



**FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA MECÁNICA**

**DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA
EMPRESA PESQUERA CANTABRIA S.A.**

Tesis para optar el Título de: INGENIERO MECÁNICO.

Presentado por los bachilleres:

- CHAVEZ HUINGO, Mariano Antonio
- JARA ANCAJIMA, Heber Joshtin

Asesor: Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz.

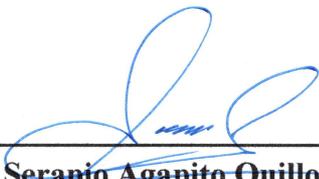
Nuevo Chimbote–Perú, Octubre 2020



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA MECÁNICA

HOJA DE CONFORMIDAD DE ASESOR

El presente informe de Tesis titulado **“DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA S.A.”**, elaborado por los bachilleres **JARA ANCAJIMA HEBER JOSHTIN** y **CHAVEZ HUINGO MARIANO ANTONIO**, para optar el Título Profesional de Ingeniero Mecánico. Ha contado con el asesoramiento de quien deja constancia de su aprobación. Por tal motivo, firma el presente trabajo en calidad de asesor.



Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz
Asesor



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA MECÁNICA

HOJA DE CONFORMIDAD DEL JURADO EVALUADOR

El presente informe de Tesis titulado “**DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA S.A.**”, elaborado por los bachilleres **JARA ANCAJIMA HEBER JOSHTIN** y **CHAVEZ HUNGO MARIANO ANTONIO** para optar el Título Profesional de Ingeniero Mecánico.

Fue Revisado y Aprobado por el siguiente Jurado Evaluador

Ing. Rusber Alberto Risco Ojeda
Presidente

Ms. Nelver Javier Escalante Espinoza
Secretario

Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz
Integrante

ACTA DE SUSTENTACIÓN INFORME FINAL DE TESIS

Siendo las 17:00 horas del 19 de octubre del año dos mil veinte, el Jurado Evaluador integrado por los docentes: **Ing. Rusber Alberto Risco Ojeda (Presidente)**, **Ms. Nelver Javier Escalante Espinoza (Secretario)**, **Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz (Integrante)**, en cumplimiento a la Resolución N° 094-2020-UNS-CFI, mediante la plataforma virtual ZOOM, en concordancia con la Directiva N° 003-2020-UNS-VRAC, aprobada con Resolución N° 306-2020-CU-R-UNS de fecha 12.06.2020, se da inicio a la sustentación de la Tesis titulada: **“DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA S.A.”**, presentado por los Bachilleres: **JARA ANCAJIMA HEBER JOSHTIN**, con código N° **0201216031** y **CHAVEZ HUINGO MARIANO ANTONIO**, con código N° **0201216024**, quienes fueron asesorados por el Dr. SERAPIO AGAPITO QUILLOS RUIZ según T/R.D N° 666-2018-UNS-FI, de fecha 12.10.2018.

El Jurado Evaluador, después de deliberar sobre aspectos relacionados con el trabajo, contenido y sustentación del mismo y con las sugerencias pertinentes en concordancia con el Reglamento General para Obtener el Grado Académico de Bachiller y el Título Profesional en la Universidad Nacional del Santa, declaran aprobar:

BACHILLER	PROMEDIO VIGESIMAL	PONDERACIÓN
JARA ANCAJIMA HEBER JOSHTIN	15	BUENO

Siendo las 19:00 horas del mismo día, se dio por terminado el Acto de Sustentación, firmando la presente acta en señal de conformidad.

Nuevo Chimbote, 19 de Octubre del 2020.



Ing. Rusber Alberto Risco Ojeda

Presidente



Ms. Nelver Javier Escalante Espinoza

Secretario



Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz

Integrante

ACTA DE SUSTENTACIÓN INFORME FINAL DE TESIS

Siendo las 17:00 horas del 19 de octubre del año dos mil veinte, el Jurado Evaluador integrado por los docentes: **Ing. Rusber Alberto Risco Ojeda (Presidente)**, **Ms. Nelver Javier Escalante Espinoza (Secretario)**, **Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz (Integrante)**, en cumplimiento a la Resolución N° 094-2020-UNS-CFI, mediante la plataforma virtual ZOOM, en concordancia con la Directiva N° 003-2020-UNS-VRAC, aprobada con Resolución N° 306-2020-CU-R-UNS de fecha 12.06.2020, se da inicio a la sustentación de la Tesis titulada: **“DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA S.A.”**, presentado por los Bachilleres: **JARA ANCAJIMA HEBER JOSHTIN**, con código N° **0201216031** y **CHAVEZ HUINGO MARIANO ANTONIO**, con código N° **0201216024**, quienes fueron asesorados por el Dr. SERAPIO AGAPITO QUILLOS RUIZ según T/R.D N° 666-2018-UNS-FI, de fecha 12.10.2018.

