETARIO

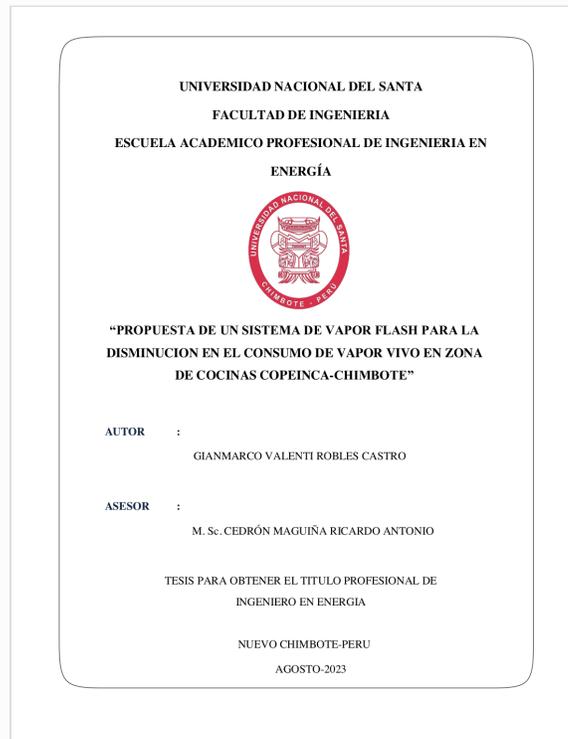


## Recibo digital

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

La primera página de tus entregas se muestra abajo.

Autor de la entrega: Gianmarco Valenti Robles Castro  
Título del ejercicio: Tesis Robles  
Título de la entrega: PROPUESTA DE UN SISTEMA DE VAPOR FLASH PARA LA DISMI...  
Nombre del archivo: Tesis\_ROBLES\_CASTRO.pdf  
Tamaño del archivo: 3.57M  
Total páginas: 128  
Total de palabras: 23,379  
Total de caracteres: 120,240  
Fecha de entrega: 13-oct.-2023 12:50p. m. (UTC-0500)  
Identificador de la entre... 2194813953



# PROPUESTA DE UN SISTEMA DE VAPOR FLASH PARA LA DISMINUCION EN EL CONSUMO DE VAPOR VIVO EN ZONA DE COCINAS COPEINCA-CHIMBOTE”

## INFORME DE ORIGINALIDAD

14%

INDICE DE SIMILITUD

14%

FUENTES DE INTERNET

1%

PUBLICACIONES

2%

TRABAJOS DEL ESTUDIANTE

## FUENTES PRIMARIAS

1	<a href="https://repositorio.uns.edu.pe">repositorio.uns.edu.pe</a> Fuente de Internet	12%
2	<a href="https://hdl.handle.net">hdl.handle.net</a> Fuente de Internet	<1%
3	<a href="https://www.researchgate.net">www.researchgate.net</a> Fuente de Internet	<1%
4	<a href="https://docplayer.es">docplayer.es</a> Fuente de Internet	<1%
5	Submitted to Escuela Politecnica Nacional Trabajo del estudiante	<1%
6	Submitted to Submitted on 1687756298870 Trabajo del estudiante	<1%
7	<a href="https://dokumen.pub">dokumen.pub</a> Fuente de Internet	<1%
8	<a href="https://archive.org">archive.org</a> Fuente de Internet	<1%

## **DEDICATORIA**

Dedico el presente trabajo a mis padres ya que sin su apoyo no podría haber logrado mucho, también a mis hermanas, las cuales me han animado a lo largo de todo el camino universitario y en los tiempos de preparatoria.

La presente tesis es dedicada para ustedes familia hermosa.

## **RECONOCIMIENTO**

Brindo un reconocimiento especial a todos mis maestros de la escuela profesional Ingeniería en Energía por las enseñanzas curriculares y también por las extracurriculares, sus consejos y palabras de aliento para culminar satisfactoriamente mi etapa universitaria.

Al M.Sc. Ricardo Antonio Cedrón Maguiña, mi asesor el cual, a pesar de no haber sido mi docente en mi tiempo en la facultad, me ha brindado todo su apoyo, dedicación y herramientas para que este informe sea presentado.

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradecer principal y grandemente a Dios el cual me brindó la sabiduría y la vida para poder culminar mi etapa universitaria y la presente tesis de manera satisfactoria.

A mi familia y seres queridos, los cuales sin su ayuda, motivación y cariño no podría haber logrado nada.

Agradezco a mis maestros de la escuela por sus enseñanzas en cada materia y fuera de las aulas por cada consejo y recomendación para poder lograr un buen desarrollo profesional, nunca los olvidaré.

## INDICE DE CONTENIDO

DEDICATORIA.....	III
RECONOCIMIENTO.....	IV
AGRADECIMIENTOS .....	V
RESUMEN.....	16
ABSTRACT .....	17
CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN .....	18
1.1. FORMULACION DEL PROBLEMA .....	19
1.2. ANTECEDENTES .....	20
1.3. JUSTIFICACION.....	22
1.4. FOMULACION DE HIPOTESIS .....	23
1.5. OBJETIVOS.....	23
1.5.1. OBJETIVO GENERAL.....	23
1.5.2. OBJETIVOS ESPECIFICOS.....	23
1.6. LIMITACIONES DEL TRABAJO.....	24
CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO .....	25
2.1. ELABORACION DE HARINA Y ACEITE DE PESCADO.....	26
2.1.1. PROCESO DE LA HARINA DE PESCADO.....	26
2.1.2. PROCESO DEL ACEITE DE PESCADO .....	34
2.1.3. PROCESO DE RECUPERACIÓN SECUNDARIA.....	36
2.1.4. PROCESO DE RECUPERACIÓN TERCIARIA .....	38
2.2. INTRODUCCIÓN A SISTEMAS DE VAPOR.....	39
2.2.1. VAPOR DE AGUA .....	39
2.2.2. CÓMO FUNCIONA EL VAPOR DE AGUA.....	39
2.2.3. VAPOR COMO FUENTE DE ENERGÍA.....	39
2.2.4. VAPOR COMO FUENTE DE CALOR.....	40
2.2.5. TIPOS DE VAPOR DE AGUA.....	40
2.3. GENERADORES DE VAPOR.....	41
2.3.1. DEFINICION.....	41

2.3.2.	CLASIFICACION DE CALDERAS.....	42
2.3.3.	PARTES DE CALDERA PIROTUBULAR .....	42
2.4.	BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA .....	43
2.4.1.	BALANCE DE MATERIA .....	43
2.4.2.	CALOR ESPECIFICO DE MATERIA ORGÁNICA .....	44
2.4.3.	BALANCE DE ENERGIA .....	44
2.5.	BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN EQUIPOS DE COCCIÓN Y SECADO E INTERCAMBIADORES DE CALOR .....	45
2.5.1.	BALANCE DE MASA Y ENERGIA EN COCINAS .....	45
2.5.2.	BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN EQUIPOS SECADORES .....	52
2.5.3.	BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN PAMA.....	56
2.6.	GENERACIÓN DE VAPOR FLASH.....	58
2.6.1.	VAPOR FLASH .....	58
2.6.2.	COMO SE GENERA EL VAPOR FLASH.....	59
2.6.3.	CALCULO DE VAPOR FLASH GENERADO .....	60
2.6.4.	ENERGÍA CUANTIFICADA DEL VAPOR FLASH .....	61
2.7.	DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES FLASH.....	63
2.7.1.	TANQUE FLASH .....	63
2.7.2.	VOLUMEN DE TANQUE FLASH .....	63
2.7.3.	DIÁMETRO INTERNO DE TANQUE FLASH .....	63
2.7.4.	ALTURA DEL TANQUE FLASH .....	65
2.7.5.	DIÁMETRO DE INGRESO DE CONDENSADO.....	67
2.7.6.	DIÁMETRO DE SALIDA DE VAPOR FLASH .....	68
2.7.7.	DIÁMETRO DE SALIDA DE CONDENSADO.....	69
2.8.	INDICADORES DE DESEMPEÑO.....	69
2.8.1.	INDICADOR ENERGETICO .....	69
2.8.2.	INDICADOR TECNICO.....	70
2.8.3.	INDICADOR ECONOMICO .....	70
2.8.4.	INDICADOR AMBIENTAL.....	70

2.9.	EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	71
2.9.1.	VALOR ACTUAL NETO (VAN).....	71
2.9.2.	TASA INTERNA DE RETORNO (TIR) .....	72
2.9.3.	PAYBACK .....	72
CAPÍTULO III: MATERIALES Y MÉTODOS .....		73
3.1.	MATERIALES.....	74
3.1.1.	SUSTANCIAS.....	74
3.1.2.	INSTRUMENTOS Y EQUIPOS DE MEDICION.....	74
3.1.3.	FORMATOS.....	75
3.1.4.	INVENTARIO DE EQUIPOS.....	75
3.1.5.	SISTEMA DE VAPOR Y CONDENSADO PLANTA COPEINCA-CHIMBOTE	
	79	
3.2.	MÉTODOS.....	81
3.2.1.	MÉTODO DE INVESTIGACION .....	81
3.2.2.	DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN .....	81
3.2.3.	POBLACIÓN Y MUESTRA.....	81
3.2.4.	TÉCNICAS O FUENTES PARA LA OBTENCIÓN DE DATOS.....	82
3.2.5.	TRATAMIENTO DE LA INFORMACIÓN.....	82
3.2.6.	TÉCNICAS DE PROCEDIMIENTO Y ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS .....	82
CAPÍTULO IV: CÁLCULOS.....		83
4.1.	CONSIDERACIONES PREVIAS .....	84
4.1.1.	CONSIDERACIONES DEL PROCESO .....	84
4.1.2.	CONSIDERACIONES DE LA GENERACION DE VAPOR FLASH .....	84
4.1.3.	CONSIDERACIONES EN LA EVALUACION ECONOMICA .....	84
4.2.	CÁLCULO TÉRMICO DE EQUIPOS .....	85
4.2.1.	BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN COCINAS.....	85
4.2.2.	BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN SECADORES .....	92
4.2.3.	BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN ZONA PAMA.....	95
4.3.	CÁLCULOS DEL SISTEMA DE GENERACION DE VAPOR FLASH .....	98

4.3.1. DISPONIBILIDAD DE VAPOR FLASH GENERADO .....	98
4.3.2. DISEÑO DE TANQUES DE VAPOR FLASH .....	99
4.4. CALCULO DE VARIACIONES DE CONSUMO DE VAPOR VIVO Y COMBUSTIBLE.....	102
4.4.1. VAPOR VIVO AHORRADO POR GEN. DE VAPOR FLASH.....	102
4.4.2. AHORRO DE COMBUSTIBLE POR GENERACION DE VAPOR FLASH.	104
4.5. CÁLCULO DE INDICADORES .....	104
4.5.1. INDICADOR ENERGÉTICO .....	104
4.5.2. INDICADOR TECNICO.....	105
4.5.3. INDICADOR ECONOMICO .....	105
4.5.4. INDICADOR AMBIENTAL.....	105
4.6. CÁLCULOS ECONOMICOS .....	106
4.6.1. CÁLCULO DE AHORRO ECONÓMICO ANUAL .....	106
4.6.2. CÁLCULO DE GASTOS POR INSTALACIÓN, OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO DE TANQUES FLASH .....	106
4.6.3. CAJA DE FLUJO NETO.....	107
CAPÍTULO V: RESULTADOS Y DISCUSIONES .....	109
5.1. RESULTADOS .....	110
5.1.1. VAPOR VIVO AHORRADO .....	110
5.1.2. DIMENSIONES TANQUES DE VAPOR FLASH .....	110
5.1.3. INDICADORES .....	111
5.1.4. ECONÓMICOS .....	111
5.2. DISCUSIONES .....	112
CAPÍTULO VI: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	114
6.1. CONCLUSIONES.....	115
6.2. RECOMENDACIONES .....	116
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	117
ANEXOS.....	120

## INDICE DE TABLAS

Tabla 1. Datos de calderas piro tubulares, copeinca Chimbote .....	75
Tabla 2. Datos de cocinas, copeinca Chimbote .....	76
Tabla 3. Datos de secadores rotadisk, copeinca Chimbote.....	77
Tabla 4. Datos de secadores rotatubos, copeinca Chimbote.....	78
Tabla 5. Datos de coagulador de espumas, copeinca Chimbote.....	78
Tabla 6. Calculo del calor especifico de la MP (anchoveta) .....	85
Tabla 7. Calculo del calor especifico de la materia prima (anchoveta).....	85
Tabla 8. Perdida de calor por radiación en cocinas .....	86
Tabla 9. Vapor requerido en cocinas con una perdida por convección de 1% .....	87
Tabla 10. Demanda de vapor en chaquetas para una pérdida de calor por convección del 1% 87	
Tabla 11. Calculo del coeficiente convectivo del vapor.....	88
Tabla 12. Calculo de la primera iteración de pérdida de calor por convección.....	89
Tabla 13. Iteraciones para determinar las pérdidas de calor por convección .....	89
Tabla 14. Demanda total de energía en forma de calor en área de cocinas .....	90
Tabla 15. Demanda total de vapor en área de cocinas.....	91
Tabla 16. Flujo másico de combustible R-500 en el área de cocinas .....	91
Tabla 17. Datos de humedades y rendimiento de harina .....	92
Tabla 18. Calculo de harina producida .....	92
Tabla 19. Solidos grasos en las diferentes etapas de secado .....	93
Tabla 20. Agua total evaporada por los secadores de vapor indirecto .....	93
Tabla 21. Demanda de vapor secadores de vapor indirecto .....	94
Tabla 22. Demanda de energía en forma de calor en secadores de vapor indirecto.....	95
Tabla 23. Calor especifico de espumas de zona PAMA.....	95

Tabla 24. Demanda de calor para calentamiento de espumas PAMA.....	96
Tabla 25. Perdidas de calor por convección y radiación en coagulador.....	96
Tabla 26. Demanda total de calor para el calentamiento de espumas PAMA.....	97
Tabla 27. Flujo másico de combustible equivalente para calentamiento de espumas.....	97
Tabla 28. Flujo másico de vapor a generar por tanque de vapor flash .....	98
Tabla 29. Diametro boquilla de ingreso condensado a alta presión .....	99
Tabla 30. Diametro boquilla de salida vapor flash baja presión.....	100
Tabla 31. Diametro boquilla de salida condensado baja presión.....	100
Tabla 32. Volumen de tanques flash.....	101
Tabla 33. Diametro de los tanques flash.....	101
Tabla 34. Alturas de los tanques flash .....	102
Tabla 35. Vapor vivo ahorrado por tanque flash de secador rotatubos .....	103
Tabla 36. Vapor vivo ahorrado por tanque flash de secador rotadiscos .....	103
Tabla 37. Ahorro de combustible gracias a generación de vapor flash .....	104
Tabla 38. Indicador energético sin y con el sistema de flaheo .....	104
Tabla 39. Indicador técnico sin y con el sistema de vapor flash .....	105
Tabla 40. Indicador técnico sin y con el sistema de vapor flash .....	105
Tabla 41. Indicador técnico sin y con el sistema de flasheo.....	105
Tabla 42. Ingresos anuales por ahorro de combustible R-500.....	106
Tabla 43. Costos directos por inversión de proyecto tanques flash.....	106
Tabla 44. Costos de operación y mantenimiento de tanques flash .....	107
Tabla 45. Caja de flujo neto.....	107
Tabla 46. Valores de análisis económico.....	108
Tabla 47. Resultados de vapor, combustible y dinero ahorrados .....	110

Tabla 48. Resultados de dimensiones de tanques de vapor flash .....	110
Tabla 49. Resultado de variación a favor de indicadores .....	111
Tabla 50. Resultado del análisis económico .....	111

## INDICE DE FIGURAS

Figura 1. Perdida de vapor flash en el tanque de condensados de copeinca Chimbote .....	20
Figura 2. Pescado anchoveta (Engraulis ringens) .....	26
Figura 3. Chata DC-3. Copeinca Chimbote .....	27
Figura 4. Desaguador rotativo y malla transportadora.....	27
Figura 5. Tolva de pesaje 2000 kg. Copeinca Chimbote .....	28
Figura 6. Almacenamiento de 500 TM. Copeinca Chimbote .....	28
Figura 7. Zona de cocinas de 50 Ton. Copeinca Chimbote .....	29
Figura 8. Pre-strainers y prensas de Copeinca Chimbote .....	30
Figura 9. Etapa de homogenización (Secadores Rotadisk). Copeinca Chimbote .....	31
Figura 10. Etapa de presecado (secadores rotatubos). Copeinca Chimbote .....	31
Figura 11. Etapa de secado final (Secadores de recirculación Intensiva). Copeinca Chimbote	32
Figura 12. Enfriadores de haría. Copeinca Chimbote .....	33
Figura 13. Etapa de molienda (molidos de martillo). Copeinca Chimbote.....	34
Figura 14. Etapa de recuperación de solidos (torre de tromells y tolvin de escamas) .....	36
Figura 15. Etapa de recuperación de grasas (Trampa de grasa y Celda DAF) .....	37
Figura 16. Sala de licores PAMA (separadoras, centrifugas y pulidoras) .....	38
Figura 17. Funcionamiento del vapor de agua .....	39
Figura 18. Caldera pirotubular .....	43
Figura 19. Volumen de control cocina de anchoveta .....	47
Figura 20. Circuito de resistencia térmicas al paso de calor en cocinas .....	48
Figura 21. Etapas de secado en la planta copeinca Chimbote.....	52
Figura 22. Volumen de control-intercambiador de calor a vapor directo .....	56
Figura 23. Formación de vapor flash por caída de presión .....	59

Figura 24. Volumen de control tanque flash.....	60
Figura 25. Medidas de un tanque flash .....	66
Figura 26. Sistema de vapor y condensado sin tk flash, copeinca chimbote .....	79
Figura 27. Sistema de vapor y condensado con tanque flash, copeinca chimbote.....	80
Figura 28. Demanda de energía en cocinas.....	90
Figura 29. Demanda de vapor vivo de los equipos de cocción y secado .....	94
Figura 30. Grafica de porcentaje de vapor flash generado.....	99

## **INDICE DE ANEXOS**

Anexo 1. Tabla de propiedades termodinámicas del agua saturada (liquido-vapor) .....	120
Anexo 2. Formato de registro de operación del área de cocinas .....	121
Anexo 3. Formato de registro de operación del área de Homogenizado (Secadores Rotadisk) .....	122
Anexo 4. Formato de registro de operación del área de presecado (Secadores Rotatubos)...	123
Anexo 5. Plantilla en Excel para los cálculos de demanda de vapor vivo en el área de cocinas copeinca Chimbote .....	124
Anexo 6. Plantilla en Excel para los cálculos de dimensionamiento de tanques flash .....	125
Anexo 7. Plano dimensionamiento de tanque flash 1 .....	126
Anexo 8. Plano dimensionamiento de tanque flash 2 .....	127

## RESUMEN

La investigación presente se orienta a proponer un sistema de generación de vapor flash para la reducción de consumo de vapor directo en el área de cocinas de la planta COPEINCA-Chimbote. Con el fin de poder cumplir con lo trazado, la investigación se realizó una etapa de recolección de datos en campo y otra de análisis en escritorio.

En la recolección de datos realizada en el capo, se llevó a cabo como primer punto el reconocimiento de planta y el principio de funcionamiento de las zonas principales, como la zona de cocción la cual cuenta con 5 equipos con una capacidad de 50 Ton/h, homogenizado que cuenta con 4 secadores rotadiscos con 3500 Ton<sub>h2o evap</sub>/h de capacidad, pre secado el cual está formado por 2 rotatubos con una capacidad de 8000 Ton<sub>h2o evap</sub>/h, e intercambiadores de calor PAMA. Se obtuvo información de parámetros de funcionamiento de dichos equipos e información técnica.

En el análisis de escritorio se procesó toda la información obtenida en la etapa anterior, como la eficiencia de caldera, obteniendo 92%, balances de energía y materia de la zona de cocinas, homogenizado, pre secado y PAMA, determinando un consumo de 75.7 Ton/h de vapor vivo y por ello un flujo de condensado potencial para ser utilizado de 50.67 m<sup>3</sup>/h

En los resultados del presente estudio, con el sistema de vapor flash y sin este sistema, se determinó una variación del 13%, que son 3.95 Ton/h de vapor vivo ahorrado por 60.5 Gal/h de combustible no consumido y 93 473.13 USD no gastados implementar el sistema.

El dimensionamiento del tanque de vapor flash se hizo en base al manual de diseño de (Ahlgren,1991) obteniendo alturas de 2300mm y 1500mm, diámetros de tanque de 734mm y 450mm, esbelteces de 3.13 y 3.09, generación de 3173 kg/h y 563 kg/h de vapor flash para el primer y segundo tanque respectivamente.

La inversión del proyecto se calculó en 70 900.00 USD, con un tiempo de retorno de inversión de 9 meses

Palabras clave: Vapor flash, energía, procesos, ahorros.

## ABSTRACT

The present research is aimed at proposing a flash steam generation system to reduce direct steam consumption in the kitchen area of the COPEINCA-Chimbote plant. In order to be able to comply with what was outlined, the research carried out a stage of data collection in the field and another stage of desktop analysis.

In the data collection carried out in the hood, the first point was the recognition of the plant and the principle of operation of the main areas, such as the cooking area which has 5 pieces of equipment with a capacity of 50 Ton/h, homogenized that has 4 rotary disc dryers with a capacity of 3500 Tonh<sup>2</sup>o evap/h, pre-drying which is made up of 2 rotatubos with a capacity of 8000 Tonh<sup>2</sup>o evap/h, and PAMA heat exchangers. Information on operating parameters of said equipment and technical information was obtained.

In the desktop analysis, all the information obtained in the previous stage was processed, such as the boiler efficiency, obtaining 92%, energy and material balances of the kitchen area, homogenized, pre-drying and PAMA, determining a consumption of 75.7 Ton/ h of live steam and therefore a potential condensate flow to be used of 50.67 m<sup>3</sup>/h

In the results of this study, with the flash steam system and without this system, a variation of 13% was determined, which is 3.95 Ton/h of live steam saved by 60.5 Gal/h of fuel not consumed and 93,473.13 USD not spent implementing the system.

The sizing of the flash steam tank was made based on the design manual of (Ahlgren, 1991) obtaining heights of 2300mm and 1500mm, tank diameters of 734mm and 450mm, slenderness of 3.13 and 3.09, generation of 3173 kg/h and 563 kg /h of flash steam for the first and second tank respectively.

The project investment was estimated at 70,900.00 USD, with a return on investment time of 9 months.

Keywords: Flash steam, energy, processes, savings.

# **CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN**

## **1.1. FORMULACION DEL PROBLEMA**

A nivel mundial la contaminación es un tema que incumbe a todas las empresas de diversos rubros industriales, lo cual ha llevado a todos los sectores a tomar acciones para poder disminuir sus emisiones de efecto invernadero.

En el Perú las empresas del sector pesquero, producción de aceite y harina de pescado, utilizan grandes cantidades de energía térmica, así como eléctrica, para sus procesos. Debido a la última crisis mundial causada por la pandemia COVID 19 los precios de los combustibles han alcanzado valores fuera de rango estimado de las empresas, más aún si la principal fuente de energía es la térmica (uso de vapor de calderas).

Estos hechos han llevado a que las empresas aumenten la eficiencia tanto de sus equipos, así como de sus procesos y uso de la energía.

En el intento de las industrias de subsistir en un campo laboral de constante mejora se han tomado medidas para poder aprovechar al máximo la energía que contiene el vapor de agua hasta incluso aprovechar el condensado el cual en un proceso normal iría a un tanque de condensados, pero aun con cierto porcentaje de calor latente en bruto, el cual se puede obtener haciendo que ese condensado pase por un sistema de flasheo, consiguiendo así vapor en base a condensados.

Este vapor flash tendría menor presión de trabajo y en menor cantidad también, pero ayudaría en el tiempo a ahorrar una cierta cantidad de vapor de calderas.

Sabiendo que los condensados de la etapa de homogenización y pre secado aun contienen energía térmica de la cual se podría obtener un pequeño flujo de vapor por medio de un proceso de flasheo para ser usado en la zona de cocinas, la incógnita sería el efecto que causaría el flasheo de estos condensados al consumo de vapor de calderas en la zona de cocción de la empresa, lo que nos lleva a plantearnos la pregunta. ¿La implementación de un sistema propuesto de vapor flash hará posible que se reduzca el consumo de vapor vivo en la zona de cocinas de empresa pesquera COPEINCA-CHIMBOTE?



Figura 1. Perdida de vapor flash en el tanque de condensados de copeinca Chimbote

Fuente: Elaboración propia

## 1.2. ANTECEDENTES

Urcia, G. & Zavaleta, J. (2016), En su tesis “*IMPLEMENTACIÓN DE UN SISTEMA VAPOR FLASH PARA REDUCCIÓN DEL CONSUMO DE VAPOR EN ÁREA DE COCCIÓN-EMPRESA PESQUERA CENTINELA SAC*”, nos hablan sobre la factibilidad técnica y económica de implementar un sistema de vapor flash en el área de cocinas, el cual será alimentado de vapor flash obtenido de la reutilización de los condensados que liberan los equipos del área de secado. Según su balance de masa y energía, indican que se debe instalar tres tanques flash, el primero en la zona de homogenización (secadores rotadisk) el cual generaría 722.13 kg/h de vapor flash, el segundo en la zona de presecado (secadores rotatubos) el cual generaría 966.94 kg/h y el tercero en el área de secado final (secadores de aire caliente) el cual estaría generando 323.68 kg/h; así llegaron a la conclusión que se podría reducir el consumo de vapor en 11.24%, permitiendo así un ahorro de 29.36 Gl/h de R-500 equivalente a un ahorro económico de 98356.0 U\$/año.