El Jurado Evaluador, después de deliberar sobre aspectos relacionados con el trabajo, contenido y sustentación del mismo y con las sugerencias pertinentes en concordancia con el Reglamento General para Obtener el Grado Académico de Bachiller y el Título Profesional en la Universidad Nacional del Santa, declaran aprobar:

BACHILLER	PROMEDIO VIGESIMAL	PONDERACIÓN
CHAVEZ HUINGO MARIANO ANTONIO	15	BUENO

Siendo las 19:00 horas del mismo día, se dio por terminado el Acto de Sustentación, firmando la presente acta en señal de conformidad.

Nuevo Chimbote, 19 de Octubre del 2020.



Ing. Rusber Alberto Risco Ojeda

Presidente



Ms. Nelver Javier Escalante Espinoza
Secretario



Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz
Integrante



Recibo digital

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

La primera página de tus entregas se muestra abajo.

Autor de la entrega: Mariano Antonio/heber Joshtin Cha...
Título del ejercicio: "DISEÑO DEL SISTEMA DE GENER.
Título de la entrega: "DISEÑO DEL SISTEMA DE GENER.
Nombre del archivo: TESIS_FINAL_2020___HEBER_JAR.
Tamaño del archivo: 1.39M
Total páginas: 79
Total de palabras: 17,929
Total de caracteres: 91,373
Fecha de entrega: 05-jul-2020 02:17p.m. (UTC-0500)
Identificador de la entrega: 1353707649



FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA MECÁNICA

DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA
EMPRESA PESQUERA CANTABRIA S.A.

Tesis para optar el Título de: INGENIERO MECÁNICO.

Presentado por los bachilleres:

- CHAVEZ HUINGO, Mariano Antonio
- JARA ANCAJIMA, Heber Joshtin

Asesor: Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz.

Nuevo Chimbote-Perú, Julio 2020

Dedicatoria

A mis padres que son mi razón de ser y superar cada día porque están de manera contante brindándome su apoyo de manera incondicional, a todos mis seres amados por su apoyo sincero en cada etapa de mi vida, con mi más sincero amor, en especial a mi señora Madre Esther quien con todos los imprevistos y contratiempo estuvo conmigo.

Mariano Antonio Chavez Huingo

A mis padres Rosa y Santos por su apoyo incondicional siempre, por el amor y comprensión que siempre me han entregado, por todo el esfuerzo que sé que han realizado para darme estudios. A mi hermana Dariana por todo el afecto y apoyo que me ha brindado, a mis abuelos, tíos y primos por estar siempre en los buenos y malos momentos.

Heber Joshtin Jara Ancajima

Agradecimiento

Agradecer primeramente a nuestro Dios Padre por permitirme llegar a este punto de mi vida profesional, por darme la capacidad para mejorar cada día.

Agradecer a nuestro asesor de tesis, Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz por su apoyo brindado a lo largo de este presente trabajo de investigación, a nuestro asesor metodólogo, Ing. José Chero Ballena.

Mariano Antonio Chavez Huingo

A Dios por darme la fortaleza para afrontar con fe las adversidades en mi vida, a toda mi familia por ser el principal motivo para salir adelante. Agradecer a mi amigo Mariano por haber entregado todo su esfuerzo y apoyo en la elaboración de nuestra tesis, a nuestro asesor de tesis el Dr. Serapio Agapito Quilloz Ruiz por todo el apoyo y las recomendaciones brindadas. A todos nuestros profesores de la escuela de Ingeniería Mecánica por habernos brindado una buena formación ética y profesional.