Ramos, J. & Valle, K. (2019), En la tesis “*INFLUENCIA DE UN SISTEMA DE VAPOR FLASH EN EL ÁREA DE SECADO PARA LA REDUCCIÓN DEL CONSUMO DE COMBUSTIBLE EN LA PLANTA DE HARINA COPEINCA CHANCAY, 2019*” realizaron su estudio en dos fases, una de gabinete y otra de campo, realizando un recorrido de reconocimiento y principio de funcionamiento de los equipos de interés, como lo es la caldera en el cual hicieron un cálculo para determinar su eficiencia obteniendo un valor de 91.48%, entre otros equipos como las cocinas, secadores e intercambiadores de calor de la zona PAMA. Concluyendo así con el dimensionamiento del tanque flash el cual daría un flujo de 3504.71 kg/h de vapor flash a una presión de 1.4 Bar, logrando así reducir el consumo de combustible en un 3.68%.

Leyva, J. (2020), En la tesis “*ESTUDIO DEL APROVECHAMIENTO DEL VAPOR FLASH DE PURGAS DE SUPERFICIE PARA INCREMENTAR LA TEMPERATURA DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE LAS CALDERAS PIRO TUBULARES DE LA EMPRESA SOCIEDAD AGRÍCOLA VIRÚ S. A.*” plantea proponer un sistema de purgas que permita reutilizar dicha agua desechada por la caldera, la cual cuenta con altas temperaturas, para el calentamiento del agua de reposición. Inició su estudio con el análisis de diferentes circunstancias en la generación como lo son el flujo de vapor producido, el consumo de combustible actual, la cantidad de purgas que se realizan y cuanto liquido libera cada purga para poder posteriormente con ayuda de equipos de medición (manómetros, termómetros, flujómetros) y realizando balances de masa y energía dimensionar el sistema con el fin de reducir el consumo de combustible. Concluyendo que se puede lograr un ahorro de 3.61 gl/h. que es dinero serían S/. 83217.72

Purizaca, F. & Rafael, A. (2015), en su tesis “*DISEÑO TÉCNICO-ECONÓMICO DE UN SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE VAPOR FLASH DE PURGAS CONTINUAS PARA CALENTAR EL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE LAS CALDERAS DE LA EMPRESA PESQUERA RIBAUDO S.A.*” pretenden diseñar un sistema de reutilice la energía desperdiciada por las purgas de 5 calderas pirotubulares, para el calentamiento del agua de alimentación. Realizando una recolección de los datos de los equipos de estudio obtuvo

el flujo másico de condensado de cada caldera y por medio de balance de energía y masa concluye que se debe utilizar un tanque de vaporizado FV18, logrando así recuperar el vapor flash y calentar el agua de alimentación de 60°C a 80°C, ahorrando un 35.1 gal/h de combustible.

Bargaran, L. (2014), en su tesis “*DISEÑO DE UN SISTEMA DE PURGA AUTOMÁTICA DE FONDO Y SUPERFICIE PARA AHORRO Y DISPONIBILIDAD DE ENERGÍA TÉRMICA EN UNA CALDERA PIROTUBULAR DE 1000 BHP*” propone el diseño de un sistema de purgas de fondo y superficie automática con el fin de poder evitar el desecho innecesario de agua y/o vapor, y así reutilizar dichas purgas para calentar el agua de alimentación a la caldera de 100 BHP. El autor realizó su estudio por el método de observación de variable y por medio de balances de masa y energía logró concluir que la eficiencia de la operación de la caldera aumentaría del 80 al 82%

### **1.3. JUSTIFICACION**

En las empresas industriales en donde su fuente primordial de energía es la generación de vapor (energía térmica) se suele tener poco control y cuantificación sobre las pérdidas o posibles pérdidas de esta fuente de energía creando así un sistema ineficiente.

En un sondeo a la planta de harina de pescado Copeinca-Chimbote, mientras se realizaba el reconocimiento de algunos equipos y procesos, se observó que el tanque de condensados emanaba una gran cantidad de vapor de agua, producto del venteo de los condensados llegados de los equipos de cocinado, homogenizado y secado.

Observándose que la cantidad de vapor emanada por la chimenea del tanque de condensados era muy alta, se dedujo que dicho vapor enviado al ambiente aun contenía energía que podría ser aprovechada nuevamente en los procesos de la planta; proponiendo así el estudio de la factibilidad de implementar un sistema de flasheo el cual permitirá poder reaprovechar el vapor que se suele emanar al ambiente.

De esta forma nace la propuesta del presente trabajo de investigación, con el fin de poder cuantificar la cantidad de condesando que se obtiene después del proceso de entrega de

calor a los equipos de cocción y secado de la planta; así poder calcular las pérdidas de energía que se liberan al ambiente y realizar un dimensionamiento para el sistema de generación de flasheo.

Finalmente, con la propuesta del sistema antes mencionado calcular la cantidad de vapor ahorrado y por consecuencia el ahorro de combustible que se lograría implementando la propuesta.

#### **1.4. FOMULACION DE HIPOTESIS**

La implementación del sistema propuesto de vapor flash disminuirá en un 10% el consumo de vapor vivo en la zona de cocinas en COPEINCA-CHIMBOTE

#### **1.5. OBJETIVOS**

##### **1.5.1. OBJETIVO GENERAL**

- Cuantificar la disminución en el consumo de vapor vivo en la zona de cocinas, planteada por la propuesta de un sistema de vapor flash COPEINCA CHIMBOTE

##### **1.5.2. OBJETIVOS ESPECIFICOS**

- Hallar la demanda actual de vapor requerida para los equipos de cocinado, homogenización y presecado.
- Calcular el flujo de condensado obtenido de los homogenizadores “rotadisk” y pre secadores “rotatubos”.
- Determinar la generación de vapor flash en base a los condensados recuperados de los equipos de homogenización y pre secado.
- Dimensionar un tanque o tanques flash adecuándolo a la necesidad de los equipos de cocción.
- Calcular los diferentes indicadores sin y con la propuesta del sistema de flasheo.

## **1.6. LIMITACIONES DEL TRABAJO**

Las limitaciones más resaltantes de la investigación fueron:

- Ausencia de medidores de caudal (flujómetros) para medir la demanda de vapor de los equipos de cocción y secado.
- Los cambios repentinos en los componentes de la materia prima respecto a las grasas y sólidos.

# **CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO**

## 2.1. ELABORACION DE HARINA Y ACEITE DE PESCADO

La planta pesquera COPEINCA SAC-Chimbote es una fábrica donde se elabora harina y aceite de pescado, usando como materia prima el pescado de nombre científico *Engraulis ringens* (anchoveta).

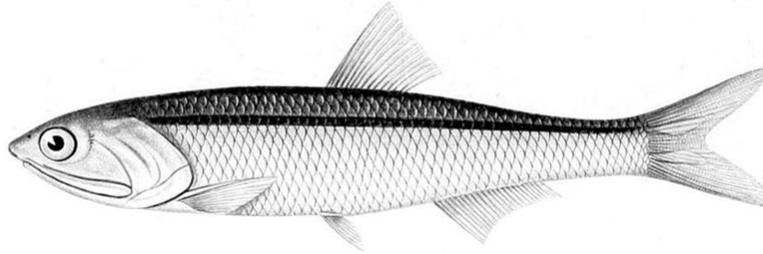


Figura 2. Pescado anchoveta (*Engraulis ringens*)

Fuente: Wikipedia

Cuenta una con una capacidad nominal de proceso (velocidad de planta) de 250 Ton de pescado/h. siendo esta la planta más grande a nivel peruano y liderando la producción y exportación de estos insumos los cuales son usados para la alimentación balanceada de la ganadería, e incluso alimentación de los mismos peces en criaderos acuícolas.

El proceso en general se divide en 2 ramas principales y otras secundarias las cuales son:

### 2.1.1. PROCESO DE LA HARINA DE PESCADO

#### A. Descarga y recepción de Materia prima

COPEINCA SAC-Chimbote cuenta con 2 zonas de descarga, una chata “DC-3” y un muelle, cada zona tiene 2 líneas de descarga, haciendo un total de 4 líneas para transportar el pescado.

La chata “DC-3” tiene absorbente lado norte y sur las cuales funcionan con un sistema de presión-vacío de marca TRANSVAC con una capacidad de 200 m<sup>3</sup>/h, las cuales son accionadas con un grupo electrógeno, transportando así la mezcla de agua-pescado con una relación 1:1 por unas tuberías de material HDPE de 16” de diámetro con una distancia de 600 metros hasta llegar a los desagüadores rotativos.



Figura 3. Chata DC-3. Copeinca Chimbote

Fuente: Elaboración propia

El muelle tiene absorbente lado norte y sur las cuales funcionan con un sistema de presión-vacío de marca FISHVAC con una capacidad de 200 m<sup>3</sup>/h, transportando la mezcla de agua-pescado con una relación 1:1 por unas tuberías de material HDPE de 16” de diámetro con una distancia de 400 metros hasta llegar a los desagüadores rotativos.

Cuatro desagüadores rotativos de capacidad 300 ton/h, largo de 4.5 m y diámetro de 1.63 m, reciben a la mezcla agua-pescado, separándolas y colocando el pescado en las mallas transportadoras las cuales tiene una capacidad de 300 ton/h, una distancia de 22 m, un ancho de 1.8 m y una altura de 0.8 m.



Figura 4. Desagüador rotativo y malla transportadora

Fuente: Elaboración propia

Al final de la malla transportadora la materia prima es ingresada en 4 tolvas de pesaje de tipo electro-neumáticas de la marca RICE LAKE las cuales tienen una capacidad máxima de pesaje de 2 ton. y están programadas para pesar 1.2 ton. De pescado por batch.



Figura 5. Tolva de pesaje 2000 kg. Copeinca Chimbote

Fuente: Elaboración propia

## **B. Almacenamiento**

La planta cuenta con 4 pozas de almacenamiento de 500 toneladas cada una de material de concreto, con fondo inclinado el cual facilita la extracción del pescado por medio de transportadores helicoidales.



Figura 6. Almacenamiento de 500 TM. Copeinca Chimbote

Fuente: Elaboración propia

### C. Cocción

Las 2 bombas lamelas de 200 m<sup>3</sup>/h. de capacidad y de marca HAARSLEV son las encargadas de impulsar el pescado desde la salida de las pozas de almacenamiento hasta las cocinas, las cuales 4 tienen una capacidad de 50 Ton/h, siendo la cocina 1 y 2 de la marca INEMEC, las cocinas 4 y 5 de la marca FABTECH y la cocina 3 tiene una capacidad de 60 Ton/h, la cual es de la marca DELINDUSTRIA.

Las 5 cocinas operan a vapor indirecto, contando por ende con 2 zonas de ingreso de vapor (eje y chaquetas). Tienen una velocidad de giro máximo de 5 RPM, un tiempo de residencia de 15 a 20 min. dependiendo de la composición del pescado, trabajan con una presión de 2 a 5 Bares y una temperatura de 95 a 100 °C.

Culminado el cocido se da una operación de drenaje esencial que se da a cabo en los Pre-strainers que cuentan con una capacidad de 50 ton/h de marca FABTECH de doble tambor rotativo con malla perforada de 5.5 mm, los cuales trabajan con una velocidad recomendable promedio de 26 RPM, la cual permite la salida del líquido para que se logre una eficiente operación del prensado.



Figura 7. Zona de cocinas de 50 Ton. Copeinca Chimbote

Fuente: Elaboración propia

#### **D. Prensado**

El prensado es producto de la acción de una fuerza mecánica compresora sobre el pescado cocido, el cual permite separar la fase sólida de la líquida ayudándonos a obtener en la fase sólida humedades menores al 48% y un porcentaje de grasa en el rango de 3.8 a 4.6%.

Copeinca Chimbote tiene 5 prensas de tipo doble tornillo, 4 de 50 Ton/h de capacidad y una de 60 ton/h de capacidad, siendo la primera de la marca MYRENS y las 4 restantes de la marca STORD INTERNATIONAL, la cual expulsa 2 productos llamados “torta de prensa” que es la fase sólida y “licor de prensa” que es la fase líquida.



Figura 8. Pre-strainers y prensas de Copeinca Chimbote

Fuente: Elaboración propia

#### **E. Homogenizado**

El proceso de homogenizado es la mezcla de 3 productos de fase sólida que son la “torta de prensa”, “torta hiller”, “torta de separadoras” y un producto de fase líquida proveniente de las plantas evaporadoras que es el “concentrado”; estas antes de ingresar a los homogeneizadores se encuentran a diferentes temperaturas, humedades y porcentajes de grasas; denominándose al producto de salida de homogenizado como “torta integral”.

La operación de homogenizado lo realizan 4 secadores rotativos del tipo rotadisk que cuentan con una capacidad de evaporación de 3500 kg/h de agua evaporada, de la marca ATLAS FIMA las cuales usan vapor indirecto como fuente de energía y con tiempo de residencia de 10 min. Aprox, al igual que la cocina cuenta un eje y chaquetas que aumentan el área de transferencia dejando la humedad del producto en un rango de 42 a

46%. El agua evaporada se reutiliza en las plantas evaporadoras para extraer su energía térmica.



Figura 9. Etapa de homogenización (Secadores Rotadisk). Copeinca Chimbote

Fuente: Elaboración propia

#### F. Pre secado

Este proceso se lleva a cabo con 2 secadores rotativos de tipo rota tubos los cuales cuentan con una capacidad de evaporación de 800 kg/h de agua evaporada y son de la marca FIMA también con 2 secadores de recirculación intensiva con una capacidad de 900 kg/h de agua evaporada y de la marca ENERCOM

Los rota tubos operan con vapor indirecto por medio de los bancos de tubos ubicados en sus domos mientras que los secadores de recirculación intensiva operan con aire caliente de forma directa, ambos equipos logran disminuir la humedad de la torta hasta el rango de 14 a 19%. El agua evaporada se reutiliza en las plantas de evaporación previa recuperación de finos en los conos de ciclones.



Figura 10. Etapa de presecado (secadores rotatubos). Copeinca Chimbote

Fuente: Elaboración propia

## G. Secado Final

La función principal de esta etapa de secado final es deshidratar el Scrap hasta los límites mínimos de humedad establecidos por el área de calidad que es de 7 a 9%, permitiendo así que la vida microbiana no sobreviva en la harina sin malograr la digestibilidad y calidad proteica de la harina. Este proceso se lleva a cabo en 2 secadores de recirculación intensiva de una capacidad de 900 kg/h de agua evaporada y un tiempo de residencia de 10min. aprox, la cual funciona con aire caliente aplicado de forma directa al scrap que es generada en una cámara de combustión y transportada por un ventilador.



Figura 11. Etapa de secado final (Secadores de recirculación Intensiva). Copeinca Chimbote  
Fuente: Elaboración propia

## H. Enfriado

Cuando el scrap sale del secador final tiene una temperatura de 90°C en promedio, luego pasa por 2 enfriadores que tienen una capacidad de 30 ton/h y 1 enfriador con una capacidad de 20 ton/h los cuales por medio de ventiladores ingresan el aire de manera directa y un exhaustor se encarga de extraer lo ingresado, pasando por 174 y 159 mangas retenedoras de finos evitando la expulsión de estos al aire y logran disminuir la temperatura del producto hasta 25°C



Figura 12. Enfriadores de haría. Copeinca Chimbote

Fuente: Elaboración propia

### **I. Purificado**

El scrap saliente de los enfriadores pasa por un purificador el cual cuenta con un tamiz de agujeros con diámetros variables cumpliendo la función de filtrar y separar materias extrañas provenientes de etapas anteriores.

### **J. Molienda Seca**

Esta operación se realiza por medio de 3 molinos de martillo que tienen una capacidad de 20 ton/h de la marca GOALCO, el scrap pasa por esos equipos para ser triturados por 92 martillos cronic hasta conseguir la partícula de tamaño óptimo para que pase sin problemas por el tamiz cumpliendo así la granulometría deseada, y así pueda ser un componente fácil de mezclar con otros componentes para formar raciones alimenticias balanceadas.



Figura 13. Etapa de molienda (molidos de martillo). Copeinca Chimbote  
Fuente: Elaboración propia

#### **K. Envasado**

A la harina se le añade antioxidante para evitar que se eleve excesivamente la temperatura, pasando luego hacia las 4 balanzas automáticas calibradas a 50 Kg. el cual se introduce en sacos de polipropileno, los cuales son cosidos con máquinas para su posterior guardado. Esta zona solo ingresa personal autorizado, el cual es registrado y monitoreado cada día en épocas de producción.

#### **L. Almacenamiento y despacho**

Los sacos de harina son almacenados según su calidad comercial en rumas de 1000 sacos y rotulados (número de ruma, calidad y fecha de producción) hasta su comercialización y recojo.

### **2.1.2. PROCESO DEL ACEITE DE PESCADO**

#### **A. Separación solido-liquido**

El líquido obtenido de los pre-streiner y prensas llegan a la sala de licores donde se ubican 7 separadoras horizontales de diferentes capacidades, las 4 primeras de 50 m<sup>3</sup>/h, 2 siguientes de 30 m<sup>3</sup>/h y el último de 18 m<sup>3</sup>/h; las cuales aprovechando la fuerza centrípeta

separan los sólidos de los líquidos, obteniendo “torta de separadoras” que es enviado a los homogeneizadores y “caldo de separadoras” que es enviado a la siguiente etapa, para una buena separación la temperatura del “licor de separadoras” debe estar promediando los 90°C.

## **B. Separación líquido-líquido**

Esta operación es realizada primeramente por 6 centrifugas verticales de diferentes capacidades, siendo las 3 primeras de 40 m<sup>3</sup>/h, la cuarta de 60 m<sup>3</sup>/h, la quinta de 18 m<sup>3</sup>/h y la sexta de 30 m<sup>3</sup>/h las cuales por medio de altas velocidades de rotación logran separar el “caldo de separadoras” en 3 fases las cuales son “agua de cola” que es enviada a las plantas evaporadoras, “lodos” que es enviada al tanque de licor de prensas y el “aceite” que es enviado a las pulidoras.

Las 2 pulidoras de capacidades 5 m<sup>3</sup>/h y 8 m<sup>3</sup>/h, separan en 2 fases el aceite recibido, entregando 2 productos los cuales son “aceite pulido” que es enviado a los tanques de aceite y “lodos” que van al mismo punto de los lodos de las centrifugas.

## **C. Evaporación**

El agua de cola obtenido de las centrifugas es enviado a las 3 plantas evaporadoras de agua de cola de 3 efectos, 2 con una capacidad de 50 m<sup>3</sup>/h y una con capacidad de 35 m<sup>3</sup>/h, usando los vahos de los diferentes tipos de secadores como medios de calefacción logran disminuir el porcentaje de humedad en el agua de cola el cual es transportada por delgados tubos de arriba hacia abajo en cada etapa con la finalidad de obtener su producto “concentrado” con un porcentaje de concentración de 45% aproximadamente y así ser ingresada al proceso de harina y así aumentar la producción.

## **D. Almacenamiento y despacho de aceite crudo**

El aceite emergente de las pulidoras es almacenado en tanques diarios en donde se les deja reposar para asentar las impurezas. Los del área de aseguramiento de la calidad decide el

tanque en donde se almacenará según su porcentaje de acidez obtenida con análisis previos.

La entrega se hace en cisternas previamente pesadas y evaluadas.

### **2.1.3. PROCESO DE RECUPERACIÓN SECUNDARIA**

#### **A. Recuperación física de solidos**

El agua bombeo y sanguaza son almacenadas en pozas las cuales aun teniendo escamas y restos de pescado son enviadas a 4 primeros filtros rotativos llamados tromells los cuales tienen orificios de 5 mm de diámetro para retener los sólidos y una capacidad de 200 m<sup>3</sup>/h que mientras giran enviarlos a un tolvin de escamas.

El líquido que queda con menos solidos pasa por otros 4 tromells con orificios de 3mm de diámetro y 200 m<sup>3</sup>/h de capacidad, dejando el agua de bombeo y sanguaza con mucho menos sólidos y pasándola a la siguiente etapa de recuperación.



Figura 14. Etapa de recuperación de solidos (torre de tromells y tolvin de escamas)

Fuente: Elaboración propia

## B. Recuperación de grasas

El agua se deja llenar en 3 trampas de grasa de 250m<sup>3</sup> de volumen para poder obtener por medio de arrastre superficial y con un tiempo de 45 min de inmovilidad los restos de grasa en forma de espuma que tiene el agua de bombeo.

Luego el mismo líquido pasa a 2 trampas DAF cuyo volumen es de 250 m<sup>3</sup> para que por medio de la adición de aire disuelto en forma de burbujas pueda elevar los pocos residuos de grasa que contiene el agua de bombeo y todas esas espumas de grasa ser enviadas al siguiente proceso.



Figura 15. Etapa de recuperación de grasas (Trampa de grasa y Celda DAF)

Fuente: Elaboración propia

## C. Separación y centrifugado

Tres separadoras de capacidad 18 m<sup>3</sup>/h de marca ALFA LAVAL, son las que reciben a las espumas obtenidas del proceso anterior previamente calentado para separar cualquier indicio de sólidos y así estos ser enviados al proceso de harina, derivando el caldo de separadoras a las centrifugas.

Para que las 3 centrifugas de distintas capacidades, dos de 16 m<sup>3</sup>/h y una de 18 m<sup>3</sup>/h, para puedan hacer un correcto proceso de separación se debe calentar el caldo a unos 95°C para obtener pequeñas cantidades de aceite y sean enviadas a un tanque de aceite recuperado CHI.



Figura 16. Sala de licores PAMA (separadoras, centrifugas y pulidoras)

Fuente: Elaboración propia

#### **2.1.4. PROCESO DE RECUPERACIÓN TERCIARIA**

##### **A. Recuperación química de solidos**

Este proceso final es para limpiar casi por completo el agua de bombeo que ingreso a la planta, y así retornarlo al mar con el límite máximo de 700ppm de solidos disueltos, establecido por la fiscalizadora APROFERROL, con el fin de no contaminar ni dañar la fauna marina.

Cuatro separadoras ambientales o “decanters” de 120 m<sup>3</sup>/h de capacidad y marca HILLER son las que realizan la operación de separar los sólidos disueltos en el agua de bombeo, por medio de la adición de 2 componentes (coagulante y floculante) causantes de una reacción química que permite agrupar y elevar solidos imperceptibles al ojo humano. Se obtiene 2 productos de las decanters y son el “agua tratada” y “torta de hiller” la cual es reingresada al proceso de harina para ser homogenizada.

Esta “torta de hiller” es ingresada al proceso en pequeñas cantidades debido a su alto porcentaje de grasas y cenizas.

## 2.2. INTRODUCCIÓN A SISTEMAS DE VAPOR

### 2.2.1. VAPOR DE AGUA

Según Carolina et al. (2020), el vapor se genera a partir del agua en un generador, caldera o recuperador de calor, donde su entalpía aumenta al absorber el calor liberado por una combustión o fuente térmica. Posteriormente, en el punto de uso, el vapor libera esta energía al cedérsela al medio a calentar o, en caso contrario, la transforma en energía mecánica, como sucede, por ejemplo, en una turbina.

### 2.2.2. CÓMO FUNCIONA EL VAPOR DE AGUA

“En el agua líquida, las moléculas de H<sub>2</sub>O están continuamente unidas y separadas. No obstante, al calentar el agua, las uniones que conectan a las moléculas empiezan a romperse más rápidamente de lo que pueden formarse. Con el suministro suficiente de calor, algunas moléculas se liberarán completamente. Estas moléculas "libres" constituyen el gas transparente que conocemos como vapor.” (TVL, s.f.)

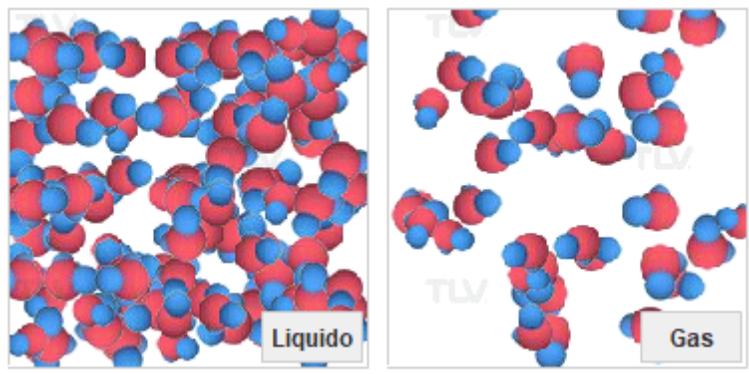


Figura 17. Funcionamiento del vapor de agua

Fuente: TLV

### 2.2.3. VAPOR COMO FUENTE DE ENERGÍA

“El vapor desempeñó un papel fundamental en la Revolución Industrial. La modernización del motor de vapor a principios del siglo 18 condujo a importantes avances, como la creación de la locomotora y el barco a vapor, además del uso del

vapor en hornos y martillos de vapor. Este último no se refiere al "Golpe de Ariete" en las tuberías de vapor, sino a un martillo impulsado por vapor que se utilizaba para dar forma a fundiciones.” (TVL, s.f.)

“En la actualidad, los motores de combustión interna y la electricidad han prácticamente reemplazado al vapor como fuente de energía. A pesar de ello, el vapor todavía tiene un papel importante en las plantas que generan electricidad y se utiliza ampliamente en temas industriales de gran envergadura.” (TVL, s.f.)

#### **2.2.4. VAPOR COMO FUENTE DE CALOR**

El vapor es comúnmente conocido por sus diversas aplicaciones calentando, funcionando como fuente directa e indirecta de calor.

- Vapor para calentamiento directo.

“El método de calentamiento directo de vapor se refiere al proceso en el cual el vapor está en contacto directo con el producto que está siendo calentado.” (TVL, s.f.)

- Vapor para calentamiento indirecto.

“En este tipo de calentamiento, no hay un contacto entre el vapor y el producto. Es muy utilizado en el sector industrial porque brinda un calentamiento rápido y equitativo.” (TVL, s.f.)

#### **2.2.5. TIPOS DE VAPOR DE AGUA**

“Si se eleva la temperatura del agua por encima de su punto de ebullición, esta se convierte en vapor. Sin embargo, no todo el vapor es el mismo. Las propiedades del vapor cambian en gran manera dependiendo la presión y la temperatura a la que está.” (TVL, s.f.)