Heber Joshtin Jara Ancajima

Índice

Resumen.....	8
Abstract.....	9
I. Introducción	1
1.1 Antecedentes	2
1.2 Formulación del Problema	3
1.3 Hipótesis.....	4
1.4 Justificación.....	4
1.4.1 Justificación ambiental.....	4
1.4.2 Justificación energética.....	5
1.4.3 Justificación económica	5
1.5 Importancia de la Investigación	6
1.6 Objetivos	7
1.6.1 Objetivo general.....	7
1.6.2 Objetivos específicos	7
1.7 Limitaciones del Trabajo.....	7
II. Marco Referencial.....	8
2.1 Análisis Térmico del Sistema de Generación de Vapor Flash.....	8
2.1.1 Requerimiento de calor en las cocinas.....	8
2.1.2 Balance de masa en los secadores.....	9
2.1.3 Calor requerido para calentar una sustancia	10
2.1.4 Pérdidas de calor por convección y radiación en calentamiento de sustancias	10
2.2 El Vapor Flash.....	10
2.2.1 Disponibilidad de vapor flash	11

2.2.2	Calor obtenido del vapor flash.....	12
2.2.3	Consumo de combustible equivalente a la producción del vapor flash	12
2.3	Tanque de Vapor Flash	13
2.3.1	Reducción de pérdidas de calor con uso de aislante térmico.....	13
2.3.2	Dimensionamiento del tanque flash.....	14
2.3.3	Dimensión fundamental (diámetro interno del tanque)	15
2.3.4	Altura del tanque flash	15
2.3.5	Diámetro de boquillas de tanque flash.....	16
2.3.6	Condensación en tuberías de vapor.....	19
2.3.7	Dilatación y soporte de tuberías.....	20
2.4	Análisis Mecánico del Sistema de Recuperación de Vapor Flash	21
2.4.1	Cálculo de espesor de tapas y cuerpo del tanque	21
2.5	Dimensionamiento del Diámetro de Tuberías del Sistema de Vapor Flash.....	23
2.5.1	Cálculo de la caída de presión por fricción.....	24
2.5.2	Cálculo de los coeficientes de resistencia locales (K_i) en codos, te, válvulas y reducciones.....	25
2.6	Análisis Económico	27
2.6.1	Valor Actual Neto (VAN).....	27
2.6.2	Tasa Interna de Rendimiento (TIR)	27
2.6.3	Periodo de Pago	28
2.6.4	Rentabilidad	28
2.7	Sistema de Gestión de Calidad Aplicado al Proyecto	29

2.7.1	Información documentada en ISO 9001 2015	29
2.7.2	Control de procesos, productos y servicios suministrados de forma externa	29
2.7.3	Trazabilidad	29
2.7.4	Controlar los cambios durante el proyecto	29
2.7.5	Seguimiento, medición, análisis y evaluación	30
III.	Materiales y Métodos.....	31
3.1	Criterios de Selección	31
3.2	Técnicas e Instrumentos de Recolección de Datos	31
3.2.1	Análisis documental.....	31
3.2.2	Equipos e instrumentos de medición	31
3.3	Validación y Confiabilidad del Instrumento	32
3.4	Consideraciones Éticas.....	32
3.5	Métodos de Análisis.....	32
3.5.1	Proceso para el diseño del sistema de generación de vapor flash.....	34
IV.	Cálculos	35
4.1	Diseño Térmico del Sistema de Generación de Vapor Flash.....	35
4.1.1	Cálculos en el proceso de cocinado	35
4.1.2	Cálculos en el proceso de secado.....	38
4.1.3	Cálculo de la demanda de calor requerida para el uso de vapor flash	40
4.1.4	Determinación de la presión de operación del tanque flash.	47
4.2	Cálculo del Sistema de Generación de Vapor Flash	50
4.2.1	Dimensionamiento de los tanques flash.....	50
4.2.2	Diseño mecánico de tanques flash	54

4.2.3 Dimensionamiento de tuberías de distribución de vapor flash	58
4.2.4 Consumo de combustible equivalente a la producción del vapor flash	65
4.2.5 Ahorro en consumo de combustible	67
V. Resultados	68
5.1 Vapor flash obtenido	68
5.2 Diseño mecánico del tanque flash.....	69
5.3 Análisis Económico	70
VI. Discusiones	73
VII. Conclusiones	75
VIII. Recomendaciones.....	76
Nomenclatura.....	77
Referencias bibliográficas.....	85