- Vapor húmedo

Según MS Ingeniería (s.f.), la forma más común de vapor que se encuentra en plantas es el vapor húmedo. Cuando se genera vapor utilizando una caldera, generalmente contiene humedad debido a las partículas de agua que no se vaporizan y son arrastradas hacia las líneas de distribución de vapor. Incluso las calderas más eficientes pueden descargar vapor

con un contenido de humedad del 3% al 5%. A medida que el agua se acerca al estado de saturación y comienza a evaporarse, una pequeña cantidad de agua, normalmente en forma de gotas, es arrastrada con el flujo de vapor y llevada a los puntos de distribución. Esta es una de las principales razones por las cuales se utiliza la separación para eliminar el condensado de la línea de distribución.

- Vapor saturado

Según MS Ingeniería (s.f.), el vapor saturado se encuentra en entornos donde la presión y la temperatura permiten que el vapor y el agua coexistan. Dicho de otra forma, esto sucede cuando el rango de vaporización del agua es igual al rango de condensación. El vapor saturado posee propiedades específicas que lo convierten en una fuente de calor eficiente, primordialmente a temperaturas de 100 °C (212 °F). Estas características lo hacen ventajoso para aprovechamiento.

- La presión de trabajo puede manipular la temperatura
- Coeficiente de transferencia de calor elevado.
- Calentamiento rápido y equilibrado

- Vapor sobrecalentado

De acuerdo con MS Ingeniería (s.f.), el vapor sobrecalentado se obtiene al calentar el vapor saturado o húmedo más allá de su punto de saturación. Esto significa que el vapor sobrecalentado tiene una temperatura más alta y una menor densidad en comparación con el vapor saturado a la misma presión. El vapor sobrecalentado se utiliza mayormente para trabajos de movimiento e impulso, como en turbinas, y no para evaporar agua transfiriéndole calor.

## **2.3. GENERADORES DE VAPOR**

### **2.3.1. DEFINICION**

Según Rivera y Fernando (2006), un generador de vapor, conocido como una caldera y sus equipos complementarios, tiene la función de convertir agua en estado líquido a un estado gaseoso a temperaturas y presiones distintas a las de la atmósfera.

### 2.3.2. CLASIFICACION DE CALDERAS

- **Según el paso del agua.** Pueden ser acuotubulares o pirotuulares.
- **Según el tipo de tiro.** Puede ser de tiro natural, forzado o inducido.
- **Según el número de pasos.** De un solo paso o de varios pasos.
- **Según el combustible usado.** Puede ser de carbón, combustible líquido o gaseoso.  
(Climastar, 2019)

### 2.3.3. PARTES DE CALDERA PIROTUBULAR

Las calderas piro tubulares son equipos en donde los gases del quemado pasan dentro de un banco de tubos delgados y el agua cubre dichos tubos externamente y sus partes más importantes son:

- **Bomba de agua;** cumple la función de brindar y reponer agua que se evaporará.
- **Cámara de combustión;** es el lugar donde se realiza la reacción química en cadena llamada combustión.
- **Control de nivel;** todos los evaporadores tienen este control el cual permite poder gobernar la bomba para contar con un nivel de agua óptimo. Pueden ser de tipo porcentual o de tipo encendido-apagado.
- **Mirilla de nivel;** muestra en tiempo real al operador del equipo el nivel en el que se encuentra el agua dentro de la caldera.
- **Presostato;** encargado de controlar al quemador y garantizar una presión adecuada en el hogar. Como el control de nivel, este puede ser de dos tipos ya mencionados.
- **Manómetro;** Su función principal es comunicar en tiempo real al operario la presión dentro de la caldera.
- **Válvula de seguridad;** todas las evaporadoras piro tubulares deben tener al menos una, para que así en caso la presión dentro del equipo alcance niveles peligrosos, pueda ser descargada por medio de dicha válvula de forma rápida y segura.
- **Quemador;** es el responsable de permitir el paso de los componentes reactivos al hogar para poder generar la combustión, es decir puede iniciar y finalizar la reacción química que produce la llama.

- **Cámara de combustión;** también llamada hogar es el espacio en donde se efectúa y contiene la llama de combustión.
- **Chimenea;** es la tubería de posición vertical por donde se expulsan al ambiente los gases generados por el quemado del combustible, luego de traspasar su energía calórica al agua.
- **Sistema de transferencia de calor;** es el banco de tubos el cual evita la combinación de gases y líquido, también como área de transferencia de energía. (David, 2017)

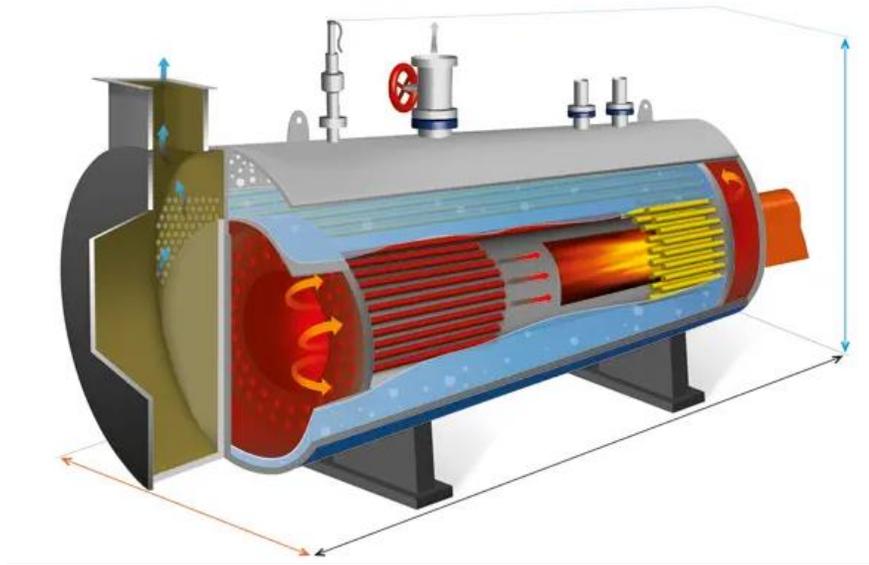


Figura 18. Caldera piro-tubular

Fuente: Babcock wanson

## 2.4. BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA

### 2.4.1. BALANCE DE MATERIA

Uno de los principios fundamentales de la naturaleza y con la cual estamos familiarizados es CONSERVACION DE LA MASA. Esta ley nos indica que la masa de un sistema permanece constante, es decir o se puede crear ni destruir. (Potter et al, 2002)

El principio de conservación de la masa para un proceso de flujo estacionario se puede explicar de la siguiente manera: La cantidad de masa total que entra a un volumen de control es igual a la cantidad de masa que egresa del mismo. Esto se debe a que, en un

proceso de flujo estacionario, la cantidad total de masa dentro de un volumen de control no varía con el paso del tiempo. (Cengel, 2012):

$$m_{entrada} = m_{salida} \dots \dots (1)$$

### 2.4.2. CALOR ESPECIFICO DE MATERIA ORGÁNICA

Reconociendo la composición de los distintos componentes de la materia, Choi y Okos proponen la ecuación siguiente

$$Cp_{anchov} = \sum Cp_i x_i \dots \dots (2)$$

Donde:

$Cp_{anchoveta}$  : Calor espec. de la materia prima (anchoveta), en kJ/kg.°C

$Cp_i$  : Calor espec. de la materia i, en kJ/kg.°C

$x_i$  : Porcent. de la materia i en la anchoveta, en %

### 2.4.3. BALANCE DE ENERGIA

Conocida también como el principio de la conservación de la energía, la primera ley de la termodinámica nos indica que la energía no se puede crear ni destruir, solo transformarse; y en un sistema aislado permanece constante a lo largo del tiempo.

“De igual manera, el ingreso de una cantidad a un sistema es igual a la que emite o expulsa. Conservación de la energía es este principio se define como: la variación neta (aumento y/o reducción) durante un proceso de la energía total de un sistema se describe como la diferencia entre la energía total entrante y la energía total saliente del sistema en todo el proceso.” (Cengel, 2012).

$$\Delta E_{sistema} = E_{entrada} - E_{salida} \dots \dots (3)$$

La primera ley de la termodinámica establece una relación entre la transferencia de calor, el trabajo y el cambio de energía en un sistema. Según esta ley, la variación de energía

total de un sistema es igual a la rapidez de transferencia de calor hacia el sistema, menos la rapidez a la cual el sistema realiza trabajo. (Potter et al,2002)

Si se aplica el principio de conservación de la energía a un sistema abierto pero que experimenta un flujo estable la primera ley de la termodinámica se expresaría como: (Avallone et al, 1995)

$$\left(h + \frac{1}{2} \cdot \frac{v^2}{g} + Z\right)_{en} \cdot m_{en} + Q_{VC} + W_{VC} = \left(h + \frac{1}{2} \cdot \frac{v^2}{g} + Z\right)_s \cdot m_s \dots\dots\dots (4)$$

Entonces, si deseamos expresar la cantidad de energía demandada para lograr un cambio de temperatura en una masa "m" de una sustancia con un calor específico "Cp" en una variación "ΔT", durante un intervalo de tiempo "t", siempre y cuando no haya un salto de fase, la fórmula es la siguiente: (Cengel, 2012)

$$Q = \frac{Cp \times m \times \Delta T}{t} \dots\dots\dots (5)$$

La relación que se muestra para el cálculo del flujo másico de vapor es presentada por Cengel (2012).

$$\dot{m}_{vap} = \frac{Q}{Cp \times \Delta T} \dots\dots\dots(6)$$

## **2.5. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN EQUIPOS DE COCCIÓN Y SECADO E INTERCAMBIADORES DE CALOR**

### **2.5.1. BALANCE DE MASA Y ENERGIA EN COCINAS**

#### **A. Balance de masa**

En base al fundamento de la conservación de la materia, el flujo de masa que ingresa es idéntico al flujo de masa que sale, tal como se muestra en la ecuación 1, que para nuestro caso particular sería:

$$\dot{m}_{entrada} = \dot{m}_{MP.ent} + \dot{m}_{vap.eje} + \dot{m}_{vap.chaq} \dots\dots\dots (7)$$

$$\dot{m}_{salida} = \dot{m}_{MP.sal} + \dot{m}_{cond.eje} + \dot{m}_{cond.chaq} \dots\dots (8)$$

Donde:

$\dot{m}_{MP.ent}$  : Flujo de ingreso de materia prima a las cocinas

$\dot{m}_{vap.eje}$  : Flujo de vapor al eje de las cocinas

$\dot{m}_{vap.chaq}$  : Flujo de vapor a las chaquetas de las cocinas

$\dot{m}_{MP.sal}$  : Flujo de salida de materia prima de las cocinas

$\dot{m}_{cond.eje}$  : Flujo de condensado del eje de cocinas

$\dot{m}_{cond.chaq}$  : Flujo de condensado de las chaquetas de las cocinas

Si sustituimos las ecuaciones 8 y 7 en 1, se obtiene:

$$\dot{m}_{MP.ent} + \dot{m}_{vap.eje} + \dot{m}_{vap.chaq} = \dot{m}_{MP.sal} + \dot{m}_{cond.eje} + \dot{m}_{cond.chaq} \dots\dots (9)$$

El flujo másico de vapor entrante es totalmente igual que el condensado saliente, entonces:

$$\dot{m}_{vap.eje} + \dot{m}_{vap.chaq} = \dot{m}_{cond.eje} + \dot{m}_{cond.chaq} \dots\dots (10)$$

$$\dot{m}_{vap.} = \dot{m}_{cond.} \dots\dots (11)$$

El flujo másico de materia prima entrante es igual a la materia prima saliente, entonces:

$$\dot{m}_{MP.} = \dot{m}_{MP.ent} = \dot{m}_{MP.sal} \dots\dots (12)$$

## B. Balance de energía

Se aplica el balance de energía para encontrar el flujo de vapor usado el proceso de cocinado de la anchoveta, en base al VC siguiente:

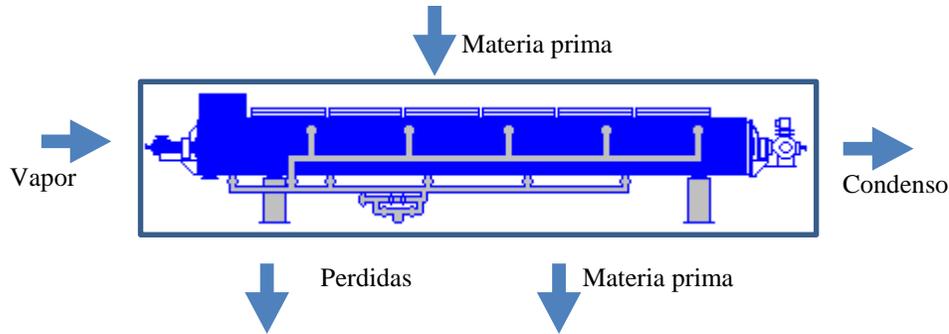


Figura 19. Volumen de control cocina de anchoveta

Fuente: Elaboración propia

Usando la primera ley de la termodinámica en el VC de la figura 5:

$$Q + W = \dot{m}_{MP.ent}h_2 + \dot{m}_{cond.}h_4 - \dot{m}_{vap.}h_1 - \dot{m}_{MP.sal}h_5 \dots (13)$$

Ya que el VC no realiza trabajo, solucionando la ecuación tenemos:

$$Q = [\dot{m}_{vap.}(h_1 - h_4)] - [\dot{m}_{MP.}(h_5 - h_2)]$$

$$[\dot{m}_{vap.}(h_{fg. pres. op.})] = [\dot{m}_{MP.}(h_5 - h_2)] + Q \dots (14)$$

*Energía del vapor entrada = Calor de cocción MP + Calor perdido*

### C. Calor de cocción de materia prima

Usando la ecuación 6, encontraremos la energía necesaria para cocinar el pescado con la ecuación:

$$\dot{q}_{coc. anch.} = \dot{m}_{MP.} X C_{p_{anch.}} X (T_{coc} - T_{ing. anch.}) \dots (15)$$

Donde

$\dot{q}_{coc. anch.}$  : Calor necesario para el cocinado de la anchoveta, W

$\dot{m}_{MP.}$  : Flujo másico de anchoveta en las cocinas, kg/h

$C_{p_{anch.}}$  : Calor específico de la anchoveta, kJ/kg°C

$T_{coc}$  : Temperatura de cocinado de la anchoveta, °C

$T_{ing. anch.}$  : Temperatura de ingreso de la anchoveta a las cocinas, °C

#### D. Calor perdido por convección

Es el tipo de calor que se envía al ambiente sin poder evitarlo, pero si controlar y disminuir al mínimo esta pérdida, guiándonos de la siguiente imagen.

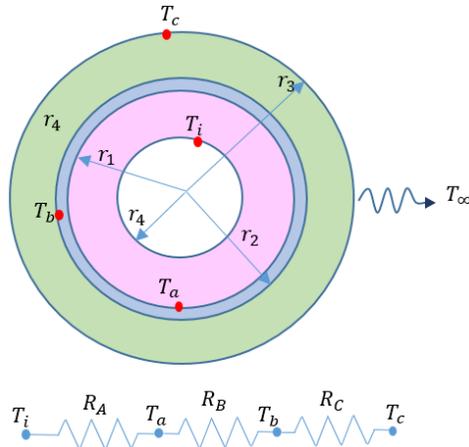


Figura 20. Circuito de resistencia térmica al paso de calor en cocinas

Fuente: Elaboración propia

En el cálculo de estas pérdidas ayudaran estas ecuaciones:

$$\dot{q}_{conv} = \frac{T_1 - T_4}{R_a + R_b + R_c} \dots \dots \dots (16)$$

$$R_a = \frac{1}{2 \times \pi \times L \times r_1 \times h} \dots \dots \dots (17)$$

$$R_b = \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \times \pi \times L \times k_{ace}} \dots \dots \dots (18)$$

$$R_c = \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \times \pi \times L \times k_{ais}} \dots \dots \dots (19)$$

Donde

$\dot{q}_{conv}$  : Flujo de calor perdido por convección, W

$T_1$  : Temperatura en la cámara, °C

$T_4$  : Temperatura superficie aislamiento térmico, °C

$r_1$  : Radio interior cámara vapor, m

$r_2$  : Radio exterior cámara vapor, m

$r_3$  : Radio exterior aislante, m

$h$  : Coeficiente convectivo, W/m<sup>2</sup>°C

$k_{ace}$  : Conductividad térmica acero, W/m°C

$k_{ais}$  : Conductividad térmica aislante W/m°C

- Coeficiente de convección (h): Para hallar este coeficiente en la cámara de vapor, usamos la definición del número de Nusselt.

$$h = \frac{Nu k_{vap}}{D_{cv}} \dots\dots (20)$$

Donde

Nu : Numero de Nusselt (adimensional)

h : Coeficiente convectivo, W/m<sup>2</sup>°C

$k_{vap}$ : Conductividad térmica fluido, W/m°C

$D_{cv}$ : Diámetro cámara de vapor, m

- Numero de Nusselt: “Para calcular el número de Nusselt en un flujo completamente desarrollado en tubos lisos, se recomienda utilizar las ecuaciones de Gnielinski.” (Holman, 1998)

$$Nu = 0.0214(Re^{0.8} - 100)Pr^{0.4} \dots\dots (21)$$

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

$$Nu = 0.012(Re^{0.87} - 280)Pr^{0.4} \dots\dots\dots(22)$$

Para  $1.5 < Pr < 300$  ,  $3000 < Re < 10^6$

$$Re = \frac{D_{cv} \times Gmax}{\mu} \dots\dots\dots(23)$$

$$Gmax = \frac{Q_{vapor}}{A_{libre}} \dots\dots\dots (24)$$

$$Pr = \frac{\mu \times Cp}{k} \dots\dots\dots (25)$$

Donde

$Nu$  : Numero Nusselt, adimensional

$k_{vap}$  : Conduc. térmico fluido, W/m°C

$D_{cv}$  : Diámetro cámara de vapor, m

$Re$  : Numero Rey nolds, adimensional

$Gmax$ : Velocidad del vapor por el área libre, m/s

$Pr$  : Numero Prandtl, adimensional

$\mu$  : Viscosidad dinámica del fluido, kg.s/m<sup>2</sup>

$Cp$  : Calor específico del fluido, kJ/kg.°C

$Q_{vap}$ : Caudal de vapor, m<sup>3</sup>/s

$A_{libre}$ : Area libre, m<sup>2</sup>

### E. Calor perdido por radiación

“Cuando una superficie a temperatura T1 (superficie exterior de la cocina) está completamente rodeada por otra superficie mucho más grande a temperatura T2 (medio ambiente), la transferencia de calor por radiación se reduce utilizando la siguiente fórmula.” (Holman, 1998)

$$q_{rad} = \varepsilon_{Ace} \sigma A_{sup.} (T_4^4 - T_{Amb}^4) \dots \dots \dots (26)$$

Donde

$q_{rad}$  : Calor perdido por radiación, W

$T_4$  : Temperatura superficie de aislamiento, °C

$T_{Amb}$  : Temperatura ambiente, °C

$\varepsilon_{Ace}$  : Emisividad acero inox, adimensional

$\sigma$  : Constante Stefan-Boltzmann,  $5.669 \times 10^{-8}$  W/m<sup>2</sup> K<sup>4</sup>

$A_{sup.}$  : Área de la superficie exterior de la cocina, m<sup>2</sup>

#### F. Calor total requerido en cocinas

El calor total de las cocinas se determina por la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_{tot. coc.} = \dot{q}_{coc. anch.} + \dot{q}_{conv} + \dot{q}_{rad} \dots \dots \dots (27)$$

Donde

$\dot{Q}_{tot. coc.}$  : Calor total requerido por las cocinas, W

#### G. Vapor requerido en cocinas

La cantidad de vapor necesario para complacer la demanda de vapor de las cocinas se hallará igualando los primeros miembros de las ecuaciones 14 y 27:

$$\dot{Q}_{tot. coc.} = \dot{m}_{vap.} (h_{fg. pres. op.})$$

$$\dot{m}_{vap.} = \frac{\dot{Q}_{tot. coc.}}{(h_{fg. pres. op.})} = \frac{\dot{q}_{coc. anch.} + \dot{q}_{conv} + \dot{q}_{rad}}{(h_{fg. pres. op.})} \dots \dots \dots (28)$$

Donde

$\dot{m}_{vap.}$  : Flujo másico de vapor en cocinas, kg<sub>vap</sub>/h

$h_{fg. pres. op.}$  : Entalpia de vapor. a la presión de trabajo de cocinas, kJ/kg

## H. Flujo de combustible equivalente en cocinas

Para el cálculo de la equivalencia del consumo de combustible, aplicaremos la ecuación de eficiencia de caldero por método directo, despejando combustible obtenemos:

$$\dot{m}_{comb} = \frac{\dot{Q}_{tot. coc.}}{\eta_{cald} \times PCI_{r500} \times 4.18} \dots\dots\dots (29)$$

$\dot{m}_{comb}$  : Flujo másico residual 500, kg/h

$\eta_{cald}$  : Eficiencia de caldera, %

$PCI_{r500}$  : Poder calorífico inferior del residual 500, 10120 kcal/kg

### 2.5.2. BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN EQUIPOS SECADORES

En la zona de secado hay 3 etapas primordiales, una es la homogenización de tortas a diferentes temperaturas a cargo de secadores rotadisk, la segunda etapa es la de secado primario a cargo de secadores rotatubos y la tercera etapa es la de secado final con 2 secadores SRI. Los dos primeros tipos de equipos son a vapor indirecto y el tercero a través de aire caliente.

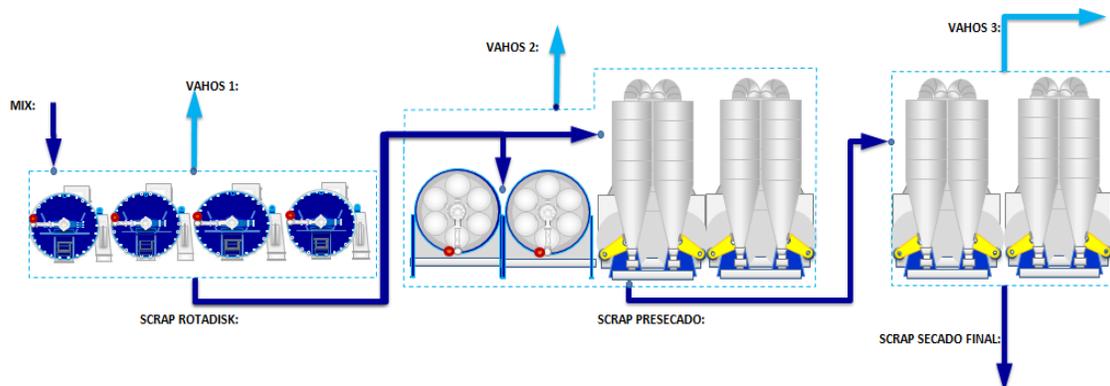


Figura 21. Etapas de secado en la planta copeinca Chimbote

Fuente: Elaboración propia

## A. Calculo de harina procesada

Para poder hallar la cantidad de harina producida, nos apoyaremos en la fórmula de la ratio de producción:

$$\dot{m}_{harina} = \frac{V_{planta}}{ratio_{harina}} \dots\dots\dots (30)$$

Donde

$\dot{m}_{harina}$  : Harina procesada, Ton/h

$ratio_{harina}$  : Velocidad de planta, Ton/h

## B. Calculo de solidos grasos

Los sólidos grasos se hallan mediante las siguientes ecuaciones:

$$\%SG_{Scrap Sf.} = 100 - \%H_{Scrap Sf.} \dots\dots\dots (31)$$

$$SG_{crap Sf} = \frac{\%SG_{Scrap Sf.} \cdot \dot{m}_{harina}}{100} \dots\dots\dots (32)$$

$$\%SG_{scrap P.} = 100 - \%H_{scrap P.} \dots\dots\dots (33)$$

$$SG_{scrap P.} = \frac{SG_{Scrap Sf.}}{(\%SG_{scrap P.}/100)} \dots\dots\dots (34)$$

$$\%SG_{scrap R.} = 100 - \%H_{scrap R.} \dots\dots\dots (35)$$

$$SG_{scrap R.} = \frac{SG_{Scrap Sf.}}{(\%SG_{scrap R.}/100)} \dots\dots\dots (36)$$

$$\%SG_{K.M.} = 100 - \%H_{K.M.} \dots\dots\dots (37)$$

$$SG_{K.M.} = \frac{SG_{Scrap Sf.}}{(\%SG_{K.M.}/100)} \dots\dots\dots (38)$$

Donde

$\dot{m}_{harina}$  : Harina procesada, ton/h

$\%H_{Scrap Sf.}$  : Porcentaje de hum. de la harina, %

$\%SG_{Scrap Sf.}$ : Porcentaje de solidos grasos de la harina, %

- $SG_{crap Sf}$  : Solidos grasos de la harina, ton/h
- $\%H_{scrap P.}$  : Porcentaje de humedad scrap presecado, %
- $\%SG_{scrap P.}$ : Porcentaje de solidos grasos scrap presecado, %
- $SG_{scrap P.}$  : Solidos grasos del scrap presecado, ton/h
- $\%H_{scrap R.}$  : Porcentaje de humedad scrap rotadisk, %
- $\%SG_{scrap R.}$ : Porcentaje de solidos grasos scrap rotadisk, %
- $SG_{scrap R.}$  : Solidos grasos del scrap rotadisk, ton/h
- $\%H_{K.M.}$  : Porcentaje de humedad de keke mix, %
- $\%SG_{K.M.}$ : Porcentaje de solidos grasos de keke mix, %
- $SG_{K.M}$  : Solidos grasos de keke mix, ton/h

**C. Agua evaporada en equipos de secado**

Guiándonos de la figura 7, la cantidad de agua evaporada en los equipos de homogenización, presecado y secado final se hallarán con las siguientes ecuaciones:

$$\dot{m}_{evap. rtd} = SG_{K.M} - SG_{scrap R.} \dots \dots \dots (39)$$

$$\dot{m}_{evap. rtb} = SG_{scrap R.} - SG_{scrap P.} \dots \dots \dots (40)$$

Donde

$\dot{m}_{evap. rtd}$  : Flujo más. de agua evap. de homogeneizador rotadisco, kg ag. evap. /h

$\dot{m}_{evap. rtb}$  : Flujo más. de agua evap. de secador primario rotatubos, kg ag. evap. /h

**D. Demanda de vapor en secadores de vapor indirecto**

Para que podamos hallar la demanda de vapor necesaria para los homogeneizadores y secadores primarios nos apoyaremos en la eficiencia térmica de los equipos el cual es un

dato brindado por la empresa fabricante, que no es más que la cantidad de vapor necesaria para poder evaporar un kilogramo de agua, y su ecuación es la siguiente:

$$\eta_{term} = \frac{\text{consumo vapor}}{\text{capacidad de evaporacion}}$$

Que logrando despejar lo que necesitamos obtendríamos:

$$\dot{m}_{vap} = \dot{m}_{evapo} * \eta_{term} \dots\dots\dots (41)$$

Donde

- $\dot{m}_{vap}$  : Flujo másico de vapor demandado por secador, kg<sub>vap.</sub>/h
- $\dot{m}_{evapo}$  : Flujo másico de agua evaporada por secador, kg<sub>agua evap.</sub>/h
- $\eta_{term}$  : Eficiencia térmica de los equipos de secado, kg<sub>vap.</sub>/ kg<sub>agua evap.</sub>

**E. Demanda de flujo de calor en cada equipo de secado de vapor indirecto**

Para el cálculo de la demanda de energía en forma de calor que se necesita en los equipos de secado, haremos uso de la fórmula de transferencia de calor, la cual nos indica la multiplicación del flujo de vapor de ingresa al equipo por la entalpia de evaporación a la presión de trabajo del equipo, que se expresa en la siguiente ecuación:

$$\text{Demanda energetica} = \dot{q} = \dot{m}_{vap} * h_{fg} \dots\dots\dots (42)$$

Donde

- $\dot{m}_{vap}$  : Flujo másico de vapor demandado por secador, kg<sub>vap.</sub>/h
- $h_{fg}$  : Entalpia de vaporización de vapor a presión de trabajo, kJ/kg

### 2.5.3. BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN PAMA

En el área de PAMA consiste en muchos procesos anteriormente mencionados y descritos, en esta parte del estudio nos dedicaremos al proceso donde requiere vapor, para realizar los balances necesarios.