Índice de Tablas

Contenido

Tabla 1. Calculo de diámetro de salida de condensado de tanque flash-----	17
Tabla 2. Esfuerzo admisible para tanques a presión -----	21
Tabla 3. Velocidades medias de conducción en tuberías-----	23
Tabla 4. Factores K_1 y K_α para accesorios “T”-----	25
Tabla 5. Factores K_1 y K_α para válvulas-----	25
Tabla 6. Factores K_1 y K_α para codos -----	26
Tabla 7. Calor requerido para la cocción de pescado -----	35
Tabla 8. Calor requerido para calentamiento de cocina -----	36
Tabla 9. Calor perdido por convección y radiación en las cocinas-----	36
Tabla 10. Calor total requerido en las cocinas -----	37
Tabla 11. Vapor requerido en el cocinado -----	37
Tabla 12. Consumo de combustible en el proceso de cocinado-----	38
Tabla 13. Harina producida en planta durante una hora-----	38
Tabla 14. Sólidos grasos en la harina -----	39
Tabla 15. Agua evaporada por secadores -----	39
Tabla 16. Vapor de agua requerido por secadores-----	39
Tabla 17. Calor requerido en tanque de espumas - trampa de grasa PAMA -----	40
Tabla 18. Calor requerido en tanque de espumas - celdas de flotación PAMA -----	41
Tabla 19. Calor requerido en tanque de petróleo R500 para calderas -----	42
Tabla 20. Calor requerido en tanque de petróleo R-500 - Gases calientes -----	43
Tabla 21. Calor necesario - tanque de espumas de trampa de grasa – Planta de Harina-----	44
Tabla 22. Calor requerido – tanque de espumas de celdas de flotación – Planta Harina -----	45
Tabla 23. Demanda de calor en cada punto de consumo de vapor flash-----	46
Tabla 24. Disponibilidad de condensado de equipos -----	47

Tabla 25. Disponibilidad de condensado de equipos -----	47
Tabla 26. Selección de presión de operación del tanque flash-----	48
Tabla 27. Resumen cálculo de altura de tanques flash -----	51
Tabla 28. Resumen de cálculo de alturas de tanques flash -----	51
Tabla 29. Cálculo de diámetro de descarga de vapor flash -----	52
Tabla 30. Cálculo de diámetro de entrada de condensado al tanque-----	52
Tabla 31. Datos del condensado de salida del tanque flash -----	53
Tabla 32. Cálculo de diámetro de salida de condensado de tanque flash -----	53
Tabla 33. Variables de diseño del tanque flash 1 -----	55
Tabla 34. Propiedades de vapor flash -----	58
Tabla 35. Propiedades de tubería $Tb_{1-1,1}^1$ -----	60
Tabla 36. Elementos y coeficientes de la tubería: $Tb_{1-1,1}$ -----	60
Tabla 37. Presión real del vapor en el punto de consumo 1.1 ² -----	60
Tabla 38. Propiedades del vapor en el punto de consumo 1.1 -----	61
Tabla 39. Flujo de vapor en el tramo $Tb_{1,1-1,2}^3$ -----	61
Tabla 40. Propiedades de tubería $Tb_{1,1-1,2}$ -----	63
Tabla 41. Elementos y coeficientes de la tubería: $Tb_{1,1-1,2}$ -----	63
Tabla 42. Presión real del vapor en el punto de consumo 1.2 ⁴ -----	64
Tabla 43. Flujo real de vapor en el punto de consumo 1.2 -----	64
Tabla 44. Propiedades del vapor en el punto de consumo 1.2 -----	64
Tabla 45. Consumo de combustible equivalente en punto 1.1 -----	66
Tabla 46. Consumo de combustible equivalente en punto 1.2 -----	66
Tabla 47. Disponibilidad de condensado de equipos -----	68

¹ $Tb_{1-1,1}$: Tramo de tubería del punto 1 (Tanque flash) al punto de consumo 1.1.

² 1.1 : Ubicación de los tanques receptores de espumas en planta de harina.

³ $Tb_{1,1-1,2}$: Tramo de tubería del punto de consumo 1.1 al punto de consumo 1.2.

⁴ 1.2 : Ubicación del tanque colector de espumas de la trampa de grasa.

Tabla 48. Vapor flash generado-----	68
Tabla 49. Dimensiones del tanque flash-----	69
Tabla 50. Espesor del cuerpo y tapa del tanque flash-----	69
Tabla 51. Propiedades en el tramo 1-1.1 -----	70
Tabla 52. Propiedades en el tramo 1.1-1.2-----	70
Tabla 53. Ahorro de combustible-----	70
Tabla 54. Costo del proyecto-----	71
Tabla 55. Flujo de caja neto-----	71
Tabla 56. Resultados Análisis Económico-----	72

Índice de Figuras

Contenido

Figura 1. Formación de vapor flash debido a la caída de presión -----	11
Figura 2. Volumen de control del tanque flash -----	11
Figura 3. Aislamiento en tuberías -----	13
Figura 4. Medidas consideradas para el dimensionamiento del tanque flash -----	14
Figura 5. Valores de diámetros internos de tanques flash para un flujo de vapor flash -----	15
Figura 6. Tramo de tubería de salida de condensado del tanque flash -----	17
Figura 7. Codos en tuberías de vapor -----	20
Figura 8. Soporte de tubería tipo media luna -----	20
Figura 9. Parámetros para el cálculo de espesor de pared de tanque -----	22
Figura 10. Parámetros para el cálculo de espesor de tapa elíptica -----	23
Figura 11. Secuencia metodológica para el diseño del sistema de generación de vapor flash en empresa Pesquera Cantabria S.A. -----	34
Figura 12. Demanda de calor en puntos de consumo de vapor flash -----	46
Figura 13. Representación de manifold de condensado -----	47
Figura 14. Relación entre la presión de flasheo vs demanda cubierta de calor -----	49
Figura 15. Calculo del diámetro del cuerpo del tanque flash - método grafico -----	50
Figura 16. Gráfica para la selección de trampa de vapor -----	54
Figura 17 . Sistema de generación de vapor flash en Pesquera Cantabria S.A -----	57
Figura 18. Diagrama de distribución de vapor flash -----	58
Figura 19. Caída de presión en línea de distribución de vapor flash -----	65

Índice de Anexos

- Anexo A. Soportes para Tubería de Vapor Flash
- Anexo B. Demanda de Vapor en Puntos de Consumo de Vapor Flash
- Anexo C. Hojas de Cálculo de Emisión Calorífica y Condensado por Tramo de Tubería del Sistema de Generación de Vapor Flash.
- Anexo D. Características de Equipos de Cocinado y Secado
- Anexo E. Registros de Producción de Harina y Aceite de Pescado 2018
- Anexo F. Operación de Cocinas en Temporada de Producción 2018-I
- Anexo G. Operación de Secadores Rotadisco en Temporada de Producción 2018-I
- Anexo H. Operación de Secadores Rotatubos en Temporada de Producción 2018-I
- Anexo I. Costo de Materiales para Sistema de Generación de Vapor Flash
- Anexo J. Determinación del Calor Específico de las Espumas de Trampa de Grasa y Celdas de Flotación
- Anexo K. Fórmulas para Determinación de Capacidad Efectiva de Cocinas – Ministerio de la Producción
- Anexo L. Formatos de Control de Proceso
- Anexo M. Selección de Trampa de Vapor
- Anexo N. Planos de Fabricación y Montaje

Resumen

El presente trabajo de investigación busca realizar el diseño del sistema de generación de vapor flash en Pesquera Cantabria S.A. a partir de los parámetros de operación de los equipos, obtenidos durante las temporadas de pesca 2018-I y 2018-II, con lo cual mediante la expansión de los condensados de las cocinas y secadores dentro de un tanque de vapor flash de 0,7 m de diámetro y 2,50 m de altura, con una salida de vapor de 8" y de 4" para la evacuación condensado a baja presión, todo esto calculado mediante los métodos propuestos por Armstrong International y siguiendo algunas recomendaciones propuestas por otros autores, se estará generando 2 314,694 kg/h de vapor a 17 psi y se podrá aprovechar para cubrir en un 63% de la demanda de calor proyectada. Permitiendo calentar las espumas almacenadas en los tanques ubicados en planta de harina y las espumas recuperadas de una trampa de grasa ubicada en el área de la planta destinada al tratamiento de las aguas de descarga de pescado.