En la sala de licores PAMA donde se encuentran los equipos de separación y centrifugado llegan las espumas recuperadas de procesos anteriores como la trampa de grasa y celda DAF, pero antes de ingresar a sala antes mencionada, las espumas ingresan a un “coagulador” el cual será nuestro VC donde también se inyecta vapor de agua y se mezclan ambos productos con el fin de obtener la temperatura más próxima de los 100°C.

#### A. Balance de masa

Nuestro volumen de control será el coagulador y definimos sus ingresos y salidas de materia en este

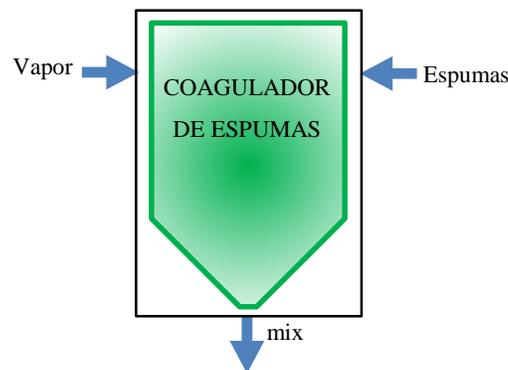


Figura 22. Volumen de control-intercambiador de calor a vapor directo

Fuente: Elaboración propia

$$\dot{m}_{mix} = \dot{m}_{espumas} + \dot{m}_{vap\ espu}.....(43)$$

Donde

$\dot{m}_{mix}$  : Flujo másico de combinación de espuma y vapor, kg/h

$\dot{m}_{espumas}$  : Flujo másico de espumas, kg/h

$\dot{m}_{vap\ espu}$ : Flujo de vapor para calentar las espumas, kg<sub>vap</sub>. /h

## B. Balance de energía

La demanda de calor necesaria para que el coagulador caliente eficientemente las espumas, se encontraran en base a la suma del calor que necesitan las espumas y las pérdidas de convección y radiación del equipo.

$$\dot{Q}_{tot\ esp} = \dot{Q}_{cal\ esp} + \dot{Q}_{perd} \dots\dots\dots (44)$$

Donde

$\dot{Q}_{tot\ esp}$  : Calor total demandado por el coagulador, kJ/h

$\dot{Q}_{cal\ esp}$  : Calor necesario para el calentamiento de las espumas, kJ/h

$\dot{Q}_{perd}$  : Calor de pérdidas al ambiente, kJ/h

## C. Demanda de calor para espumas

Por cálculo de transferencia de calor y a partir de la ecuación 6 tenemos:

$$\dot{Q}_{cal\ esp} = \dot{m}_{esp} \times C_{p\ esp} \times (T_f - T_i) \dots\dots\dots (45)$$

Donde

$\dot{Q}_{cal\ esp}$  : Calor necesario para el calentamiento de las espumas, kJ/h

$\dot{m}_{esp}$  : Flujo masico de espuma, kg/h

$C_{p\ esp}$  : Calor especifico de la espuma, kJ/kg°C

$T_f$  : Temperatura final de espuma, °C

$T_i$  : Temperatura inicial de espuma, °C

## D. Pérdida de calor por convección y radiación

En el siguiente cálculo de la pérdida de energía calórica por convección y radiación nos apoyaremos en la ecuación de transferencia de calor:

$$\dot{Q}_{perd} = A * U * (T_f - T_i) \dots \dots \dots (46)$$

$A$  : Área de transf. de calor, m<sup>2</sup>

$U$  : Coef. global de transf., kW/°C.m<sup>2</sup>

$T_f$  : Temp. final del aire, °C

$T_i$  : Temp. inicial del aire, °C

Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor:

$$U = 8.4 + 0.06(T_{ais} - T_{ini}) \dots \dots \dots (47)$$

Donde

$T_{ais}$  : Temp. en el aislamiento, °C

$T_{ini}$  : Temp. inicial del equipo, °C

## 2.6. GENERACIÓN DE VAPOR FLASH

### 2.6.1. VAPOR FLASH

El término "Vapor Flash" se utiliza para describir el vapor que se forma a partir del condensado caliente cuando experimenta una disminución en la presión. En realidad, el Vapor Flash no difiere significativamente del vapor normal; simplemente es un término conveniente que se emplea para explicar el proceso mediante el cual se genera vapor a partir del condensado caliente al reducir la presión. Exactamente, el condensado de alta temperatura contiene una gran cantidad de energía que no puede mantenerse en estado líquido bajo presiones más bajas, ya que posee una energía total mayor que la necesaria para mantenerse como agua saturada a esa presión menor." (TLV, s.f.)

## 2.6.2. COMO SE GENERA EL VAPOR FLASH

"El vapor flash se produce debido a las variaciones del punto de saturación del agua según la presión. Por ejemplo, el punto de saturación del agua a presión atmosférica es de 100 °C, mientras que a 1.0 barg es de 184 °C. El fenómeno ocurre cuando el condensado, que se encuentra bajo presión a 184 °C, se libera hacia la atmósfera. Dado que el condensado contiene una cantidad significativa de energía (entalpía) para permanecer únicamente en estado líquido, una parte del mismo se evapora, lo que a su vez provoca una disminución en la temperatura del condensado restante hasta alcanzar una presión de saturación." (TLV, s.f.)

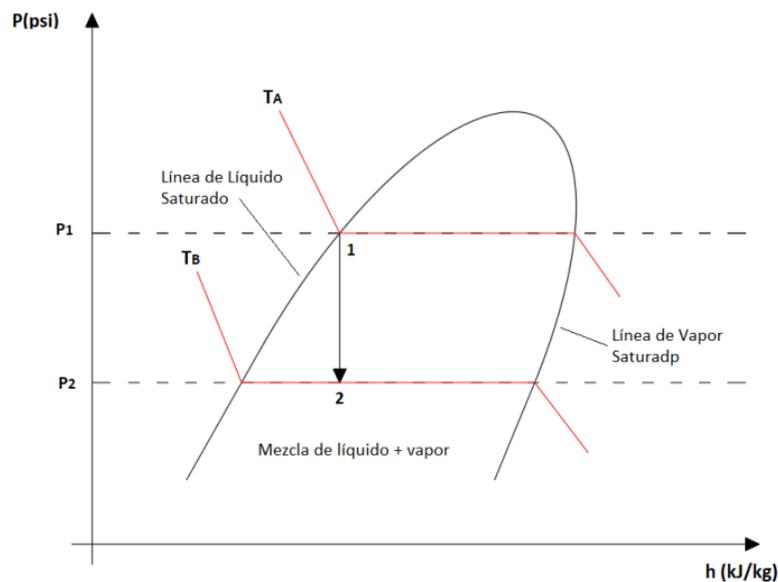


Figura 23. Formación de vapor flash por caída de presión

Fuente: Cengel, Y., & Boles, M. (2012)

### 2.6.3. CALCULO DE VAPOR FLASH GENERADO

De la figura 9 podemos determinar el porcentaje de vapor flash que se genera en base a la cantidad de condensado que está ingresando:

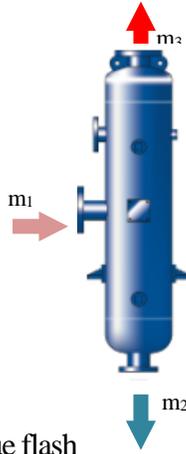


Figura 24. Volumen de control tanque flash

Fuente: Elaboración propia

$$x = \frac{\dot{m}_3}{\dot{m}_2 + \dot{m}_3} \dots \dots \dots (48)$$

Donde

$x$  : Fracción de vapor flash generado

$\dot{m}_3$  : Flujo másico de vapor flash,  $\text{kg}_{\text{vap. flash}}/\text{h}$

$\dot{m}_2$  : Flujo másico de condensado a baja presión,  $\text{kg}_{\text{cond}}/\text{h}$

Por principios de la conservación de la materia nosotros conocemos que:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 + \dot{m}_3 \dots \dots \dots (49)$$

Donde

$\dot{m}_1$  : Flujo masico de condensado a alta presión,  $\text{kg}_{\text{cond}}/\text{h}$

Entonces reemplazando la ecuación 49 en 48 obtenemos:

$$x = \frac{\dot{m}_3}{\dot{m}_1} = \frac{h_{f1} - h_{f2}}{h_{fg2}} \dots \dots \dots (50)$$

Sabemos también por termodinámica que la calidad de una combinación de líquido vapor se relacionan con sus entalpías:

$$h_{f1} = h_2 = h_{f2} + x(h_{fg2}) \dots \dots \dots (51)$$

Reemplazando la ecuación 50 en 51 y despejando el flujo másico de vapor tenemos:

$$h_2 = h_{f2} + \frac{\dot{m}_3}{\dot{m}_1} (h_{fg2})$$

$$\dot{m}_3 = \frac{\dot{m}_1 * (h_{f1} - h_{f2})}{h_{fg2}} \dots \dots \dots (52)$$

Donde

$h_{f1}$  : Entalpia de líquido saturado a presión 1 (mayor presión), kJ/kg

$h_{f2}$  : Entalpia de vapor saturado a presión 2 (menor presión), kJ/kg

$h_{fg2}$ : Entalpia de vaporización a presión 2, kJ/kg

#### 2.6.4. ENERGÍA CUANTIFICADA DEL VAPOR FLASH

##### A. Calor máximo a entregar

La cantidad máxima de calor latente definida por “ $Q_1$ ” que podría entregar el vapor flash es definida por la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_1 = \dot{m}_3 * h_3$$

Y sabiendo que  $h_3 = h_{g2}$  entonces:

$$\dot{Q}_1 = \dot{m}_3 * h_{g2} \dots \dots \dots (53)$$

Donde

$\dot{Q}_1$  : Flujo de calor latente máximo a entregado por el vapor flash, kJ/h

$h_{g2}$  : Entalpia de vapor saturado a presión 2 (baja presión), kJ/kg

## B. Potencia de caldera ganada

Con esta ecuación se determina los BHP que ganamos al reutilizar los condensados:

$$PC_{ganado} = \frac{\dot{m}_3 * (h_3 - h_2)}{35318}$$

Sabiendo que  $h_3 - h_2 = h_{fg2}$  entonces tenemos:

$$PC_{ganado} = \frac{\dot{m}_3 * h_{fg2}}{35318} \dots \dots \dots (54)$$

Donde

$PC_{ganado}$  : Potencia de caldera ganado, BHP

$\dot{m}_3$  : Flujo másico de vapor flash, kg<sub>vap. flash</sub>/h

$h_{fg2}$  : Entalpia de vaporización a presión 2, kJ/kg

## C. Flujo másico de combustible equivalente

Para el cálculo del equivalente de potencia ganada en combustible, se usará la siguiente formula:

$$\dot{m}_c = \frac{\frac{\dot{m}_3 * h_{fg2}}{\eta_{cald} * PCI_{r500}} * 100\%}{\rho_{r500}} \dots \dots \dots (55)$$

Donde

$\dot{m}_c$  : Flujo masico de combustible residual 500

$\eta_{cald}$  : Eficiencia de caldera (85%)

$PCI_{r500}$  : Poder calorífico inferior de residual 500, 41030 kJ/kg

$\rho_{r500}$  : Densidad del residual 500, 3.675 kg/gal

## 2.7. DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES FLASH

### 2.7.1. TANQUE FLASH

Suelen ser llamados también como tanques de revaporización, son utilizados para poder dividir correctamente el condensado del vapor flash. Su fabricación suele ser de la forma de una gran capsula alargada verticalmente, el cual cuenta con un ingreso lateral del condensado y dos salidas, una en la tapa superior para la salida del vapor flash y otro en la tapa inferior para la expulsión del condensado a baja presión.

### 2.7.2. VOLUMEN DE TANQUE FLASH

"Al calcular las dimensiones del tanque flash, se sugiere comenzar por determinar su volumen, el cual debe ser igual o mayor al volumen de la mezcla que fluye por el tanque en un segundo. Matemáticamente, esto se expresa como:" (Ahlgren, 1991)

$$V_{TK} \geq \frac{\dot{m}_1 * v_{vc}}{3600} \dots\dots\dots (56)$$

Donde

$\dot{m}_1$  : Flujo másico entrante de condensado al tanque flash, en kg/h

$V_{TK}$  : Volumen del tanque flash, en m<sup>3</sup>

$v_{vc}$  : Volumen específico de la mezcla vapor/condensado, en m<sup>3</sup> /kg

### 2.7.3. DIÁMETRO INTERNO DE TANQUE FLASH

"La dimensión más crucial es el diámetro interior. Esta medida resulta crítica, debido a que un tamaño apropiado contribuye a mantener una velocidad de combinación óptima, evitando así el arrastre de condensado junto al vapor flash producido." (Armstrong, 1998)

Una vez conociendo el volumen del tanque flash, podemos calcular el diámetro interno del tanque con la ayuda de la siguiente ecuación:

$$D_{TK} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{TK}}{\pi \cdot v_{mez}}} \dots\dots\dots (57)$$

Donde

$D_{TK}$  : Diámetro de tanque flash, m.

$V_{TK}$  : Volumen del tanque flash, m<sup>3</sup>

$v_{mez}$  : Velocidad de combinación en el interior del tanque flash, m/s

La importancia del valor de la velocidad de la mezcla radica en su influencia sobre el arrastre de condensado en el vapor flash. Se sugiere que se mantenga un valor de 0.6 m/s para lograr una adecuada separación entre vapor y agua. Un valor reducido de velocidad conlleva a la necesidad de construir tanques flash más grandes, lo que implica mayores costos. Por esta razón, se fabrican tanques flash más pequeños que permiten alcanzar velocidades máximas de hasta 3 m/s. (Ahlgren, 1991)

Mediante esta ecuación, será posible calcular la máxima velocidad de combinación. Al diseñar tanques con una velocidad mayor a la recomendada, surgirán problemas de arrastre de líquido saturado. Es esencial evitar superar dicha velocidad para garantizar un funcionamiento óptimo del sistema. (Wankat, 2008)

$$v_{max. mez.} = k_{TK} * \sqrt{\frac{\rho_f - \rho_g}{\rho_g}} \dots\dots\dots (58)$$

Donde

$v_{max. mez.}$  : Velocidad máxima de combinación, ft/s

$\rho_f$  : Densidad liquido saturado, kg/m<sup>3</sup>

$\rho_g$  : Densidad vapor saturado, kg/m<sup>3</sup>

$k_{TK}$  : Constante empírica varía según el tanque

Se sabe que  $k_{TK}$  es una constante que depende del tanque pero en 1984 Blackwell encontró una correlación para determinar el valor de dicha constante: (Wankat, 2008)

$$K_{tk} = \exp[A + B(\ln F_{lv}) + C(\ln F_{lv})^2 + D(\ln F_{lv})^3 + E(\ln F_{lv})^4] \dots \dots \dots (59)$$

Sabiendo que:

$$F_{lv} = \frac{\dot{m}_2}{\dot{m}_3} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_f}} \dots \dots \dots (60)$$

Donde

$\dot{m}_2$  : Flujo másico de líquido saturado, kg/h

$\dot{m}_3$  : Flujo másico de vapor saturado, kg/h

Los valores de las constantes son

$$A = - 1.8774780970$$

$$B = - 0.8145804597$$

$$C = - 0.1870744085$$

$$D = - 0.0145228667$$

$$E = 0.0010148518$$

Se tiene también como información previa al cálculo que el valor promedio obtenido de  $K_{tk}$  esta entre 0.1 y 0.35.

#### 2.7.4. ALTURA DEL TANQUE FLASH

LA medida de la altura del tanque flash es dependiente de 3 alturas según se muestra en la figura 11.

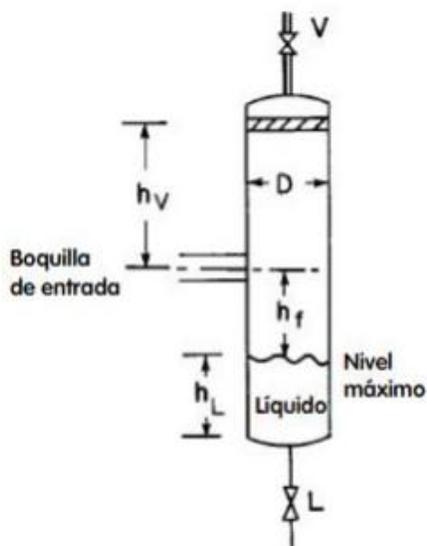


Figura 25. Medidas de un tanque flash

Fuente: Wankat, 2008

$$H = H_F + H_L + H_V \dots \dots \dots (61)$$

Donde

$H$  : Altura general tanque flash, m

$H_F$  : Altura intermedia del tanque, m

$H_L$  : Profundidad del líquido, m

$H_V$  : Altura de tanque por encima de tubería de ingreso de condensado, m

La profundidad del líquido la determinamos con la siguiente ecuación:

$$H_L = \frac{V_{res}}{\frac{\pi * D_{TK}^2}{4}} \dots \dots \dots (62)$$

Donde

$D_{TK}$  : Diámetro del tanque flash, m

$V_{res}$  : Volumen reserva de condensado que se considere, m<sup>3</sup>

La altura intermedia del tanque la determinamos con la siguiente ecuación:

$$H_F = 0.3048 + \frac{D_{TK}}{2} \dots\dots\dots (63)$$

De la misma forma la altura del tanque por encima de la entrada del condensado la determinamos con la siguiente expresión:

$$H_V = 0.9144 + \frac{D_{TK}}{2} \dots\dots\dots (64)$$

Para que podamos comprobar que los valores de las alturas halladas son correctos se debe cumplir la siguiente ecuación:

$$3 < \frac{H}{D_{TK}} < 5$$

En los casos que la división de como respuesta valores menos a 3, entonces se debe elevar el volumen de reserva, para evitar líquidos. En el caso que el valor sea mayor a 5 entonces se debe pensar en una velocidad de combinación más baja o utilizar un tanque flash de otra disposición y características.

### 2.7.5. DIÁMETRO DE INGRESO DE CONDENSADO

Se hallará el diámetro de la tubería de entrada de condensado al tanque con la ayuda de la siguiente expresión:

$$D_{ec} = \sqrt{\frac{4 * A_{ec}}{\pi}} \dots\dots\dots (65)$$

$$A_{ec} = \frac{\dot{m}_1 * v_c}{v_{cond}} \dots\dots\dots (66)$$

$$v_{vc} = v_c * (1 - F) + v_v * F \dots\dots\dots (67)$$

Donde

$D_{ec}$  : Diámetro entrada de condensado al tanque flash, m

$A_{ec}$  : Área de la tubería de ingreso, m<sup>2</sup>

$\dot{m}_1$  : Flujo masico de condensado de entrada, kg/h

$v_{vc}$  : Volumen especifico de mezcla vapor condensado, m<sup>3</sup>/kg

$v_c$  : Volumen especifico de condensado, m<sup>3</sup>/kg

$v_v$  : Volumen especifico de vapor, m<sup>3</sup>/kg

$v_{cond}$ : Velocidad de condensado, 1.5 m/s según recomendación de MOTT

$F$  : Porcentaje de vapor flash, %

### 2.7.6. DIÁMETRO DE SALIDA DE VAPOR FLASH

Hallaremos la medida diametral del pico de salida de vapor flash del tanque usando las siguientes ecuaciones:

$$D_{sv} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{sv}}{\pi}} \dots \dots \dots (68)$$

$$A_{sv} = \frac{\dot{m}_3 \cdot v_v}{v_{vap}} \dots \dots \dots (69)$$

Donde

$D_{sv}$  : Diámetro tubería salida de vapor flash, m

$A_{sv}$  : Area del tubo de expulsión de vapor, m<sup>2</sup>

$\dot{m}_3$  : Flujo masico de vapor de salida, kg/h

$v_v$  : Volumen especifico de vapor a 15 psi, m<sup>3</sup>/kg

$v_{vap}$  : Velocidad de salida del vapor, 20 m/s Según recomendación de Morse M.

### 2.7.7. DIÁMETRO DE SALIDA DE CONDENSADO

Usando las siguientes ecuaciones, determinaremos la medida diametral del pico de salida de condensado del tanque:

$$D_{sc} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{sc}}{\pi}} \dots\dots\dots (68)$$

$$A_{sc} = \frac{\dot{m}_2 \cdot v_c}{v_{s.cond}} \dots\dots\dots (69)$$

Donde

$D_{sc}$  : Diámetro tubería salida de condensado a baja presión, m

$A_{sc}$  : Área del tubo de evacuación de condensado, m<sup>2</sup>

$\dot{m}_2$  : Flujo másico de condensado de salida, kg/h

$v_c$  : Volumen específico de condensado a 15 psi, m<sup>3</sup>/kg

$v_{s.cond}$ : Velocidad de salida del condensado del tanque flash, 1.5 m/s recom. MOTT

## 2.8. INDICADORES DE DESEMPEÑO

### 2.8.1. INDICADOR ENERGÉTICO

El indicador energético relaciona la energía total utilizada en forma de calor durante toda la producción y la cantidad de harina producida, se denota por la siguiente ecuación:

$$I.E. = \frac{\text{Flujo de calor utilizado}}{\text{Toneladas de harina producida}} \dots\dots\dots (70)$$

Donde

$I.E.$  : indicador energético, kJ/ton harina

Flujo de calor utilizado, kJ/h

Toneladas de harina producida, ton /h

### 2.8.2. INDICADOR TECNICO

El indicador técnico establece una conexión entre la cantidad de combustible utilizada durante todo el proceso productivo y las toneladas de harina generada. Esto se representa mediante la siguiente ecuación.:

$$I.T. = \frac{\dot{m}_{comb}}{\text{Toneladas de harina producida}} \dots\dots\dots (71)$$

Donde

*I.T.* : indicador técnico, Gal/ton harina

$\dot{m}_{comb}$ : Flujo masico de combustible usado, Gal/h

### 2.8.3. INDICADOR ECONOMICO

El indicador económico establece una conexión entre el costo de combustible utilizado durante el proceso productivo y las toneladas de harina generada, se denotada por la siguiente ecuación:

$$I.E. = \frac{\text{U\$ por combustible consumido}}{\text{Toneladas de harina producida}} = I.T.* \text{costo comb.} \dots\dots\dots (72)$$

Donde

*I.E.* : indicador económico, U\$/ton harina

Costo combustible, U\$/Gal

### 2.8.4. INDICADOR AMBIENTAL

El Indicador Energético Ambiental es la medida de CO2 que se evita liberar al medio ambiente al reducir el consumo de combustible. Matemáticamente, puede calcularse utilizando la siguiente fórmula según Chucuya (2017).

$$I.A. = \frac{\dot{Q}_{ahorr}*(F_{em\ CO2\ r500})}{10^6*\text{toneladas harina producida}} \dots\dots\dots (73)$$

Donde

$I.A.$  : Cantidad de CO dejada de emitir,  $Ton_{CO2}/Ton_{harina}$

$\dot{Q}_{ahorr}$  : Flujo de energía ahorrado, kJ/h

$F_{em CO2 r500}$  : Factor de emisiones de CO2 del r500,  $77.4 Ton_{CO2}/TJ$

## 2.9. EVALUACIÓN ECONÓMICA

“La ingeniería económica brinda información esencial para una correcta toma de decisiones, teniendo como única y primordial función las oportunidades de inversión y la rentabilidad.” (García, 2011)

### 2.9.1. VALOR ACTUAL NETO (VAN)

“El valor actual neto es una herramienta técnica que radica en la determinación del valor de cantidades futuras de dinero en su equivalente del hoy, esta ecuación es utilizada para el cálculo:” (Baca, 2007)

$$VAN = -I + \frac{FNE_1}{(1+i)^1} + \frac{FNE_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{FNE_n}{(1+i)^n} \dots \dots \dots (74)$$

Donde

$VAN$  : Valor actual neto

$I$  : Inversión inicial

$FNE_n$ : Flujo neto de efectivo del año n, perteneciente a la ganancia neta luego de impuestos en el año n.