De esta forma se reducirá en un 4,3% el consumo de petróleo R-500 al año, ahorrando aproximadamente \$ 116 835,43 anualmente, logrando recuperar la inversión del proyecto luego de 4 meses de producción, equivalente a 2 temporadas de pesca aproximadamente.

Palabras clave: Vapor flash; Condensado; Combustible.

Abstract

This research work seeks to carry out the design of the flash steam generation system in Pesquera Cantabria S.A. based on the operating parameters of the equipment, obtained during the fishing seasons 2018-I and 2018-II, therefore by expanding the condensates of the kitchens and dryers inside a flash steam tank 0.7 m in diameter and 2.50 m in height, with an 8" and 4" steam outlet for low-pressure condensed evacuation, all calculated using Armstrong International's proposed methods and following some recommendations proposed by other authors, 2,314,694 kg/h of steam at 17 psi will be generated and can be leveraged to cover 63% of projected heat demand. Allowing to heat the foams stored in the tanks located in the flour plant and the foams recovered from a grease trap located in the area of the plant intended for the treatment of fish discharge water.

This will reduce R-500 oil consumption per year by 4.3%, saving approximately \$116,835.43 annually, recovering the project's investment after 4 months of production, equivalent to approximately 2 fishing seasons.

Keywords: Flash Steam; Condensed; Fuel.

I. Introducción

En la actualidad, la industria pesquera nacional, busca mejoras continuas de sus procesos teniendo sumo cuidado con los consumos de vapor debido que estos influyen de manera directa en las ratios de consumo de petróleo R500. El vapor saturado generado por las calderas y que posteriormente ingresan a los equipos de secado y cocinado en una planta pesquera, entregan una determinada cantidad de calor a los equipos, razón por la cual a causa de este proceso de transferencia de calor se genera un determinado flujo de condensado presurizado el cual es un fluido con un gran potencial de energía calorífica que no suele aprovecharse de la manera correcta y que suele perderse al medio ambiente. Dentro de los diferentes usos que se le pueden dar a estos condensados está el de calentamiento del agua de alimentación a las calderas, obteniéndose un ahorro de energía para este calentamiento que puede llegar hasta los 100°C con desaeradores que trabajan a presión, lográndose reducir las concentraciones de oxígeno disuelto a cero y un ahorro importante en los costos de tratamiento de estas aguas. (Echeverry, 1995).

Cuando el condensado presurizado que se encuentra a una temperatura mayor a la temperatura de saturación del líquido a baja presión se expande a una menor presión provoca que una fracción de este se revaporize al convertir parte de su calor sensible en calor latente, dando origen a la generación del llamado vapor flash. (TLV International Inc., 2018).

Los principios de generación de vapor flash son unos de los puntos claves para afrontar el problema del no aprovechamiento del calor de los condensados de las cocinas y secadores, por lo que partiendo de aquí se buscará cuantificar la cantidad de vapor flash que se pueda obtener para ser utilizado en determinados puntos de consumo de vapor en el proceso. Por esta razón el presente trabajo de investigación busca diseñar todo el sistema para la generación de vapor flash que aproveche la energía de estos condensados de las cocinas y secadores mediante la fabricación de tanques flash donde se expanda el condensado y desde donde se distribuya el

vapor flash generado hasta los puntos de calentamiento de espumas del agua de bombeo de pescado y de petróleo R500.

1.1 Antecedentes

La generación de vapor flash se ha venido desarrollando en todo tipo de industrias que involucren la producción de vapor. Tenemos que en una planta industrial en Guayaquil que consume 38 812,5 lb_m/hr, al desarrollar el sistema de recuperación de condensados utilizando un Surge Tank que convierte el 19, 59% de condensado en vapor flash logra obtener un ahorro energético del 15% de energía, esto implica un ahorro económico de 272 885, 76 \$/año al año solo en combustible, sin tomar en cuenta el ahorro de agua y de químicos. Teniendo un tiempo de retorno de la inversión de 45 días”. (Villacres & Andrade, 2009)