$i$  : Tasa mínima aceptable de rendimiento (12%)

### 2.9.2. TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

“Esta tasa nos da la seguridad de la recuperación de la inversión al transcurso del tiempo, evaluando la rentabilidad del proyecto, se determina designando un valor de cero al VAN.” (García, 2011)

Para el cálculo de la tasa nos respaldaremos en la siguiente ecuación:

$$VAN = 0 = -I + \frac{FNE_1}{(1+TIR)^1} + \frac{FNE_2}{(1+TIR)^2} + \dots + \frac{FNE_n}{(1+TIR)^n} \dots\dots\dots (75)$$

Es primordial conocer que el proyecto es viable, si se logra obtener un  $TIR > i$

### 2.9.3. PAYBACK

Indicador que nos ayuda a poder avizorar un tiempo aproximado del retorno de la inversión en base a los ahorros que esta generará, se calcula con la siguiente ecuación:

$$P = \frac{I}{FNE} \dots\dots\dots (76)$$

# **CAPÍTULO III: MATERIALES Y MÉTODOS**

### **3.1. MATERIALES**

#### **3.1.1. SUSTANCIAS**

Para el presente estudio se analizarán las siguientes sustancias:

- Materia prima: Anchoveta
- Harina de pescado
- Scrap de equipos de secado
- Petróleo R500
- Vapor saturado (vivo)
- Vapor Flash
- Condensado

#### **3.1.2. INSTRUMENTOS Y EQUIPOS DE MEDICION**

##### **A. Instrumentos propios de los equipos**

Manómetros. Instrumento para la medición de la presión interna de los equipos que trabajan con fluidos.

Termómetros. Instrumento para la medición en diferentes partes del proceso y o equipos internos.

##### **B. Instrumentos adicionales**

Pirómetro de 2 puntos. Equipo para la medición de temperatura en superficies de equipos y/o tuberías

##### **C. Instrumentos de laboratorio**

Analizador de harina. Equipo el cual brinda datos de humedad, grasas, cenizas entre otros datos respecto al scrap a lo largo del proceso.

### 3.1.3. FORMATOS

Los operadores ingresan cada hora los datos de operación de los equipos en tiempo real en los formatos que se adjuntan en los anexos N°2, N°3 y N°4

- Formato de operación de cocinas
- Formato de operación de rotadisk
- Formato de operación de Rotatubos

### 3.1.4. INVENTARIO DE EQUIPOS

#### A. CALDERAS PIROTUBULARES

La planta copeinca-Chimbote cuenta con 6 calderas y sus características se presentan en el siguiente cuadro:

Tabla 1. Datos de calderas piro tubulares, copeinca Chimbote

N° DE CALDERA	MARCA	MODELO	COMBUSTIBLE	POTENCIA (BHP)	CAP. GENERACION	# DE PASOS
Caldera N°1	JHONSTON BOILER	PFTA1200-4	R-500	1200 BHP	18780 kg/h	4
Caldera N°2	JHONSTON BOILER	PFTA1200-4	R-500	1201 BHP	18780 kg/h	4
Caldera N°3	JHONSTON BOILER	PFTA1500-4	R-500	1500 BHP	23475 kg/h	4
Caldera N°4	JHONSTON BOILER	PFTA1800-3	R-500	1800 BHP	28170 kg/h	3
Caldera N°5	JHONSTON BOILER	PFTA800-4	R-500	800 BHP	12520 kg/h	4
Caldera N°6	JHONSTON BOILER	PFTA800-4	R-500	800 BHP	12520 kg/h	4

Fuente: Elaboración propia

## B. COCINAS

La planta coepinca-chimbote cuenta con 5 cocinas para poder procesar la materia prima de manera eficiente, sus características se presentan en el siguiente cuadro:

Tabla 2. Datos de cocinas, copeinca Chimbote

CARACTERISTICAS	Cocinador N° 01	Cocinador N° 02	Cocinador N° 03	Cocinador N° 04	Cocinador N° 05
MARCA	INEMEC	INEMEC	DELINDUSTRIA	FABTECH	FABTECH
TIPO	MIXTO	MIXTO	MIXTO	MIXTO	MIXTO
CAPACIDAD (ton/h)	50	50	60	50	50
VELOCIDAD (RPM)	5	5	5	5	5
LONGITUD (m)	13	13.25	13.16	14.65	14.65
DIAMETRO (m)	1.218	1.22	1.535	1.562	1.562
TEMP. DE TRABAJO (°C)	95-98	95-98	95-98	95-98	95-98

Fuente: Elaboración propia

## C. SECADORES VAPOR INDIRECTO

Para el secado se cuenta con tres etapas de reducción de húmedas, la primera es la homogenización y se lleva a cabo con 4 secadores rotadisk que se especifican en el siguiente cuadro:

Tabla 3. Datos de secadores rotadisk, copeinca Chimbote

CARACTERISTICAS	Secador Rotadisk N° 01	Secador Rotadisk N° 02	Secador Rotadisk N° 03	Secador Rotadisk N° 04
MARCA	ATLAS FIMA	ATLAS FIMA	ATLAS FIMA	ATLAS FIMA
CAPA. DE EVAPORACION (kg <sub>ag</sub> evap/h)	3500	3500	3500	3500
LARGO (m)	9.5	9.5	9.5	9.5
DIAMETRO (m)	2.24	2.24	2.24	2.24
TIEMPO DE RESIDENCIA (min)	10	10	10	10
VELOCIDAD DEL ROTOR (RPM)	14	14	14	14
HUMEDAD DE INGRESO (%)	53-56	53-56	53-56	53-56
HUMEDAD DE SALIDA (%)	45-48	45-48	45-48	45-48
AREA DE CALEFACCION (m <sup>2</sup> )	355	355	355	355

Fuente: elaboración propia

La segunda etapa de secado es realizada por 2 equipos de secadores rotatubos y sus características se especifican en el siguiente cuadro:

Tabla 4. Datos de secadores rotatubos, copeinca Chimbote

CARACTERISTICAS	Secador Rotatubos N° 01	Secador Rotatubos N° 02
MARCA	ATLAS FIMA	ATLAS FIMA
CAPA. DE EVAPORACION (kg ag evap/h)	8000	8000
PRESION DE TRABAJO(Barg)	5	5
LONGITUD (m)	19.3	19.3
DIAMETRO (m)	3.5	3.5
AREA DE CALEFACCION (m2)	1745	1745
NUMERO DE TUBOS	192	192
VELOCIDAD DEL ROTOR (RPM)	7	7
TIEMPO DE RESIDENCIA (min)	30	30

Fuente: elaboración propia

La tercera etapa que es la de secado final está a cargo de los secadores de recirculación intensiva SRI los cuales trabajan con aire caliente aplicado de forma directa, solo utilizan vapor para la atomización del combustible, por dicha razón no las incluiremos en el presente estudio.

#### D. COAGULADORES

Tabla 5. Datos de coagulador de espumas, copeinca Chimbote

COAGULADOR	MARCA	TIPO DE IC	CAPAC.	TEMPE. DE INICIO	TEMPE FINAL	TIPO DE VAPOR	TIEMP. CALENTAMIENTO
COAGULADOR N°1	FAB. NACIONAL	IC. A VAPOR DIRECTO	14	80	100	VAPOR FLASH	CONTINUO

Fuente: elaboración propia

### 3.1.5. SISTEMA DE VAPOR Y CONDENSADO PLANTA COPEINCA-CHIMBOTE

#### A. CIRCUITO SIN EL SISTEMA DE TANQUES DE VAPOR FLASH

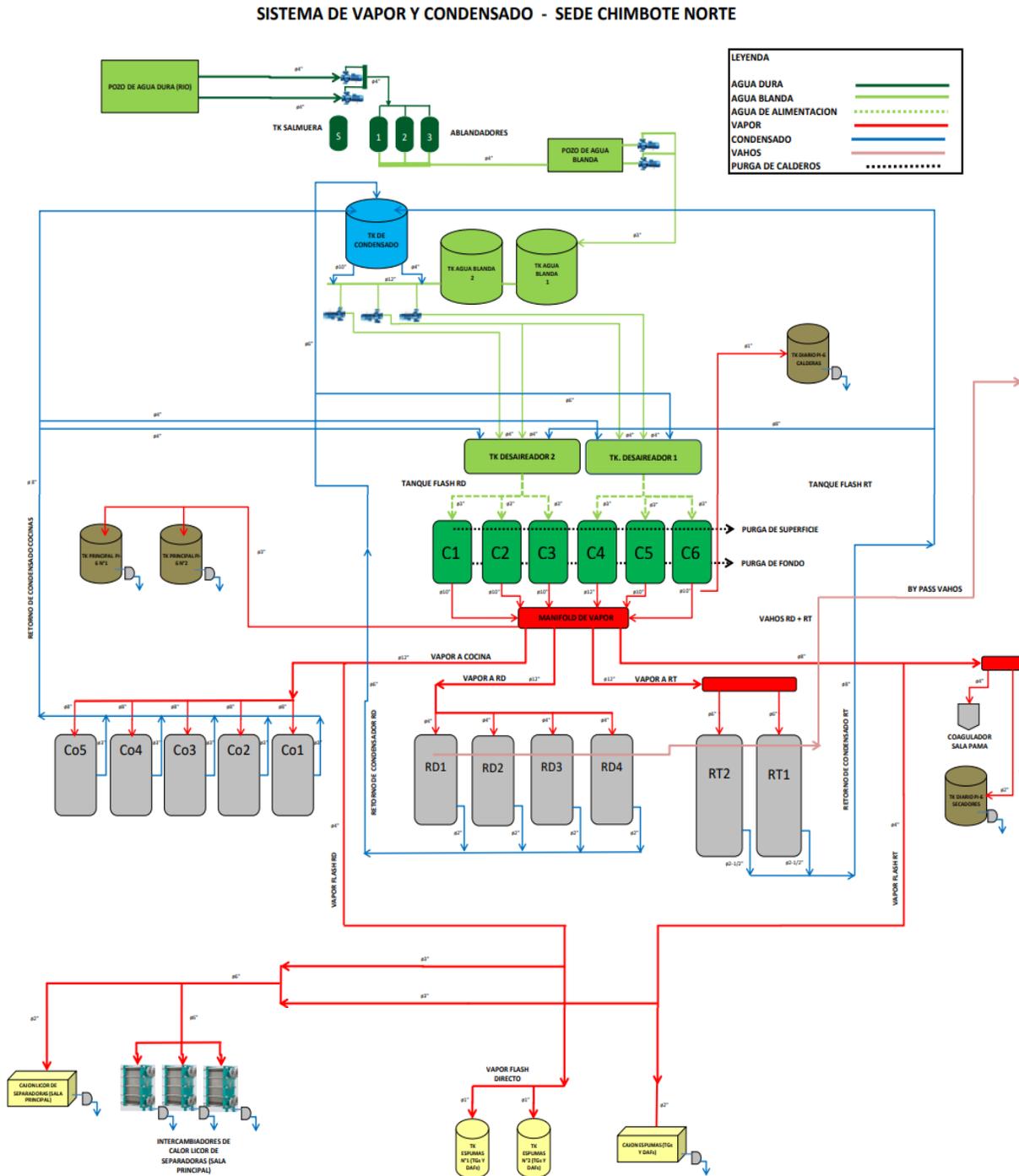


Figura 26. Sistema de vapor y condensado sin tk flash, copeinca chimbote

Fuente: elaboracion propia

## B. CIRCUITO CON EL SISTEMA DE TANQUES DE VAPOR FLASH

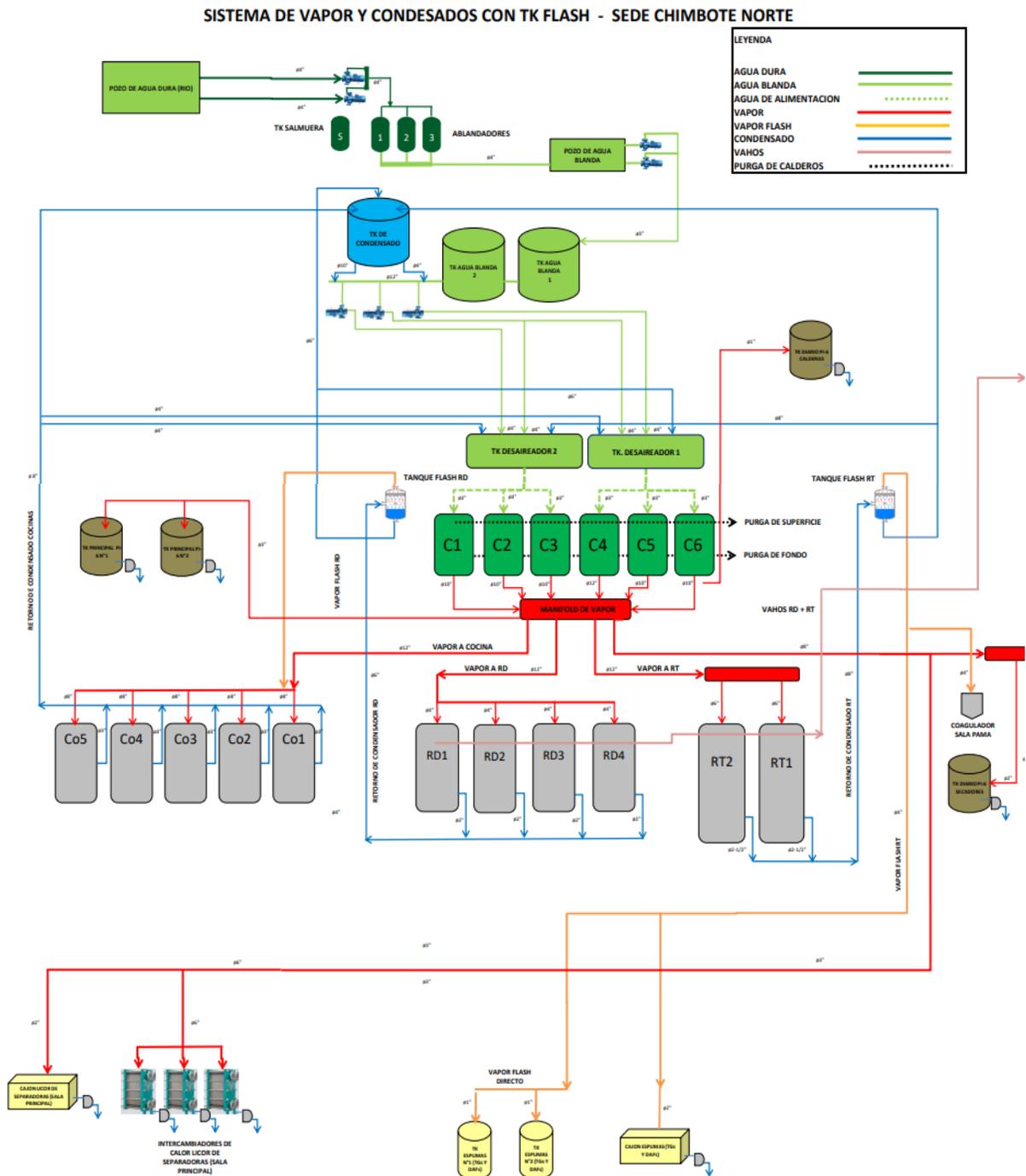


Figura 27. Sistema de vapor y condensado con tanque flash, copeinca chimbote

Fuente: elaboracion propia

## **3.2. METODOS**

### **3.2.1. METODO DE INVESTIGACION**

El trabajo de investigación presente es de tipo pre-experimental y de naturaleza descriptiva, debido a que no hemos implementado el proyecto aun para poder tomar datos reales de la influencia en el consumo de vapor, también es de naturaleza descriptiva porque nuestro fin es poder determinar y describir el cambio positivo que podría sufrir el consumo de vapor, de combustible así como la mejora de los indicadores al realizar los cálculos necesarios para adelantarnos a los resultados de la implementación de un sistema de vapor flash con un correcto dimensionamiento.

### **3.2.2. DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN**

Siendo la investigación de tipo pre-experimental, se establece una relación entre la causa y el efecto. Se le aplica un estudio previo al estímulo y luego otro estudio después de haber realizado el estímulo o tratamiento.



O1: Consumo de vapor vivo en zona de cocinas sin sistema de vapor flash.

O2: Consumo de vapor vivo en zona de cocinas con sistema de vapor flash.

X: Sistema de vapor flash

G.E: Cocinas de pescado a vapor de la planta COPEINCA.

### **3.2.3. POBLACIÓN Y MUESTRA**

La población y la muestra de esta investigación son únicas, siendo la muestra intencional para este caso las 5 cocinas de pescado en la planta COPEINCA.

### **3.2.4. TÉCNICAS O FUENTES PARA LA OBTENCIÓN DE DATOS.**

Las técnicas principales usadas en la investigación fueron:

- Medición convencional

### **3.2.5. TRATAMIENTO DE LA INFORMACIÓN**

Para el tratamiento de la información se utilizaron estadísticas de análisis descriptivo, el cual consiste en poder relacionar las variables de estudio para que puedan ser presentados de una forma precisa, sencilla y clara para la comprensión del lector. Se hizo usos de cuadros y diversos gráficos para las presiones, flujos, temperaturas entre otros.

### **3.2.6. TÉCNICAS DE PROCEDIMIENTO Y ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS**

La información del presente informe fue recolectada en el 2022 siendo de un tiempo de antigüedad de 1 año, el permiso de toneladas de producción de haría sigue vigente para el 2023.

Lo primero que se realizó con la información recolectada es un balance de energía para así poder determinar la demanda de vapor de los siguientes equipos:

- Cocinas
- Homogenizadores (rotadisk)
- Pre secadores (Rota tubos)

Posteriormente se usaron hojas electrónicas de Excel para la determinación de condensado total generado, perdidas de calor y el dimensionamiento del sistema de vapor flash.

Finalmente se realizaron los cálculos del ahorro de vapor, combustible y dinero que se generaría si se implementase dicho sistema de vapor flash.

El informe fue redactado teniendo en cuenta lo detallado en el Reglamento de grados y títulos de la Universidad Nacional del Santa, la cual se realizó a través del procesador de textos WORD.

# **CAPÍTULO IV: CÁLCULOS**

## **4.1. CONSIDERACIONES PREVIAS**

### **4.1.1. CONSIDERACIONES DEL PROCESO**

- La capacidad máxima o velocidad máxima de la planta es de 220 Ton/h
- La capacidad nominal de la planta es de 250 está por las cocinas.
- Para cumplir la capacidad de 220 se considera a cana cocina con una capacidad de 44 ton/h.
- La harina a la salida de las tolvas de ensaque tiene una humedad prom. de 6.
- Las calderas trabajan con petróleo r500.
- Los datos termodinámicos para cálculos serán extraídos de la tabla termodinámica Shapiro, anexo 1.

### **4.1.2. CONSIDERACIONES DE LA GENERACION DE VAPOR FLASH**

- Se considerará la instalación de 2 tanques de vapor flash, uno para los condensados de los rotadisk y otro para los rotatubos
- El condensado de los rotadisk tiene una presión de 4.5 Barg y el condensado de los rotatubos una presión de 5 Barg
- El tanque flash tendrá una presión de descarga de 1.4 Barg
- El calor ganado se determina en función al vapor flash generado y se halla su igualdad en galones de R-500.
- El ahorro económico se calcula en función a los galones de que dejó de utilizar y su precio en el mercado por galón.
- Las emisiones de CO<sub>2</sub> no lanzadas al ambiente se determinan en función a la energía que se dejó de utilizar y un factor.

### **4.1.3. CONSIDERACIONES EN LA EVALUACION ECONOMICA**

- Para el proyecto se asume una vida útil de 10 años y una mínima tasa de rendimiento del 12%
- El valor del petróleo residual 500 es de 2.70 USD/gal
- La planta de copeinca SAC, específicamente en la planta de Chimbote, tiene una licencia de producción de 30 000 Ton/año de harina de pescado.

## 4.2. CALCULO TERMICO DE EQUIPOS

### 4.2.1. BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN COCINAS

#### A. Calculo del Calor específico de la anchoveta

Para el siguiente calculo haremos uso de la ecuación 2:

Tabla 6. Calculo del calor especifico de la MP (anchoveta)

COMPUESTOS DEL ANCHOVETA	AGUA	GRASA	SOLIDOS
Porcentaje de cada compuesto. (A) (%)	72.95%	7.74%	19.3100%
Cp. de cada compuesto. (B) (kJ/kg°C)	4.184	2.092	1.339
(A) X (B) (kJ/kg°C)	3.052	0.162	0.259
<b>CP del anchoveta (kJ/kg°C)</b>	<b>3.473</b>		

Fuente: Elaboración propia

#### B. Demanda de calor para la cocción del pescado

Luego de calcular el valor del calor específico del pescado se reemplaza en a la ecuación 3 para una capacidad máxima de 44 ton/h de pescado por cocina:

Tabla 7. Calculo del calor especifico de la materia prima (anchoveta)

Parámetro	simbolo	1 cocina	Total 5 cocinas	unidades
Capacidad de cocina	$\dot{m}_{MP}$	44	220	Ton/h
Cp de la anchoveta	$Cp_{anch}$	3.49	3.49	kJ/kg °C
Temp. de coccion	$T_{coc}$	100	100	°C
Temp. inicial de la MP	$T_{ing. anch}$	20	20	°C
<b>Calor para coccion</b>	$\dot{q}_{coc.anch.}$	12293.857	<b>61469.2848</b>	<b>MJ/h</b>

Fuente: Elaboración propia

### C. Pérdida de calor por radiación

Para el cálculo de las pérdidas de calor por radiación nos apoyaremos en la ecuación 26:

Tabla 8. Pérdida de calor por radiación en cocinas

Parametro	simbolo	cocina 1	cocina 2	cocina 3	cocina 4	cocina 5	unidad
Diametro cocina	$\emptyset_{cocina}$	1.218	1.22	1.535	1.562	1.562	m
Longitud cocina	L	13	13.25	13.16	14.65	14.65	m
Temp. Aislamiento	$T_{aisla}$	40	38	39	39	37	°C
Temp. Tapas	$T_{tapa}$	98	98	97	99	97	°C
Temp. Ambiente	$T_{amb.}$	20	20	20	20	20	°C
Constante de Stefan Bolt.	$\sigma$	5.67E-08	5.67E-08	5.67E-08	5.67E-08	5.67E-08	W/m <sup>2</sup> .K <sup>4</sup>
Radio cocina	$r_{cocina}$	0.61	0.61	0.77	0.78	0.78	m
Area superficie cilindrica	$A_{cil.}$	52.07	53.12	67.16	75.72	75.72	m <sup>2</sup>
Area de tapas	$A_{tapa.}$	1.17	1.17	1.85	1.92	1.92	m <sup>2</sup>
coef. Emisi. Acero inox	$\varepsilon_{ace.}$	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	-
coef. Emisi. Fierro	$\varepsilon_{fierro}$	0.44	0.44	0.44	0.44	0.44	-
Pérdida por rad. en tapas	$\dot{q}_{rad. tapa}$	342.83	337.97	525.62	563.83	544.28	W
Pérdidas por rad. en superficie cilíndrica	$\dot{q}_{rad. cilin}$	7963.07	8445.14	10815.63	12194.01	11883.66	W
<b>Pérdida total de calor por radiación</b>	<b><math>\dot{q}_{rad}</math></b>	<b>29901.23</b>	<b>31619.20</b>	<b>40828.52</b>	<b>45928.21</b>	<b>44740.57</b>	<b>kJ/h</b>

Fuente: Elaboración propia

### D. Pérdida de calor por convección

Para poder realizar este cálculo de la energía perdida por convección usaremos las ecuaciones desde el 16 al 25, con la ayuda de un algoritmo de iteraciones se realizará el

proceso, debido a que desconocemos el flujo de vapor dentro de las cocinas. Se tomará como valor inicial una pérdida de energía por convección del 1% del requerimiento total de vapor de las cocinas y así conoceremos el valor real de las pérdidas de calor:

Tabla 9. Vapor requerido en cocinas con una pérdida por convección de 1%

Parametro	simbolo	cocina 1	cocina 2	cocina 3	cocina 4	cocina 5	unid
Calor para coccion	$\dot{q}_{coc. anch.}$	12293.86	12293.86	12293.86	12293.86	12293.86	MJ/h
Perdidas de calor por radiación	$\dot{q}_{rad}$	29.90	31.62	40.83	45.93	44.74	MJ/h
Perdidas de calor por convección (1%)	$\dot{q}_{conv}$	124.48	124.50	124.59	124.64	124.63	MJ/h
Calor tot. requerido en cocinas	$\dot{q}_{tot. coc.}$	12448.24	12449.98	12459.28	12464.43	12463.23	MJ/h
Entalpia de vaporización a 4bar	$h_{fg 4bar}$	2108	2108	2108	2108	2108	kJ/kg
<b>Flujo de vapor requerido</b>	$\dot{m}_{vap req}$	<b>5905.24</b>	<b>5906.06</b>	<b>5910.47</b>	<b>5912.92</b>	<b>5912.35</b>	<b>kg/h</b>

Fuente: Elaboración propia

Se inicia el cálculo del flujo de vapor por chaquetas usando el resultado del flujo de vapor requerido:

Tabla 10. Demanda de vapor en chaquetas para una pérdida de calor por convección del 1%

Parametro	simbolo	cocina 1	cocina 2	cocina 3	cocina 4	cocina 5	unid
Area de calefaccion estator	$A_{cal. est}$	48.00	48.00	56.00	51.00	51.00	m2
Area de calefaccion rotor	$A_{cal. rot}$	114.00	114.00	121.00	119.00	119.00	m2
Flujo de vapor por chaqueta (kg/s)	$\dot{m}_{vap chaq}$	<b>1733.30</b>	<b>1733.57</b>	<b>1853.63</b>	<b>1757.39</b>	<b>1757.20</b>	<b>kg/s</b>

Fuente: Elaboración propia

El flujo de vapor demandado en chaquetas será la clave para nuestra primera iteración y así poder encontrar la pérdida de calor por convección:

Tabla 11. Calculo del coeficiente convectivo del vapor

Parametro	simbolo	cocina 1	cocina 2	cocina 3	cocina 4	cocina 5	unid
Radio int. chaqueta	$r_1$	0.524	0.525	0.683	0.524	0.525	m
Radio ext. Chaqueta	$r_2$	0.528	0.529	0.687	0.528	0.529	m
Radio ext. Aislante de calor	$r_3$	0.609	0.610	0.768	0.609	0.610	m
Radio ext. Cam. Cocción	$r_4$	0.514	0.515	0.673	0.514	0.515	m
Temp. En cámara de cocina	$T_b$	143.60	143.60	143.60	143.60	143.60	°C
Temp. En exterior de aislante	$T_d$	35.00	35.00	38.00	35.00	37.00	°C
Viscosidad dinámica	$\nu$	1.39E-05	1.39E-05	1.39E-05	1.39E-05	1.39E-05	kg/ms
densidad del agua a 146°C	$\rho$	1.7136	1.7136	1.7136	1.7136	1.7136	kg/m3
Viscosidad cinemática	$\mu$	8.08E-06	8.08E-06	8.08E-06	8.08E-06	8.08E-06	m2/s
Calor espec. De vapor	$Cp_{vap}$	2.29	2.29	2.29	2.29	2.29	kJ/kg.K
Conduc. Termi. Acero	$k_{ace}$	43	43	43	43	43	W/m.°C
Conduc. Termi. Aislante	$k_{ais}$	0.035	0.035	0.035	0.035	0.035	W/m.°C
Conduc. Termi. Del vapor	$k_{vap}$	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	W/m.°C
Diametro de la cámara de vap.	$D_{cv}$	1.03	1.03	1.35	1.03	1.03	m
Numero de Nusselt	$Nu$	1.46E+03	1.46E+03	1.55E+03	1.48E+03	1.48E+03	-
Numero de Prant	$Pr$	1.02	1.02	1.02	1.02	1.02	-
Numero de Reynolds	$Re$	1.10E+06	1.10E+06	1.17E+06	1.11E+06	1.11E+06	-
Velocidad de vapor el área libre	$G_{max}$	8.62	8.60	7.06	8.74	8.72	m/s
Area Libre	$A_{lib}$	0.03	0.03	0.04	0.03	0.03	m2
Caudal de vapor	$\dot{Q}_{vap}$	0.28	0.28	0.30	0.28	0.28	m3/s
<b>Coefi. Conv. Del aire</b>	$h_{aire}$	<b>44.14</b>	<b>44.06</b>	<b>35.67</b>	<b>44.64</b>	<b>44.55</b>	<b>W/m2.°C</b>

Fuente: Elaboración propia

Determinando el valor del coeficiente convectivo del vapor, se realiza la primera iteración para hallar la pérdida de calor por convección según la ecuación 16:

Tabla 12. Calculo de la primera iteración de pérdida de calor por convección

Parametro	simbolo	cocina 1	cocina 2	cocina 3	cocina 4	cocina 5	unid
Resis. Convectiva A	$R_A$	5.29E-04	5.19E-04	4.42E-04	4.64E-04	4.65E-04	°C/W
Resis. Conductiva B	$R_B$	2.17E-06	2.12E-06	1.46E-06	1.92E-06	1.92E-06	°C/W
Resis. Conductiva C	$R_C$	0.0499	0.0489	0.0343	0.0443	0.0442	°C/W
<b>PERD. POR CONV.</b>	<b><math>I_1</math></b>	<b>7749.40</b>	<b>7912.23</b>	<b>10953.05</b>	<b>8733.98</b>	<b>8588.10</b>	<b>KJ/h</b>

Fuente: Elaboración propia

Ahora se vuelve a realizar el proceso de iteración por las veces que se necesiten hasta que este valor se vuelva constante:

Tabla 13. Iteraciones para determinar las pérdidas de calor por convección

Parametro	Iterac.	cocina 1	cocina 2	cocina 3	cocina 4	cocina 5	unid
PERD. POR CONV. 1%	$I_0$	124482.41	124499.76	124592.78	124644.29	124632.30	KJ/h
PERD. POR CONV.	$I_1$	7749.405	7912.235	10953.050	8733.977	8588.097	KJ/h
PERD. POR CONV.	$I_2$	7748.794	7911.610	10952.031	8733.302	8587.431	KJ/h
PERD. POR CONV.	$I_3$	7748.794	7911.610	10952.031	8733.302	8587.431	KJ/h

Fuente: Elaboración propia

### E. Demanda total de calor en cocinas

La demanda total de calor total en cocinas no es más que la suma de la energía de cocción, las pérdidas de radiación y convección tal como se muestra en la ecuación 27:

Tabla 14. Demanda total de energía en forma de calor en área de cocinas

Parametro	simbolo	cocina 1	cocina 2	cocina 3	cocina 4	cocina 5	unid
Calor de coccion	$\dot{q}_{coc. anch.}$	1.23E+07	1.23E+07	1.23E+07	1.23E+07	1.23E+07	KJ/h
Perdida por radiacion	$\dot{q}_{rad}$	29901.23	31619.20	45413.50	45928.21	44740.57	KJ/h
Perdida por conveccion	$\dot{q}_{conv}$	7748.794	7911.610	10952.031	8733.302	8587.431	KJ/h
<b>CALOR TOT. REQUE. POR COCINAS</b>	$\dot{Q}_{tot. coc.}$	<b>12331506.99</b>	<b>12333387.77</b>	<b>12350222.49</b>	<b>12348518.47</b>	<b>12347184.97</b>	<b>KJ/h</b>

Fuente: Elaboración propia

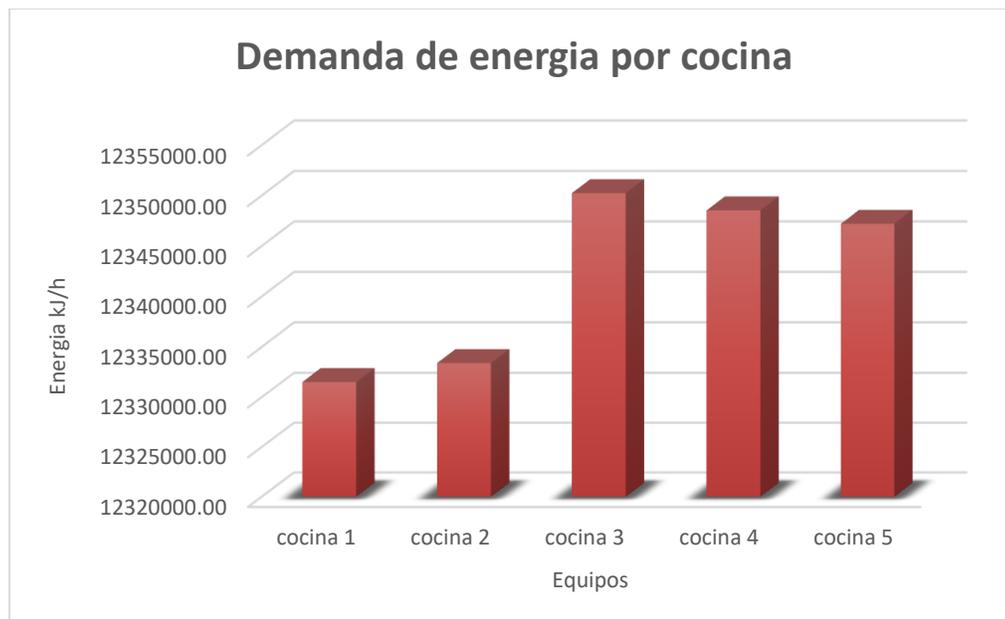


Figura 28. Demanda de energía en cocinas

Fuente: Elaboración propia

## F. Demanda de vapor en cocinas

El flujo de vapor total demandado en zona de cocinas se determina con la ecuación 28:

Tabla 15. Demanda total de vapor en área de cocinas

Parametro	simbolo	cocina 1	cocina 2	cocina 3	cocina 4	cocina 5	unid
Calor total demandado en cocinas	$\dot{Q}_{tot. coc.}$	12331507	12333387.8	12350222.5	12348518.5	12347185	KJ/h
Entalpia de vaporiz. a 4bar	$h_{fg 4bar}$	2108	2108	2108	2108	2108	kJ/kg
Flujo de vapor requerido	$\dot{m}_{vap}$	5849.86	5850.75	5858.74	5857.93	5857.30	Kg/h
<b>FLUJO DE VAP. TOTAL REQUERIDO</b>	$\dot{m}_{vap tot}$	<b>8.13</b>					<b>Kg/s</b>

Fuente: Elaboración propia

## G. Consumo de combustible equivalente

Usando la ecuación 29 se calcula el combustible consumido equivalente para generar vapor, para la ecuación se asumirá una eficiencia de caldera del 92%.

Tabla 16. Flujo másico de combustible R-500 en el área de cocinas

Parametro	Simbolo	Valores	Unid
Calor total requerido por cocinas	$\dot{Q}_{tot. coc.}$	61710820.7	kJ/h
Eficiencias de calderas	$\eta_{caldera}$	92	%
PCI Bunker residual	$PCI_{R-500}$	41030	kJ/kg
Densidad del R-500	$\rho_{R-500}$	3.675	Gal/kg
<b>FLUJO MASICO COMBUSTIBLE</b>	$\dot{m}_{comb.}$	<b>444.85</b>	<b>Gal/h</b>

Fuente: Elaboración propia

Todos los cálculos descritos anteriormente se realizaron en una plantilla interactiva diseñada en Excel la cual se muestra en el anexo 5.

#### 4.2.2. BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN SECADORES

En base a la información de la producción se presenta este cuadro:

Tabla 17. Datos de humedades y rendimiento de harina

Parametro	Simbolo	Cantidad	Und
Capacidad de Planta	$V_{Planta}$	220	Ton/h
Rendimiento Harina	$\eta_{Harina}$	4.20	-
Humedad keke Mix	$\%H_{T.I.}$	51.00	%
Hum. Scrap Rotadisk	$\%H_{Scrap1}$	47.50	%
Hum. Scrap Presecado	$\%H_{Scrap2}$	21.50	%
Hum. Scrap Secado final	$\%H_{harina}$	6.00	%

Fuente: Elaboración propia

#### A. Calculo de harina producida

Se calcula el valor de la harina procesada con la ayuda de la ecuación 30:

Tabla 18. Calculo de harina producida

Parametro	Simbolo	Cantidad	Und
Harina producida	$\dot{m}_{Harina}$	52.4	Ton/h

Fuente: Elaboración propia

## B. Cálculo de sólidos grasos en la harina

Para el cálculo de los sólidos grasos nos apoyaremos de las ecuaciones 31 al 38

Tabla 19. Sólidos grasos en las diferentes etapas de secado

Parametro	Simbolo	Cantidad	Und
% Solid. Grasos en scrap secado final	$\%SG_{Scrap Sf.}$	94.00	%
% Solid. Grasos en scrap presecado	$\%SG_{Scrap P.}$	78.500	%
% Solid. Grasos en scrap rotadisk	$\%SG_{Scrap R.}$	52.50	%
% Solid. Grasos en keke mix	$\%SG_{Scrap K.M.}$	49.42	%
<b>Solid. Grasos en scrap secado final</b>	$SG_{Scrap Sf.}$	<b>49.24</b>	<b>Ton/h</b>
<b>Solid. Grasos en scrap presecado</b>	$SG_{Scrap P.}$	<b>62.72</b>	<b>Ton/h</b>
<b>Solid. Grasos en scrap rotadisk</b>	$SG_{Scrap R.}$	<b>93.79</b>	<b>Ton/h</b>
<b>Solid. Grasos en keke mix</b>	$SG_{Scrap K.M.}$	<b>99.63</b>	<b>Ton/h</b>

Fuente: Elaboración propia

## C. Cálculo de agua evaporada en secadores

Las formulas 39 y 40 para el cálculo del agua evaporada por los secadores

Tabla 20. Agua total evaporada por los secadores de vapor indirecto

Parametro	Simbolo	Cantidad	Und
Agua evaporada en rotatubos	$\dot{m}_{evap. rtb}$	31.06	Ton/h
Agua evaporada en Rotadisk	$\dot{m}_{evap. rtd}$	5.85	Ton/h
<b>Total de agua evaporada en secadores</b>		<b>36.91</b>	<b>Ton/h</b>

Fuente: Elaboración propia

#### D. Demanda de vapor en equipos de secado a vapor indirecto

La demanda de vapor en los equipos se hallará dependiendo la eficiencia de cada equipo de secado y con la ayuda de la ecuación 41:

Tabla 21. Demanda de vapor secadores de vapor indirecto

Parametro	Simbolo	rotatubos	Rotadisk	Undidades
Flujo de agua evaporada	$\dot{m}_{evap.}$	31.06	5.85	Ton <sub>H2O evap.</sub> /h
Eficiencia equipo desecado	$\eta_{term}$	1.25	1.30	Ton <sub>vap</sub> /Ton <sub>H2Oevap</sub>
Demanda de vapor	$\dot{m}_{vap.}$	38.83	7.60	Ton <sub>vap</sub> /h
<b>Demanda total de vapor en secadores de vapor indirecto</b>	<b><math>\dot{m}_{vap. tot}</math></b>	<b>46.43</b>		<b>Ton<sub>vap</sub>/h</b>

Fuente: Elaboración propia

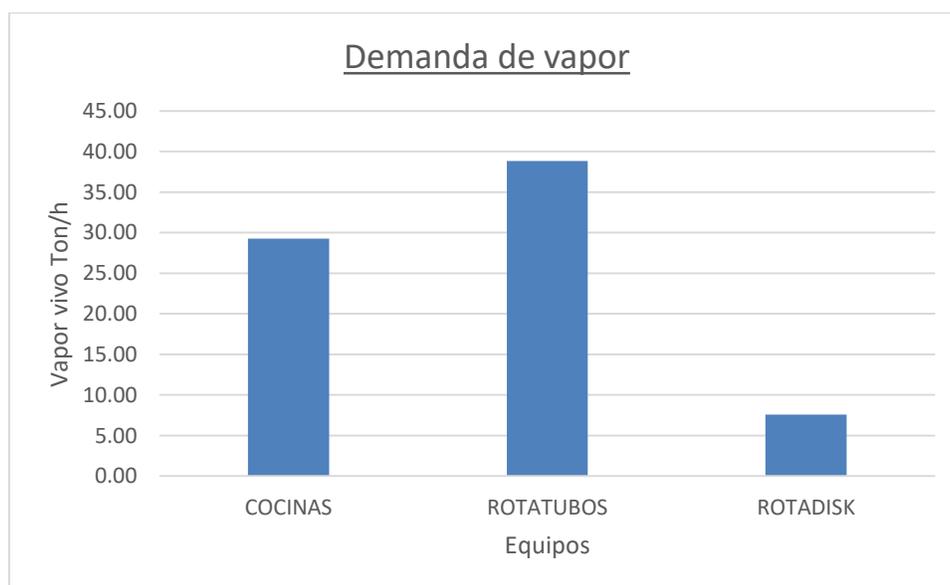


Figura 29. Demanda de vapor vivo de los equipos de cocción y secado

Fuente: Elaboración propia

## E. Demanda de energía en equipos de sacado

Utilizando la entalpia de vapor saturado a presiones de trabajo de cada equipo (rotatubo a 5 bar y rotadisk a 4.5 bar) y a la ecuación 42 calculamos los resultados:

Tabla 22. Demanda de energía en forma de calor en secadores de vapor indirecto

Parametro	Simbolo	rotatubos	Rotadisk	Und
Entalpia de vapor saturado	$h_{pre. ope}$	2075.77	2086.09	kJ/kg
Demanda de vapor	$\dot{m}_{vap.}$	38.83	7.60	kg/h
Demanda de calor en secadores	$\dot{q}_{sec}$	80599.97	15851.35	kJ/h
<b>Demanda total de energía en secadores de vapor indirecto</b>	<b><math>\dot{q}_{sec. tot}</math></b>	<b>96451.32</b>		<b>kJ/h</b>

Fuente: Elaboración propia

### 4.2.3. BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN ZONA PAMA

#### A. Calculo del calor especifico de la espuma PAMA

Se realiza el cálculo con la misma ecuación que líneas arriba para el cp de la anchoveta, ecuación 2:

Tabla 23. Calor especifico de espumas de zona PAMA

COMPUESTOS DE LA ANCHOVETA	AGUA	GRASA	SOLIDOS
Porcentaje de cada compuesto. (A) (%)	83.00%	15.00%	2.00%
Cp de cada compuesto. (B) (kJ/kg°C)	4.19	2.09	1.42
(A) X (B) (kJ/kg°C)	3.478	0.314	0.028
<b>CP de espumas (kJ/kg°C)</b>	<b>3.820</b>		

Fuente: Elaboración propia

## B. Demanda de energía para calentamiento de espumas PAMA

Para el cálculo del calor necesario para el calentamiento de las espumas usaremos la ecuación 45:

Tabla 24. Demanda de calor para calentamiento de espumas PAMA

Parametro	Simbolo	Cantidad	Und
Temp. Inicial espuma	$T_i$	80	°C
Temp. Final espuma	$T_f$	100	°C
Flujo másico mezcla	$\dot{m}_{esp.}$	4.50	Ton/h
Calor especifico de espuma	$C_{p_{esp.}}$	3.82	kJ/kg °C
<b>Calor para calent. Espumas</b>	<b><math>\dot{Q}_{cal\ esp}</math></b>	<b>343800</b>	<b>kJ/h</b>

Fuente: Elaboración propia

## C. Calor perdido por radiación y convección en coagulador.

Para el cálculo de las pérdidas de calor por convección y radiación en el coagulador se usará la ecuación 46 y 47:

Tabla 25. Perdidas de calor por convección y radiación en coagulador

Parametro	Simbolo	Cantidad	Und
Temp. Inicial espuma	$T_i$	80	°C
Temp. Final espuma	$T_f$	100	°C
Temp. Del aislamiento	$T_{ais}$	47	°C
Area coagulador	$A_{coag}$	4.10	m <sup>2</sup>
Coef. global de transferencia	$U$	6.42	kJ/h °Cm <sup>2</sup>
<b>Calor perdido rad. Y conv.</b>	<b><math>\dot{Q}_{perd.}</math></b>	<b>526</b>	<b>kJ/h</b>

Fuente: Elaboración propia

#### D. Demanda de calor total en coagulador

Utilizando la ecuación 44 calculamos la demanda total de energía en forma de calor necesaria para poder calentar las espumas de la zona PAMA de 80°C a 100°C:

Tabla 26. Demanda total de calor para el calentamiento de espumas PAMA

Parametro	Simbolo	Cantidad	Und
Calor para calent. Espumas	$\dot{Q}_{cal\ esp}$	343800	kJ/h
Calor perdido rad. Y conv.	$\dot{Q}_{perd.}$	526.44	kJ/h
<b>Calor total para calentar espumas</b>	<b><math>\dot{Q}_{tot.esp.}</math></b>	<b>344326.44</b>	<b>kJ/h</b>

Fuente: Elaboración propia

#### E. Flujo másico de combustible equivalente

Para calculo del flujo másico equivalente de combustible en el coagulador, nos basamos en la ecuación numero 29:

Tabla 27. Flujo másico de combustible equivalente para calentamiento de espumas

Parametro	Simbolo	Cantidad	Und
Calor para calentar espumas	$\dot{Q}_{cal\ esp}$	344326.44	kJ/h
Eficiencia promedio de calderas	$\eta_{cald}$	91.5	%
PCI Bunker residual	$PCI$	41030.00	kJ/kg
<b>Flujo masico de combustible r-500</b>	<b><math>\dot{m}_{r\ 500}</math></b>	<b>9.17</b>	<b>kg/h</b>

Fuente: Elaboración propia

### 4.3. CALCULOS DEL SISTEMA DE GENERACION DE VAPOR FLASH

#### 4.3.1. DISPONIBILIDAD DE VAPOR FLASH GENERADO

Para los cálculos de la cantidad de vapor que se podrá generar a partir de los condensados de cada secador se utilizan las ecuaciones de la 49 a la 52 y considerando que las presiones de los condensados de salida del tanque serán de 1.4 Barg, ya que es la máxima contrapresión de los condensados salientes de los secadores:

Tabla 28. Flujo másico de vapor a generar por tanque de vapor flash

Parametro	Simbolo	Tk flash para Secador RT	Tk flash para Secador RD	Und
Presion de trabajo (alta presion)	$P_t$	5	4.5	Barg
Presion de descarga (baja presion)	$P_d$	1.4	1.4	Barg
Entalpia de condensado a alta presion	$h_{f1}$	640.23	623.25	kJ/kg
Entalpia de condensado a baja presion	$h_{f2}$	457.7	457.7	kJ/kg
Entalpia de vaporización a baja presión	$h_{fg2}$	2233	2233	kJ/kg
Vol. especifico de cond. a baja presión	$v_{f2}$	0.001051	0.001051	m <sup>3</sup> /kg
Vol. especifico de vapor a baja presión	$v_{g2}$	1.266	1.266	m <sup>3</sup> /kg
Flujo de condensado a alta presion	$\dot{m}_1$	38828.95	7598.59	kg/h
Porcentaje de vapor flash generado	$x$	8.17	7.41	%
<b>Vapor flash generado</b>	<b><math>\dot{m}_3</math></b>	<b>3173.96</b>	<b>563.34</b>	<b>kg/h</b>

Fuente: Elaboración propia

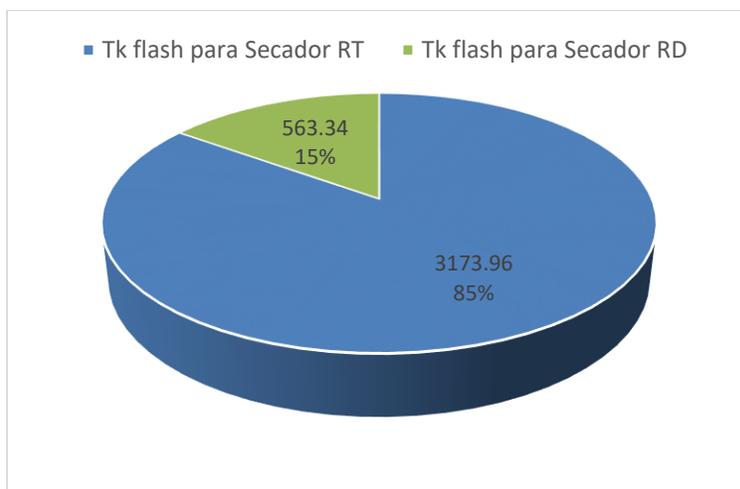


Figura 30. Grafica de porcentaje de vapor flash generado

Fuente: Elaboración propia

#### 4.3.2. DISEÑO DE TANQUES DE VAPOR FLASH

##### A. Diametro boquilla de ingreso de condensado

Para esta parte de los cálculos se utilizan las ecuaciones 65 y 66:

Tabla 29. Diametro boquilla de ingreso condensado a alta presión

Parametro	Simbolo	Tk flash para Secador RT	Tk flash para Secador RD	Und
Flujo de condensado a alta presion	$\dot{m}_1$	38828.95	7598.59	kg/h
Volumen especifico de condensado a alta presion	$v_{i.c}$	0.00109	0.00109	m <sup>3</sup> /kg
Velocidad ingreso de condensado a tk flash	$v_{cond}$	1.5	1.5	m/s
Área de tubería de ingreso condensado	$A_{ec}$	0.008	0.002	m <sup>2</sup>
<b>Diametro de entrada de condensados</b>	$D_{ec}$	<b>100.02</b>	<b>60.00</b>	<b>mm</b>
	$D_{ec}$	<b>3.94</b>	<b>2.36</b>	<b>in</b>

Fuente: Elaboración propia

## B. Diametro boquilla de salida de vapor flash

Para esta parte de los cálculos se utilizan las ecuaciones 67 y 68:

Tabla 30. Diametro boquilla de salida vapor flash baja presión

Parametro	Simbolo	Tk flash para Secador RT	Tk flash para Secador RD	Und
Flujo de vapor a baja presion	$\dot{m}_3$	3173.96	563.34	kg/h
Volumen especifico de vapor a baja presion	$v_v$	0.709	0.709	m <sup>3</sup> /kg
Velocidad salida de vapor flash	$v_{vap}$	25	25	m/s
Área de tubería de salida de vap. Flash	$A_{sv}$	0.025	0.004	m <sup>2</sup>
<b>Diametro de salida de vapor flash</b>	<b><math>D_{sv}</math></b>	<b>178.38</b>	<b>75.15</b>	<b>mm</b>
	<b><math>D_{sv}</math></b>	<b>7.02</b>	<b>2.96</b>	<b>in</b>

Fuente: Elaboración propia

## C. Diametro boquilla de salida de condensado

Para esta parte de los cálculos se utilizan las ecuaciones 69 y 70:

Tabla 31. Diametro boquilla de salida condensado baja presión

Parametro	Simbolo	Tk flash para Secador RT	Tk flash para Secador RD	Und
Flujo de condensado a baja presión	$\dot{m}_2$	35654.99	7035.25	kg/h
Volumen especifico de condensado a baja presion	$v_c$	0.001051	0.001051	m <sup>3</sup> /kg
Velocidad salida de condensado de tk flash	$v_{cond}$	1.5	1.5	m/s
Área de tubería de salida de cond.	$A_{sc}$	0.007	0.001	m <sup>2</sup>
<b>Diametro de salida de condensado</b>	<b><math>D_{sc}</math></b>	<b>93.99</b>	<b>44.0</b>	<b>mm</b>
	<b><math>D_{sc}</math></b>	<b>3.70</b>	<b>1.73</b>	<b>in</b>

Fuente: Elaboración propia

#### D. Volumen del tanque flash

Tabla 32. Volumen de tanques flash

Parametro	Simbolo	Tk flash para Secador RT	Tk flash para Secador RD	Und
Flujo de condensado a alta presion	$\dot{m}_1$	38828.95	7598.59	kg/h
Volumen especifico de condensado a baja presion	$v_c$	0.001051	0.001051	m <sup>3</sup> /kg
Volumen especifico de vapor a baja presion	$v_v$	0.7086	0.7086	m <sup>3</sup> /kg
Volumen especifico de mezcla vapor condensado	$v_{vc}$	0.058887	0.053507	m <sup>3</sup> /kg
<b>Volumen de tanque flash</b>	<b><math>V_{TK}</math></b>	<b>0.64</b>	<b>0.11</b>	<b>m<sup>3</sup></b>

Fuente: Elaboración propia

#### E. Diametro interno del tanque flash

Tabla 33. Diametro de los tanques flash

Parametro	Simbolo	Tk flash para Secador RT	Tk flash para Secador RD	Und
Volumen de tanque flash	$V_{TK}$	0.64	0.11	m <sup>3</sup>
Densidad de condesado a baja presion	$\rho_f$	951.57	951.57	kg/m <sup>3</sup>
Densidad de vapor a baja presion	$\rho_g$	1.411	1.411	kg/m <sup>4</sup>
Constante empirica del tanque	$K_{TK}$	0.2	0.4	-
Velocidad maxima de mezcla	$v_{mez}$	1.5	1.5	m/s
<b>Diametro del tanque flash</b>	<b><math>D_{TK}</math></b>	<b>734.26</b>	<b>450.0</b>	<b>mm</b>

Fuente: Elaboración propia

## F. Altura del tanque flash

Tabla 34. Alturas de los tanques flash

Parametro	Simbolo	Tk flash para Secador RT	Tk flash para Secador RD	Und
Diametro de tanque flash	$D_{TK}$	734.26	450.00	mm
Diametro boquilla de entrada	$D_{ec}$	100.02	60.00	mm
Volumen de reserva de condensado	$V_{res}$	0.42	0.02	m3
Altura del condensado	$h_L$	980.785	236.645	mm
Altura desde superficie de condensado a boquilla de ingreso	$h_f$	347.1	326.9	mm
Altura desde boquilla de ingreso a tapa superior	$h_v$	972.1	929.2	mm
<b>Altura total del tanque flash</b>	<b><math>H_{TK}</math></b>	<b>2300.00</b>	<b>1500.00</b>	<b>mm</b>
<b>Relacion de esbeltez</b>	<b><math>H_{TK}/D_{TK}</math></b>	<b>3.13</b>	<b>3.09</b>	<b>&lt;3-5&gt;</b>

Fuente: Elaboración propia

Cabe mencionar que los cuadros de cálculos de las diferentes alturas diámetros y volumen de los tanques flash, se realizaron en una interfaz interactiva diseñada en Excel la cual se muestra en el anexo 6.