Podemos encontrar aplicaciones del vapor flash en refrigeración. La inyección de vapor proveniente de un tanque flash para mejorar el rendimiento de calentamiento de una bomba de calor de dos etapas con un compresor rotativo doble accionado por inversor ha logrado contrarrestar la degradación del rendimiento en zonas tropicales y frías, aumentando el coeficiente de rendimiento y la capacidad de calentamiento en un 10% y 25% respectivamente, trabajando a una temperatura ambiente de -15°C con una tasa de flujo másico total del ciclo de inyección mayor en 30-38% que sin la inyección del vapor flash. (Jaehyeok, Min Woo, & Yongchan, 2010)

Por otro lado, la aplicación de los principios de generación de vapor flash ha sido frecuente en la industria de la producción de harina y aceite de pescado. Tenemos así que la implementación de un sistema de generación de vapor flash en “Pesquera Centinela S.A.C. – Chimbote” en el 2016, utilizando el vapor flash en las chaquetas de las cocinas ha llegado a reducir en un 11,24 % el consumo de vapor en el área de cocinado, permitiendo un ahorro de combustible de 29,36 gal/h de petróleo R500, lo cual equivale a

un ahorro anual de 98 356 \$/año, obteniendo el retorno de la inversión para este sistema en solo 4 meses. (Urcia & Zavaleta, 2016)

De la misma forma con la implementación de un sistema de vapor flash en el área de secado de la planta de harina COPEINCA en Chancay se obtienen 3 504,71 kg/h de vapor flash a 1.4 Barg, logrando así reducir el consumo de petróleo R-500 en un 3,68% en la producción de harina. Económicamente esto repercute en un ahorro de \$94 975 y del análisis económico de determinó que la implementación de un sistema de vapor flash es factible, por lo que se recomienda su aplicación. (Ramos Medina & Valle Bendezú , 2019)

No solo podemos encontrar estas aplicaciones del vapor flash en la industria de la harina y aceite de pescado, sino también en la industria de la producción de conservas de pescado. El aprovechamiento de los condensados de las autoclaves en la empresa “Conservera de las Américas” permitirá calentar agua de alimentación al caldero desde la temperatura ambiente, hasta una temperatura de 60°C utilizando un condensador para vapor flash con un coeficiente global de transferencia de calor de 1095 kcal/h m² °C, un tanque de flasheo y un intercambiador de calor con un coeficiente global de transferencia de calor de 1098 kcal/h m² °C. Esto llega a permitir que aumente la eficiencia térmica de la caldera en un 4% por lo que la energía calorífica proporcionada por el combustible disminuye en la misma proporción. Tomando como base una caldera de 1000 BHP de potencia con un consumo específico promedio de diésel N° 2 de 300 gal/h, para una operación de la planta de 4320 h al año un ahorro de 12 gal/h al precio de 4,015 \$/gal se obtiene un ahorro de 51 840 gal/1000 BHP y un ahorro de 56 609, 279 \$/año”. (Jimenez & Seijas, 2015)

1.2 Formulación del Problema

¿Con el diseño del sistema de generación de vapor flash se logrará reducir en 10% el consumo de petróleo R500 en la empresa Pesquera Cantabria S.A.?

1.3 Hipótesis

El diseño del sistema de generación de vapor flash logrará reducir en 10% el consumo de petróleo R500 en la empresa Pesquera Cantabria S.A.

1.4 Justificación

1.4.1 Justificación ambiental

El cuidado del medio ambiente ha sido en los últimos años uno de los temas más controversiales en el mundo, organizaciones responsables del medio ambiente han sido los encargados de venir fiscalizando las actividades pesqueras en el litoral peruano, imponiendo sanciones a empresas que no trabajen rigiéndose a las normativas vigentes. Las emisiones de combustión de petróleo siempre han sido un punto crítico debido a la presencia de gases contaminantes como CO₂ y partículas generadas por la combustión los cuales puede llegar a afectar la salud de las personas, estos gases son componentes que contribuyen al calentamiento global, lo cual ocasionó un incremento de la temperatura media global desde 1880 hasta el 2010 en 1° C. (Power Porto, 2009)

Para nuestro caso, la recuperación de calor a través de un sistema de generación de vapor flash supone una reducción en los consumos energéticos directos de la línea como la generación de vapor, por lo que se logrará la disminución de costos operativos al incrementar la eficiencia en la generación de vapor y por lo tanto la disminución del costo en consumo de combustibles, lo que implica que al existir un menor consumo de combustible se disminuirá las emisiones de los gases de combustión causantes del efecto invernadero.