## 4.4. CALCULO DE VARIACIONES DE CONSUMO DE VAPOR VIVO Y COMBUSTIBLE

### 4.4.1. VAPOR VIVO AHORRADO POR GEN. DE VAPOR FLASH

Para este cálculo aplicamos la ecuación de transferencia de calor la cual relaciona la energía entregada con el flujo másico de vapor flash y las entalpías de vapor y se liquidó saturado del agua a las diferentes presiones, de la caldera, así como del tanque flash:

Tabla 35. Vapor vivo ahorrado por tanque flash de secador rotatubos

Parametro	Simbolo	Tk flash para Secador RT	Und
Vapor Flash generado a 1.4 barg	$\dot{m}_3$	3173.96	kg/h
Entalpia de vapor a 1.4 barg	$h_{g3}$	2689.20	kJ/kg
Entalpia de condensado a 1.4 barg	$h_{f2}$	457.70	kJ/kg
Entalpia de vapor a 5 barg	$h_{g1}$	2748.70	kJ/kg
Entalpia de condensado a 5 barg	$h_{f1}$	640.23	kJ/kg
<b>Flujo de calor ahorrado</b>	<b><math>Q_{ahorr}</math></b>	<b>7082687.28</b>	<b>kJ/h</b>
<b>Flojo de Vapor vivo ahorrado</b>	<b><math>m_{vap. aho}</math></b>	<b>3359.16</b>	<b>kg vap/h</b>
<b>Potencia de caldera ahorrado</b>	<b><math>Pot_{ahorr}</math></b>	<b>200.56</b>	<b>BHP</b>

Fuente: Elaboración propia

Tabla 36. Vapor vivo ahorrado por tanque flash de secador rotadiscos

Parametro	Simbolo	Tk flash para Secador RD	Und
Vapor Flash generado a 1.4 barg	$\dot{m}_3$	563.34	kg/h
Entalpia de vapor a 1.4 barg	$h_{g3}$	2689.2	kJ/kg
Entalpia de condensado a 1.4 barg	$h_{f2}$	457.70	kJ/kg
Entalpia de vapor a 4.5 barg	$h_{g1}$	2743.9	kJ/kg
Entalpia de condensado a 4.5 barg	$h_{f1}$	623.25	kJ/kg
<b>Flujo de calor ahorrado</b>	<b><math>Q_{ahorr}</math></b>	<b>1257102.30</b>	<b>kJ/h</b>
<b>Flojo de Vapor vivo ahorrado</b>	<b><math>m_{vap. aho}</math></b>	<b>592.79</b>	<b>kg vap/h</b>
<b>Potencia de caldera ahorrado</b>	<b><math>Pot_{ahorr}</math></b>	<b>35.60</b>	<b>BHP</b>

Fuente: Elaboración propia

#### 4.4.2. AHORRO DE COMBUSTIBLE POR GENERACION DE VAPOR FLASH

Tabla 37. Ahorro de combustible gracias a generación de vapor flash

Parametro	Simbolo	Tk flash para Secador RT	Tk flash para Secador RD	Und
Flujo de calor ahorrado	$Q_{ahorr}$	7082687.28	1257102.30	kJ/h
Eficiencia promedio de calderas	$\eta_{cald}$	91.5	91.5	%
PCI Bunker residual	$PCI$	41030.00	41030.00	kJ/kg
Densidad de r-500	$\rho_{r-500}$	3.675	3.675	kg/gal
<b>Ahorro de combustible R-500</b>	<b><math>\dot{m}_{c. ahorr}</math></b>	<b>188.66</b>	<b>33.48</b>	<b>kg/h</b>
<b>Ahorro total de combustible R-500</b>		<b>60.45</b>		<b>Gal/h</b>

Fuente: Elaboración propia

#### 4.5. CÁLCULO DE INDICADORES

##### 4.5.1. INDICADOR ENERGÉTICO

Tabla 38. Indicador energético sin y con el sistema de flaheo

Parametro	Sistema actual	Sistema de Vapor flash	Und
Flujo de calor utilizado en cocinas y PAMA	62055147.12	53715357.55	kJ/h
Toneldada de harina producida	52.38	52.38	Ton/h
<b>Indicador Energético (I.E.)</b>	<b>1184689.17</b>	<b>1025475.01</b>	<b>kJ/Ton harina</b>

Fuente: Elaboración propia

#### 4.5.2. INDICADOR TECNICO

Tabla 39. Indicador técnico sin y con el sistema de vapor flash

Parametro	Sistema actual	Sistema de Vapor flash	Und
Flujo de combustible usado en cocinas y PAMA	447.35	386.90	Gal/h
Toneldada de harina producida	52.38	52.38	Ton/h
<b>Indicador Tecnico (I.T.)</b>	<b>8.54</b>	<b>7.39</b>	<b>Gal/Ton harina</b>

Fuente: Elaboración propia

#### 4.5.3. INDICADOR ECONOMICO

Tabla 40. Indicador técnico sin y con el sistema de vapor flash

Parametro	Sistema actual	Sistema de Vapor flash	Und
costo de combustible usado en cocinas y PAMA	1737.05	1502.33	\$USD/h
Toneldada de harina producida	52.38	52.38	Ton/h
<b>Indicador Economico (I.E.)</b>	<b>33.16</b>	<b>28.68</b>	<b>\$USD/Ton harina</b>

Fuente: Elaboración propia

#### 4.5.4. INDICADOR AMBIENTAL

Tabla 41. Indicador técnico sin y con el sistema de flasheo

Parametro	Diferencia de sistemas	Und
Flujo de energía ahorrado por sistema de vapor flash	8339789.58	kJ/h
Factor de emisiones de CO <sub>2</sub> , del r-500	77.40	Ton CO <sub>2</sub> /TJ
Toneldada de harina producida	52.38	Ton/h
<b>Indicador Ambiental (I.A.)</b>	<b>12.32</b>	<b>Ton CO<sub>2</sub>/Ton harina</b>

Fuente: Elaboración propia

## 4.6. CÁLCULOS ECONOMICOS

### 4.6.1. CÁLCULO DE AHORRO ECONÓMICO ANUAL

Tabla 42. Ingresos anuales por ahorro de combustible R-500

Parametro	Cantidad	Und
Ahorro de combustible por tonelada de harina	1.15	Gal/Ton harina
Cantidad de harina procesada al año	30000	Ton harina/año
Precio del combustible R-500	2.7	\$/Gal
<b>Ahorro economico anual</b>	<b>\$ 93,473.13</b>	<b>\$/año</b>

Fuente: Elaboración propia

### 4.6.2. CÁLCULO DE GASTOS POR INSTALACIÓN, OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO DE TANQUES FLASH

Tabla 43. Costos directos por inversión de proyecto tanques flash

Descripcion	Cant	Und	Precio unitario USD	Total USD
Fabricación de los tanques Flash	2	Un	\$ 6,800.00	\$ 13,600.00
Accesorios de sist. de tanque flash (tuberías, accesorios, trampas de vapor)	1	Glb	\$ 20,300.00	\$ 20,300.00
Mano de obra por la instalación ubicación de líneas de ingreso y retorno de condensados	1	Glb	\$ 15,000.00	\$ 15,000.00
Insumos para la instalación de aisladores térmico en los tanques, tubos y acces.	1	Glb	\$ 22,000.00	\$ 22,000.00
			<b>TOTAL</b>	<b>\$ 70,900.00</b>

Fuente: Elaboración propia

Tabla 44. Costos de operación y mantenimiento de tanques flash

Descripción	Precio USD
Mantenimiento general de los tanques flash	\$ 2,100.00
Mano de obra por actividades de mantenimiento	\$ 950.00
<b>TOTAL</b>	<b>\$ 3,050.00</b>

Fuente: Elaboración propia

### 4.6.3. CAJA DE FLUJO NETO

Tabla 45. Caja de flujo neto

Año	EGRESO 1 Inversion (\$/año)	INGRESO Ahorros (\$/año)	EGRESO 2 Costo Op. y Mtto(\$/año)	Flujo de caja neto (\$/año)
0	\$ 70,900.00			<b>\$ -70,900.00</b>
1		\$ 93,473.13	\$ 3,080.00	<b>\$ 90,393.13</b>
2		\$ 93,473.13	\$ 3,080.00	<b>\$ 90,393.13</b>
3		\$ 93,473.13	\$ 3,080.00	<b>\$ 90,393.13</b>
4		\$ 93,473.13	\$ 3,080.00	<b>\$ 90,393.13</b>
5		\$ 93,473.13	\$ 3,080.00	<b>\$ 90,393.13</b>
6		\$ 93,473.13	\$ 3,080.00	<b>\$ 90,393.13</b>
7		\$ 93,473.13	\$ 3,080.00	<b>\$ 90,393.13</b>
8		\$ 93,473.13	\$ 3,080.00	<b>\$ 90,393.13</b>
9		\$ 93,473.13	\$ 3,080.00	<b>\$ 90,393.13</b>
10		\$ 93,473.13	\$ 3,080.00	<b>\$ 90,393.13</b>

Fuente: Elaboración propia

Tabla 46. Valores de análisis económico

Indicadores	Valor	Unidades
Tasa mínima aceptable de rendimiento	12	%
Tiempo de Evaluacion	10	años
V.A.N.	\$ 439,841.32	USD
T.I.R.	127.46	%
Payback	9	meses

Fuente: Elaboración propia

**CAPÍTULO V:  
RESULTADOS Y  
DISCUSIONES**

## 5.1. RESULTADOS

### 5.1.1. VAPOR VIVO AHORRADO

Tabla 47. Resultados de vapor, combustible y dinero ahorrados

Parametro	Simbolo	Cantidad	Und
Flujo de vapor vivo ahorrado por hora	$m_{vap. aho}$	3951.95	kg vap/h
Combustible ahorrado por vapor flash	$\dot{m}_c ahorr$	60.45	Gln/h
Dinero ahorrado al año por vapor flash	$USD_{ahorr}$	93473.13	\$/año

Fuente: Elaboración propia

### 5.1.2. DIMENSIONES TANQUES DE VAPOR FLASH

Tabla 48. Resultados de dimensiones de tanques de vapor flash

Parametro	Símbolo	Tq. flash para Secador RT	Tq. flash para Secador RD	Und
Volumen de tanque flash	$V_{TK}$	0.64	0.11	m <sup>3</sup>
Diametro total del tanque flash	$D_{TK}$	734.3	450.00	mm
Altura del tanque flash	$H_{TK}$	2300.0	1500.30	mm
Diametro de entrada de condensados	$D_{ec}$	100.02	60.00	mm
Diametro de egreso de vapor flash	$D_{sv}$	178.38	75.30	mm
Diametro de egreso de condensado	$D_{sc}$	94.9	44.0	mm
Relacion de esveltes	$H_{TK}/D_{TK}$	3.13	3.09	<3-5>

Fuente: Elaboración propia

Los detalles del dimensionamiento de los tanques de vapor flash se presenta a detalle en los anexos 6 y 7, los cuales fueron realizados en el programa AutoCAD

### 5.1.3. INDICADORES

Tabla 49. Resultado de variación a favor de indicadores

Parametro	Variación a favor	Und
Indicador Energetico (I.E.)	159214.16	kJ/Ton harina
Indicador Tecnico (I.T.)	1.15	Gal/Ton harina
Indicador Economico (I.E.)	3.12	\$USD/Ton harina
Indicador Ambiental (I.A.)	12.32	Ton CO2/Ton harina

Fuente: Elaboración propia

### 5.1.4. ECONÓMICOS

Tabla 50. Resultado del análisis económico

Indicadores	Valor	Unidades
V.A.N.	\$ 439,841.32	USD
T.I.R.	127.46	%
Payback	9	meses

Fuente: Elaboración propia

## 5.2. DISCUSIONES

- Para los cálculos de eficiencia de calderas hay método directo e indirecto, en este estudio debido a no contar con informar respecto al historial de consumo de combustible ni con equipo analizador de gases, no se utilizó método alguno para cuantificar la eficiencia, pero si se encontró registro de un estudio de eficiencia realizada por la empresa JOHNSTON BOILER donde el promedio de las 06 calderas de diferentes potencias es de 91.5 %, valor que se asemeja al de otros estudios de diversas tesis como la de Ramos J & Valle K.(2019) y el estudio de Jara J. (2020).
- En la zona de cocción o cocinas cada equipo cuenta con una capacidad nominal de 50 ton/h, pero para este estudio se analizó a una capacidad de 44 ton/h por cada cocina para así obtener una capacidad total de 220 ton/h, cuya demanda de flujo energético es 61 710 820.49 kJ/h y esta energía según cálculos es abastecida por un flujo de vapor de 29 274.58 kg<sub>vap</sub>/h el cual en equivalencia de consumo de combustible dan como resultado 444.85 gal/h de combustible residual 500. Cabe recalcar que en la practica la demanda de vapor de las cocinas varía en función a la composición de la materia prima ya que esta depende de factores como el TVN, el tamaño, el porcentaje de grasa del pescado.
- Los cálculos de la demanda de vapor en los secadores indirectos dependen de la eficiencia secado de los equipos y el rendimiento de la haría, cabe mencionar que en la práctica la demanda de vapor en la esta zona aumenta poco a poco a medida que pasa el tiempo debido el aumento de suciedad a lo largo de las áreas de transferencia de calor, lo que traerá por consecuencia, el aumento en los condensados que emitan estos equipos. Determinando así que los cuatro homogenizadores rotadisk necesitan en total un flujo de vapor de 7 598.59 kg<sub>vap</sub>/h a una presión de 4.5 bar y los dos presecadores rotatubos necesitan 38 828.95 kg<sub>vap</sub>/h a una presión de 5 bar.
- Los condensados generados por los secadores rotadisk y rotatubos que se han calculado, en el campo varían a medida que aumenta la demanda de vapor de estos mismos equipos, siendo para los rotadisk una cantidad emanada de 8.27 m<sup>3</sup><sub>cond</sub>/h y para los rotatubos una cantidad de 42.42 m<sup>3</sup><sub>cond</sub>/h cuya suma es 50.69 m<sup>3</sup><sub>cond</sub>/h, cabe mencionar que este flujo

volumétrico es el principal insumo para la generación de vapor flash por disminución de presión.

- Realizando el análisis de la cantidad de condensado con el que se cuenta, mencionado líneas arriba, se opta por dimensionar dos tanques flash, los cuales se destinarán, uno para los condensados de los rotadisk y otro para los condensados de los rotatubos. Obteniendo que el tanque uno generará 563.34 kg<sub>vap</sub>/h y el tanque dos generará 3 173.96 kg<sub>vap</sub>/h ambas cantidades a una presión de 1.4 bar, representan el 15% y 85% respectivamente del total de vapor flash generado, ahorrando así 60.45 gal/h de combustible R-500.
- En el dimensionamiento de los tanques de vapor flash, se optó por destinar un tanque a cada tipo de secador, es decir un tanque para los 4 rotadisk y otro para los 2 rotatubos; hay diferentes tipos de tipos de dimensionamientos según variados autores, en el presente estudio se siguió el proceso que recomienda Armstrong International debido a la cantidad de condensado con la que se planea trabajar. Cabe mencionar que se realizó el cálculo de diversas alturas por separado para así poder evitar errores de arrastre de condensado donde también se consideró un volumen de prudente para el caso de aumento de condensado.
- El resultado del análisis económico nos dio como resultado un Tasa de retorno (TIR) de 127.43 % indicando así que la implementación de este proyecto para la empresa COPEINCA CHIMBOTE es muy rentable, el tiempo para poder observar la inversión retornar es en menos de un año lo cual ayuda a la empresa a verse muy tentada a realizar la propuesta.

**CAPÍTULO VI:  
CONCLUSIONES Y  
RECOMENDACIONES**

## 6.1. CONCLUSIONES

- Una vez ejecutado todo el estudio de consumo de vapor vivo con el sistema actual y como sería con el sistema de vapor flash, se concluyó que el consumo de vapor vivo disminuirá en un 13 % es decir se ahorrarán 3951.95 kg/h de vapor vivo.
- Al realizar balances de materia y energía en cada una de las 5 cocinas, que para el estudio se analizó a una capacidad de 40 ton/h por cocina, se encontró una demanda actual de vapor en dicha área de 29274.58 kg vap/h a 5 bares para la cocción de 220 ton/h de materia prima, para los secadores de vapor indirecto se encontró una demanda de vapor de 38828.95 kg vap/h a 5 bares para los rotatubos y 7598.59 kg vap/h a 4.5 bares para los rotadisk.
- En base la ley de la conservación de la masa se concluye que el caudal de condensado que expulsan los secadores de vapor indirecto son de 42.42 m<sup>3</sup><sub>cond</sub>/h para los rotatubos y 8.27 m<sup>3</sup><sub>cond</sub>/h para los rotadisk, sumando un total de 50.69 m<sup>3</sup><sub>cond</sub>/h.
- Aplicando las ecuaciones presentadas en el capítulo II referente a la generación de vapor, se concluye que los condensados de los secadores Rotadisk producirán 563.34 kg/h de vapor flash y condensados de los rotatubos 3173.96 kg/h a una presión de 1.4 bares, sumando un acumulado de 3737.30 kg/h de vapor flash.
- Según la cantidad de condensados se decidió dimensionar dos tanques flash, siendo sus medias de altura, diámetro del tanque, diámetro de entrada de condensado, diámetro de egreso vapor flash y diámetro de salida condensados; 2300mm, 734mm, 100mm, 178mm, 95mm para el tanque 1 y, 1500mm, 450mm, 60mm, 75mm, 44mm para el tanque 2 respectivamente.
- Se concluyó que la implementación del sistema mejorará los indicadores del ámbito energético, técnico, económico y ambiental, siendo sus variaciones de 159214.16 kJ/ton<sub>harina</sub>, 1.15 gal<sub>r-500</sub>/ton<sub>harina</sub>, 3.12 \$USD/ton<sub>harina</sub>, 12.32 TonCO<sub>2</sub>/ton<sub>harina</sub> respectivamente.

## 6.2. RECOMENDACIONES

- Se recomienda a la empresa Copeinca Chimbote, en base a la etapa de reconocimiento de equipos y procesos, realizar un cambio de aisladores térmicos en todo el circuito de distribución de vapor flash, ya que se observó desprendimiento de este, e incluso tramos en la red que no cuentan con aislamiento térmico, causado así pérdidas de calor y probablemente disminuyendo la sequedad y calidad del vapor.
- El vapor flash que se produzca en los tanques instalados deben ser enviados a las chaquetas finales de cada cocina para que en las primeras chaquetas se pueda garantizar la coagulación de las proteínas y la exterminación de las bacterias propias de la materia prima.
- Se recomienda la ubicación de los taques flash a una distancia del piso superior a la del tanque desareador, para que así el condensado a baja presión que saldrá de los tanques sea enviada así el tanque desareador solo por gravedad y no se tenga que hacer uso de una bomba.
- En el manifold que distribuirá el vapor flash a las ultimas chaquetas de cada cocina, se recomienda hacer uso de un bypass que permita hacer uso de vapor vivo de calderas en el caso de mantenimiento de los tanques o mal funcionamiento de los mismos.
- El presente estudio no comprende la posibilidad de fugas en la red de vapor flash, vapor vivo y/o trampas de vapor, por lo que se recomienda tener el mayor cuidado en estos implementos mencionados para que los cálculos de vapor energía generada por vapor flash reales sean los más acertados posibles a los valores calculados en este estudio.
- Se recomienda que los parámetros de operación de los tanques de vapor flash, sea responsabilidad de los operarios de cocinas porque son ellos los beneficiados y quienes saben la cantidad de vapor necesaria para la correcta cocción de la materia prima.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- **Libros**

- Arze, C.; Milone, F.; Murua, S.; Olcese, I.; Russillo, S.; Snaider, G. & Zabaloy, F. (2020). Guía de eficiencia energética en sistemas de vapor.
- Potter, M. & Wiggert, D. (2002). Mecánica de Fluidos. 3ra ed. México D.F.. Editorial International Thomson Editores
- Cengel, Y. & Boles, M. (2012). Termodinámica. 7a Ed. México D.F.: Editorial Mc Graw Hill
- Avallone, E. & Baumeister, T. (1995). Marks Manual del Ingeniero Mecánico. Tomo 1 (9a Ed). México D.F.: Editorial Mc Graw Hill.
- Holman, J. (1998). Transferencia de Calor. 8a ed. Madrid, España: Editorial Mc Graw Hill
- García, D. (2011). Ingeniería Económica: Talleres y Práctica. 1ra ed. Bogotá, Colombia: Ecoe Ediciones

- **Tesis**

- Urcia, G. & Zavaleta, J. (2016). *Implementación de un sistema Vapor flash para reducción del consumo de vapor en área de cocción-empresa pesquera Centinela S.A.C. Tesis para optar el título de Ingeniero en energía en la Universidad Nacional del Santa. Perú.*
- García, J. & Pilco, G. (2012). *Auditoria energética del sistema de condensación y retorno de vapor del hospital de especialidades “Eugenio Espejo”.* Tesis para optar por el título de Ingeniero Mecánico en la Escuela Politécnica Quito
- Quirola, D. (2017). *Diseño e implementación de un sistema de recuperación de energía a partir de purgas laterales, condensados y vapor flash para el*

*calentamiento de agua en procesos industriales*. Tesis para optar por el título de Ingeniero Mecánico en la Universidad Politécnica Salesiana. Quito.

-Leyva, J. (2020). *Estudio del aprovechamiento del vapor flash de purgas de superficie para incrementar la temperatura del agua de alimentación de las caldras piro tubulares de la empresa Sociedad Agrícola Viru S.A.* Tesis para optar por el bachiller de Ingeniería Mecánica Eléctrica en la Universidad Cesar Vallejo. Perú.

-Ramos, J. & Valle, K. (2019). *Influencia de un sistema de vapor flash en el área de secado para la reducción del consumo de combustible en la planta de harina COPEINCA Chancay*. Tesis para optar el título de Ingeniero en energía en la Universidad Nacional del Santa. Perú.

-Rivera, V. & Fernando, E. (2006). *Mejoramiento del sistema de abastecimiento de vapor para la planta Ferrero del Ecuador utilizando PLC*. Tesis para optar por el título de ingeniero eléctrico en la UPN. Ecuador

-Osejo, D. (2017). *Diseño de una caldera de generación de vapor piro tubular de 10 BHP expandible a 25 BHP mediante módulos*

- **Sitios web**

-Compañía especialista en vapor. (s.f.). *Teoría de vapor*. TLV.  
<https://www.tlv.com/global/LA/steam-theory/what-is-steam.html#>

-Aula Virtual Proyecto fin de carrera. (s.f.). *Balances de Materia y energía*. Ugr.  
<https://www.ugr.es/~aulavirtualpfcicq/BMyBE.html#:~:text=Los%20balances%20de%20materia%20y,distintas%20operaciones%20que%20lo%20integran.>

- Montajes soluciones ingeniería. (2021). *Principios básicos del vapor en la industria*.  
<https://www.ms-ingenieria.com.mx/capacitacion-y-normativas/principios-basicos-del-vapor-en-la-industria/>
  
- Climastar. (s.f.). *Descripción de calderas y generadores de vapor*.  
<https://www.climastar.com.ar/descripcion-de-calderas-y-generadores-de-vapor/>
  
- Ahlgren, R. (1991). *Flash Tanks for steam and boiler systems*. ASHRAE Journal.  
 Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/50477015/Flash-Tank>
  
- Armstrong International (1998), *Guía para la Conservación de Vapor en el Drenado de Condensados*. Recuperado de:  
<https://www.armstronginternational.com/sites/default/files/resources/documents/n101spanish.pdf>.
  
- Babcock Wanson (2020). *Catálogo de calderas industriales y servicios generales*.  
 Recuperado de: <https://www.babcock-wanson.com/es/productos/calderas-de-vapor-industriales/bwd/>

## ANEXOS

Anexo 1. Tabla de propiedades termodinámicas del agua saturada (líquido-vapor)

Tabla A.3

Propiedades del agua saturada (líquido-vapor): Tabla de p

Presión bar	Temp. °C	Volumen específico m <sup>3</sup> /kg		Energía interna kJ/kg		Entalpía kJ/kg			Entropía kJ/kg · K	
		Líquido sat. $v_f \times 10^3$	Vapor sat. $v_g$	Líquido sat. $u_f$	Vapor sat. $u_g$	Líquido sat. $h_f$	Vapori- zación $h_{fg}$	Vapor sat. $h_g$	Líquido sat. $s_f$	Vapor sat. $s_g$
0,04	28,96	1,0040	34,800	121,45	2415,2	121,46	2432,9	2554,4	0,4226	8,4746
0,06	36,16	1,0064	23,739	151,53	2425,0	151,53	2415,9	2567,4	0,5210	8,3304
0,08	41,51	1,0084	18,103	173,87	2432,2	173,88	2403,1	2577,0	0,5926	8,2287
0,10	45,81	1,0102	14,674	191,82	2437,9	191,83	2392,8	2584,7	0,6493	8,1502
0,20	60,06	1,0172	7,649	251,38	2456,7	251,40	2358,3	2609,7	0,8320	7,9085
0,30	69,10	1,0223	5,229	289,20	2468,4	289,23	2336,1	2625,3	0,9439	7,7686
0,40	75,87	1,0265	3,993	317,53	2477,0	317,58	2319,2	2636,8	1,0259	7,6700
0,50	81,33	1,0300	3,240	340,44	2483,9	340,49	2305,4	2645,9	1,0910	7,5939
0,60	85,94	1,0331	2,732	359,79	2489,6	359,86	2293,6	2653,5	1,1453	7,5320
0,70	89,95	1,0360	2,365	376,63	2494,5	376,70	2283,3	2660,0	1,1919	7,4797
0,80	93,50	1,0380	2,087	391,58	2498,8	391,66	2274,1	2665,8	1,2329	7,4346
0,90	96,71	1,0410	1,869	405,06	2502,6	405,15	2265,7	2670,9	1,2695	7,3949
1,00	99,63	1,0432	1,694	417,36	2506,1	417,46	2258,0	2675,5	1,3026	7,3594
1,50	111,4	1,0528	1,159	466,94	2519,7	467,11	2226,5	2693,6	1,4336	7,2233
2,00	120,2	1,0605	0,8857	504,49	2529,5	504,70	2201,9	2706,7	1,5301	7,1271
2,50	127,4	1,0672	0,7187	535,10	2537,2	535,37	2181,5	2716,9	1,6072	7,0527
3,00	133,6	1,0732	0,6058	561,15	2543,6	561,47	2163,8	2725,3	1,6718	6,9919
3,50	138,9	1,0786	0,5243	583,95	2546,9	584,33	2148,1	2732,4	1,7275	6,9405
4,00	143,6	1,0836	0,4625	604,31	2553,6	604,74	2133,8	2738,6	1,7766	6,8959
4,50	147,9	1,0882	0,4140	622,25	2557,6	623,25	2120,7	2743,9	1,8207	6,8565
5,00	151,9	1,0926	0,3749	639,68	2561,2	640,23	2108,5	2748,7	1,8607	6,8212
6,00	158,9	1,1006	0,3157	669,90	2567,4	670,56	2086,3	2756,8	1,9312	6,7600
7,00	165,0	1,1080	0,2729	696,44	2572,5	697,22	2066,3	2763,5	1,9922	6,7080
8,00	170,4	1,1148	0,2404	720,22	2576,8	721,11	2048,0	2769,1	2,0462	6,6628
9,00	175,4	1,1212	0,2150	741,83	2580,5	742,83	2031,1	2773,9	2,0946	6,6226
10,0	179,9	1,1273	0,1944	761,68	2583,6	762,81	2015,3	2778,1	2,1387	6,5863
15,0	198,3	1,1539	0,1318	843,16	2594,5	844,84	1947,3	2792,2	2,3150	6,4448
20,0	212,4	1,1767	0,09963	906,44	2600,3	908,79	1890,7	2799,5	2,4474	6,3409
25,0	224,0	1,1973	0,07998	959,11	2603,1	962,11	1841,0	2803,1	2,5547	6,2575
30,0	233,9	1,2165	0,06668	1004,8	2604,1	1008,4	1795,7	2804,2	2,6457	6,1869
35,0	242,6	1,2347	0,05707	1045,4	2603,7	1049,8	1753,7	2803,4	2,7253	6,1253
40,0	250,4	1,2522	0,04978	1082,3	2602,3	1087,3	1714,1	2801,4	2,7964	6,0701
45,0	257,5	1,2692	0,04406	1116,2	2600,1	1121,9	1676,4	2798,3	2,8610	6,0199
50,0	264,0	1,2859	0,03944	1147,8	2597,1	1154,2	1640,1	2794,3	2,9202	5,9734
60,0	275,6	1,3187	0,03244	1205,4	2589,7	1213,4	1571,0	2784,3	3,0267	5,8892
70,0	285,9	1,3513	0,02737	1257,6	2580,5	1267,0	1505,1	2772,1	3,1211	5,8133
80,0	295,1	1,3842	0,02352	1305,6	2569,8	1316,6	1441,3	2758,0	3,2068	5,7432
90,0	303,4	1,4178	0,02048	1350,5	2557,8	1363,3	1378,9	2742,1	3,2858	5,6772
100,	311,1	1,4524	0,01803	1393,0	2544,4	1407,6	1317,1	2724,7	3,3596	5,6141
110,	318,2	1,4886	0,01599	1433,7	2529,8	1450,1	1255,5	2705,6	3,4295	5,5527

Anexo 2. Formato de registro de operación del área de cocinas

 <p>SEDE CHIMBOTE</p>	<p>NORMAS DE PROCEDIMIENTO OPERACIONAL PLANTA</p>																<p>CODIGO : GPP-FOR-907 SEDE : CHIMBOTE VERSION : 06 FECHA : 12-06-2019 PAGINA : 01 de 01</p>			
	<p>REGISTRO DE OPERACIÓN DE EQUIPOS DE COCCION</p>																			
FECHA: .....																				
HORAS	COCINA 1				COCINA 2				COCINA 3				COCINA 4				COCINA 5			
	VELOC.	PRESION DE VAPOR		TEMP.	VELOC.	PRESION DE VAPOR		TEMP.	VELOC.	PRESION DE VAPOR		TEMP.	VELOC.	PRESION DE VAPOR		TEMP.	VELOC.	PRESION DE VAPOR		TEMP.
		ROTOR	CHAQUETA			ROTOR	CHAQUETA			ROTOR	CHAQUETA			ROTOR	CHAQUETA			ROTOR	CHAQUETA	
RPM	PSI	PSI	°c	RPM	PSI	PSI	°c	RPM	PSI	PSI	°c	RPM	PSI	PSI	°c	RPM	PSI	PSI	°c	
01:00																				
02:00																				
03:00																				
04:00																				
05:00																				
06:00																				
07:00																				
08:00																				
09:00																				
10:00																				
11:00																				
12:00																				
13:00																				
14:00																				
15:00																				
16:00																				
17:00																				
18:00																				
19:00																				
20:00																				
21:00																				
22:00																				
23:00																				
00:00																				
OBSERVACIONES:																				

\_\_\_\_\_  
FIRMA DEL OPERADOR DE TURNO

\_\_\_\_\_  
FIRMA DEL JEFE DE PLANTA

\_\_\_\_\_  
FIRMA DEL SUPERINTENDENTE

Anexo 3. Formato de registro de operación del área de Homogenizado (Secadores Rotadisk)

 SEDE CHIMBOTE			NORMAS DE PROCEDIMIENTO OPERACIONAL PLANTA													CODIGO : GPP-FOR-907 SEDE : CHIMBOTE VERSION : 06 FECHA : 12-06-2019 PAGINA : 01 de 01			
			REGISTRO DE OPERACIÓN DE EQUIPOS DE HOMOGENIZACION																
FECHA: .....																			
HORAS	INGRESO A HOMOGENIZADOR			SECADOR ROTADISK N°1				SECADOR ROTADISK N°2				SECADOR ROTADISK N°3				SECADOR ROTADISK N°4			
	ADICION DE CONCENT.	*BRIX CONCENT.	HUMEDAD TORTA INTEGRAL	AMPERAJE	INGRESO DE VAPOR	SALIDA DE VAHOS	HUMEDAD	AMPERAJE	INGRESO DE VAPOR	SALIDA DE VAHOS	HUMEDAD	AMPERAJE	INGRESO DE VAPOR	SALIDA DE VAHOS	HUMEDAD	AMPERAJE	INGRESO DE VAPOR	SALIDA DE VAHOS	HUMEDAD
	m3/h	%	%	A.	PSI	% H	% H	A.	PSI	% H	% H	A.	PSI	% H	% H	A.	PSI	% H	% H
01:00																			
02:00																			
03:00																			
04:00																			
05:00																			
06:00																			
07:00																			
08:00																			
09:00																			
10:00																			
11:00																			
12:00																			
13:00																			
14:00																			
15:00																			
16:00																			
17:00																			
18:00																			
19:00																			
20:00																			
21:00																			
22:00																			
23:00																			
00:00																			
OBSERVACIONES:																			

\_\_\_\_\_  
FIRMA DEL OPERADOR DE TURNO

\_\_\_\_\_  
FIRMA DEL JEFE DE PLANTA

\_\_\_\_\_  
FIRMA DEL SUPERINTENDENTE

Anexo 4. Formato de registro de operación del área de presecado (Secadores Rotatubos)

		NORMAS DE PROCEDIMIENTO OPERACIONAL PLANTA						CODIGO : GPP-FOR-907 SEDE : CHIMBOTE VERSION : 06 FECHA : 12-06-2019 PAGINA : 01 de 01			
		REGISTRO DE OPERACIÓN DE EQUIPOS DE PRE-SECADO									
FECHA: .....											
HORAS	HUMEDAD ENTRADA MIX %	SECADOR ROTATUBOS N° 1					SECADOR ROTATUBOS N° 2				
		AMPERAJE A.	ING. DE VAPOR PSI	SALIDA VAHOS °c	SCRAP		AMPERAJE A.	ING. DE VAPOR PSI	SALIDA VAHOS °c	SCRAP	
					TEMP °C	HUMEDAD %				TEMP °C	HUMEDAD %
01:00											
02:00											
03:00											
04:00											
05:00											
06:00											
07:00											
08:00											
09:00											
10:00											
11:00											
12:00											
13:00											
14:00											
15:00											
16:00											
17:00											
18:00											
19:00											
20:00											
21:00											
22:00											
23:00											
00:00											
OBSERVACIONES:											

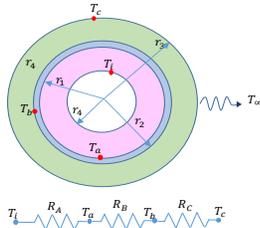
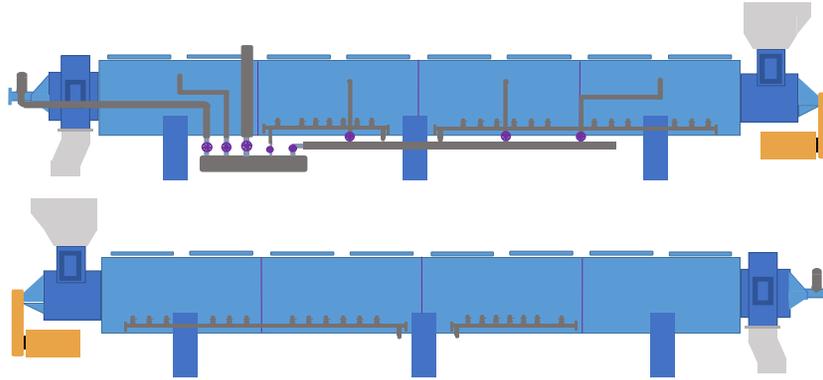
\_\_\_\_\_  
FIRMA DEL OPERADOR DE TURNO

\_\_\_\_\_  
FIRMA DEL JEFE DE PLANTA

\_\_\_\_\_  
FIRMA DEL SUPERINTENDENTE

# Anexo 5. Plantilla en Excel para los cálculos de demanda de vapor vivo en el área de cocinas copeinca Chimbote

% Agua	72.95%
% Grasa	7.74%
% Solidos	19.31%



$$\dot{q}_{conv} = \frac{(T_a - T_c)}{R_A + R_B + R_C}$$

$$R_A = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot r_1 \cdot h}$$

$$R_B = \frac{Ln(r_2/r_1)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k_{ace}}$$

$$R_C = \frac{Ln(r_3/r_2)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k_{ais}}$$

	COCINA 1	COCINA 2	COCINA 3	COCINA 4	COCINA 5
<b>FLUJO DE VAP REQUERIDO</b>	5849.861	5850.75321	5858.73932	5857.93096	5857.29837

<b>FLUJO DE VAP. TOTAL REQUERIDO (TON VAP/H)</b>	8.13
--	------

<b>CALOR TOT. REQUE. POR COCINAS</b>	61710821	kJ/h
<b>PROMEDIO DE EFICIENCIAS</b>	92%	
<b>PCI BUNKER RESIDUAL 6</b>	41030	kJ/kg
<b>FLUJO MASICO COMBUSTIBLE</b>	3.68	Gal/kg
<b>FLUJO MASICO COMBUSTIBLE</b>	444.85	Gal/h

## Simbologia

$\dot{q}_{cocanch}$	CALOR PARA COCCION	12293.86 MJ/h
$m_{MP}$	Capacidad de cocina	44 Ton/h
$C_{Panch}$	Cp anchoveta	3.49 kJ/kg °C
$T_{coc}$	Temp. Coccion	100 °C
$T_{ing.anch}$	Temp. Inicial de la MP	20 °C

$\dot{q}_{cal}$	CALOR PARA CALE. Y MAN (W)
$m_{coc}$	Masa de cocinas (Kg)
$C_{Pacero}$	Cp acero (kJ/kg °C)
$T_{Lcoc}$	Temp. Ini. Cocina (°C)
$T_{Fcoc}$	Temp. fin. Cocina (°C)

cocina 1	cocina 2	cocina 3	cocina 4	cocina 5
1235904	1235904	1235904	1298880	1298880
31400	31400	31400	33000	33000
0.48	0.48	0.48	0.48	0.48
18	18	18	18	18
100	100	100	100	100

$\dot{q}_{radia}$	PERDIDAS POR RADIACION (kJ/h)
$\phi_{cocina}$	Diametro (m)
L	Longitud (m)
$T_{tapa}$	Temp. Aislamiento (°C)
$T_{tapa}$	Temp. Tapas (°C)
$T_{amb}$	Temp. Ambiente (°C)
$\sigma$	ctte de Stefan bolt. (w/m2.K)

29901.23	31619.20	45413.50	45928.21	44740.57
1.218	1.22	1.535	1.562	1.562
13	13.25	14.8	14.65	14.65
35	38	39	39	37
99	98	97	99	97
20	20	20	20	20
5.67E-08	5.67E-08	5.67E-08	5.67E-08	5.67E-08

$r_{cocina}$	Radio (m)
$A_{cil}$	Area superficiecilindrica (m2)
$A_{tapa}$	Area de tapas (m2)
$\epsilon_{acinox}$	coef. Emisi. Acero inox
$\epsilon_{fierro}$	coef. Emisi. Fierro
$\dot{q}_{radtapa}$	perdida por rad. En tapas (w)
$\dot{q}_{radcilm}$	perdidas por rad. En sup. Cillin. (w)

0.609	0.61	0.7675	0.781	0.781
52.073	53.121	75.070	75.721	75.721
1.165	1.169	1.851	1.916	1.916
0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
0.44	0.44	0.44	0.44	0.44
342.83	337.97	525.62	563.83	544.28
7963.07	8445.14	12089.24	12194.01	11883.66

$\dot{q}_{conv}$	PERDIDAS POR CONVECCION (W)
$r_1$	Radio int. chaqueta
$r_2$	Radio ext. Chaqueta
$r_3$	Radio ext. Aislante de calor
$r_4$	Radio ext. Cam. Coccion
$T_b$	Temp. En camara de cocina
$T_d$	Temp. En exterior de aislante
$\nu$	Viscosidad dinamica (kg/m.s)
$\rho$	densidad del agua a 146°C (kg/m3)
$\mu$	Viscosidad cinematica (m2/s)
$C_{Pvap}$	Calor espec. De vapor (kJ/kg.K)
$k_{ace}$	Conduc. Termi. Acero
$k_{ais}$	Conduc. Termi. Aislante

7748.794	7911.610	10952.031	8733.302	8587.431
0.524	0.525	0.6825	0.524	0.525
0.528	0.529	0.6865	0.528	0.529
0.609	0.61	0.7675	0.609	0.61
0.514	0.515	0.6725	0.514	0.515
143.6	143.6	143.6	143.6	143.6
35	35	38	35	37
1.39E-05	1.39E-05	1.39E-05	1.39E-05	1.39E-05
1.71	1.71	1.71	1.71	1.71
8.08E-06	8.08E-06	8.08E-06	8.08E-06	8.08E-06
2.29	2.29	2.29	2.29	2.29
43	43	43	43	43
0.035	0.035	0.035	0.035	0.035

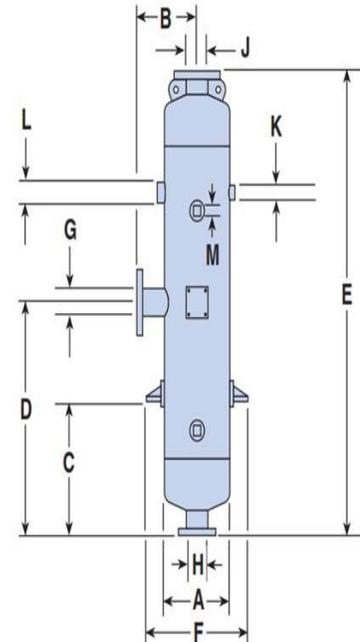
$h_{aire}$	Coefi. Conv. Del aire
$k_{vap}$	Conduc. Termi. Del vapor
$D_{cv}$	Diametro de la camara de vap.
$Nu$	Numero de Nusselt
$Pr$	Numero de Prant
$Re$	Numero de Reynolds
$G_{max}$	Velocida de vapor el area libre (m/s)
$A_{lib}$	Area Libre(m2)
$\dot{Q}_{vap}$	Caudal de vapor (m3/s)
$R_A$	Resis. Convectiva A
$R_B$	Resis. Conductiva B
$R_C$	Resis. Conductiva C

44.14	44.06	35.67	44.64	44.55
0.031	0.031	0.031	0.031	0.031
1.028	1.03	1.345	1.028	1.03
1464	1464	1548	1480	1480
1.02	1.02	1.02	1.02	1.02
1.1E+06	1.1E+06	1.2E+06	1.1E+06	1.1E+06
8.62	8.60	7.06	8.74	8.72
0.033	0.033	0.043	0.033	0.033
0.28	0.28	0.30	0.28	0.28
5.29E-04	5.19E-04	4.42E-04	4.64E-04	4.65E-04
2.17E-06	2.12E-06	1.46E-06	1.92E-06	1.92E-06
0.050	0.049	0.034	0.044	0.044

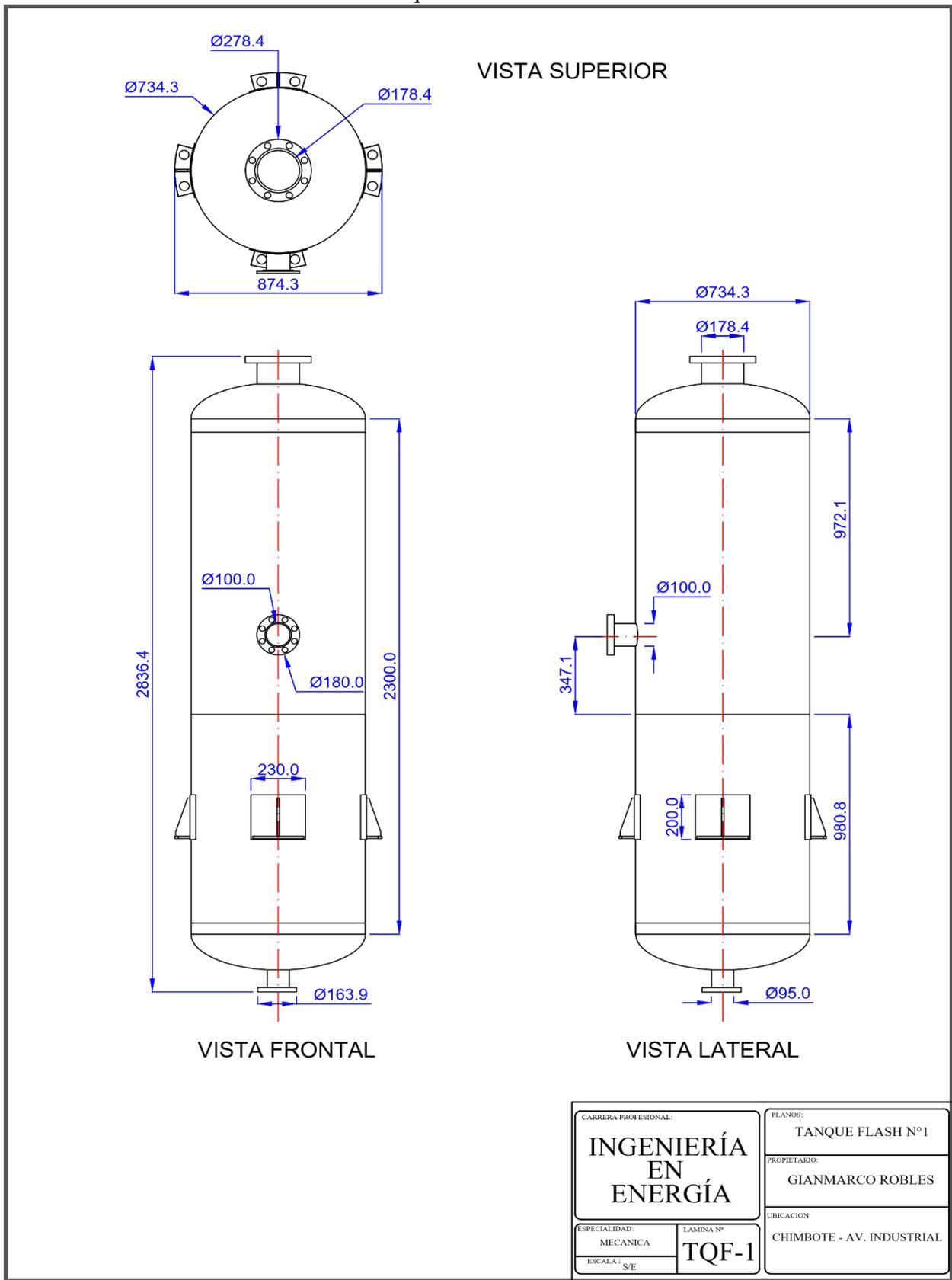
12293856.96	12293856.96	12293856.96	12293856.96	12293856.96
29901.23	31619.20	45413.50	45928.21	44740.57
7748.794	7911.610	10952.031	8733.302	8587.431
12331506.99	12333387.77	12350222.49	12348518.47	12347184.97

Anexo 6. Plantilla en Excel para los cálculos de dimensionamiento de tanques flash

		TANQUE FLASH 1	TANQUE FLASH 2	unidades
Presion alta	P1	5	4.5	bar
	m1	38829.0	7598.6	kg/h
	h1	640.23	623.25	kJ/kg
	V1	0.0010926	0.0010882	m <sup>3</sup> /kg
	FRACCIÓN	8.17%	7.41%	
Presion Baja	P2=P3	1.4	1.4	bar
Vapor Flash	m2	35654.99	7035.25	kg/h
	h2	2517	2517	kJ/kg
	V2	1.266000	1.266000	m <sup>3</sup> /kg
Condensados de línea de presion baja	m3	3173.96	563.34	kg/h
	h3	457.7	457.7	kJ/kg
	V3	0.0010509	0.0010509	m <sup>3</sup> /kg
Mezcla	ENTALPÍA DE LA MEZCLA	625.94	610.29	kJ/kg
	V MEZCLA	0.1044	0.094784	m <sup>3</sup> /kg
Tanque Flash	VELOCIDAD DE MEZCLA RECOMENDADA	6.9	6.9	m/s
	VOLUMEN DE RESERVA DESEADO	0.02	0.03	m <sup>3</sup>
Diametro	VOLUMEN DEL TANQUE FLASH	1.126	0.200	m <sup>3</sup> /s
	DIÁMETRO DEL TANQUE FLASH	0.456	0.192	m
Altura	hL	0.123	1.035	m
	hf	0.533	0.401	m
	hv	1.142	1.010	m
	ALTURA DEL TANQUE FLASH	1.798	2.446	m
Relacion (A/D)	RELACIÓN ALTURA-DIAMETRO	3.944	12.731	
Tuberia de ingreso al Tanque flash	VELOCIDAD DE ENTRADA	1.25	1.4	m/s
	DIÁMETRO DE ENTRADA	109.56	45.70	mm
	DIÁMETRO DE ENTRADA	4.31	1.80	in
Tuberia de salida de vapor flash	VELOCIDAD DE SALIDA DEL VAPOR FLASH	26	27	m/s
	DIÁMETRO DE SALIDA DEL VAPOR FLASH	783.60	341.57	mm
	DIÁMETRO DE SALIDA DEL VAPOR FLASH	30.85	13.45	in
Tuberia de salida de condensado	VELOCIDAD DE SALIDA DEL CONDENSADO	1.2	1.4	m/s
	DIÁMETRO DE SALIDA DEL CONDENSADO	31.35	12.23	mm
	DIÁMETRO DE SALIDA DEL CONDENSADO	1.23	0.48	in



Anexo 7. Plano dimensionamiento de tanque flash 1



CARRERA PROFESIONAL:		PLANOS:
<b>INGENIERÍA EN ENERGÍA</b>		TANQUE FLASH N° 1
		PROPIETARIO:
ESPECIALIDAD:		UBICACION:
MECANICA	LAMINA N°	CHIMBOTE - AV. INDUSTRIAL
ESCALA: S/E	<b>TQF-1</b>	

Anexo 8. Plano dimensionamiento de tanque flash 2