1.4.2 Justificación energética

El Perú viene atravesando una crisis energética que arrastra desde los años 80s, debido principalmente a la deficiencia entre la demanda de petróleo y la cantidad de petróleo que se produce anualmente. Debido a esto hace falta que se instale una política energética en el país que busque soluciones a este problema como la inversión en proyectos de explotación de yacimientos petroleros en la selva o rediseño de estructuras geográficas para el desarrollo de energías limpias como la hidro energía. Como primer paso para mitigar este problema se han venido realizando auditorías energéticas para disminuir el desperdicio en el consumo de energía y petróleo. (Giesecke, 1986) .

La producción de vapor flash a partir del aprovechamiento de la energía de los condensados con alta presión, contribuyen de alguna manera a la disminución del consumo de energía en la planta, aportando en la disminución de demanda de petróleo en el país.

1.4.3 Justificación económica

Los costos de producción en la industria pesquera dependen de factores constantes como los gastos en mano de obra, transporte, alimentación entre otros, pero también se encuentran influenciados directamente por los gastos en combustible, por lo que a diario se busca que la relación entre los galones de petróleo consumido por cada tonelada de harina producida se encuentre dentro de un rango óptimo de proceso, el cual debería estar entre 39-41 gl/ton. Por esta razón se busca optimizar lo mejor posible el consumo de petróleo en producción a través de nuevas tecnologías que permitan cubrir determinadas demandas de calor sin incrementar significativamente el consumo de combustible. De confirmarse la hipótesis planteada se evitará que en los puntos donde antes se utilizaba vapor directo de

calderas, ahora pueda utilizarse vapor flash, permitiendo así cubrir esta demanda de calor ahorrando el petróleo que se tendría que quemar para evaporar el agua en los calderos que nos de ese mismo flujo de vapor flash. De esta manera se disminuyen los consumos de combustible, lo que trae como consecuencias menores costos productivos, incrementando las utilidades de la empresa.

1.5 Importancia de la Investigación

La industria pesquera es una de las principales actividades industriales de nuestro país, en donde se busca contar con procesos productivos eficientes y con la mayor rentabilidad posible, debido a esto cobra mayor importancia la búsqueda de nuevas tecnologías que contribuyan en mejorar el aprovechamiento de la energía y den como resultado una mayor productividad y un ahorro en costos de producción. El presente estudio de investigación surge a partir de la evaluación de los rendimientos de petróleo del proceso de producción de harina y aceite de pescado de la empresa Pesquera Cantabria S.A. los cuales a comparación de otras plantas pesqueras de la zona, muestran valores por encima del promedio, indicándonos una deficiencia energética del proceso, por lo que la implementación de un sistema de generación de vapor flash permitirá recuperar energía calorífica del condensado proveniente de las cocinas y secadores, la cual posteriormente podrá ser aprovechada en otros procesos y de esta manera se obtendrán mejoras en los rendimientos de petróleo.

1.6 Objetivos

1.6.1 Objetivo general.

Diseñar el sistema de generación de vapor flash mediante la recuperación de condensados de la producción de harina de pescado en empresa Pesquera Cantabria S.A.

1.6.2 Objetivos específicos

- Calcular la cantidad vapor flash que se obtiene con el condensado del proceso de cocinado y secado.
- Elaborar el diseño mecánico del tanque flash.
- Realizar el análisis económico de rentabilidad para la implementación de tanques flash en el proceso.

1.7 Limitaciones del Trabajo

- La carencia de flujómetros en las salidas de condensado de las cocinas y secadores no nos permiten obtener un valor exacto del flujo de condensado disponible de estos equipos.
- Ausencia de manómetros en la salida de condensado de las cocinas y secadores que nos permitan obtener la lectura de la presión a la que se encuentra el condensado disponible.
- La variación en la composición de sólidos y grasa de la anchoveta no nos permite obtener un valor exacto de su calor específico, de tal manera que podamos determinar la cantidad de calor que se necesita para su cocinado a 100° C.

II. Marco Referencial

2.1 Análisis Térmico del Sistema de Generación de Vapor Flash

2.1.1 Requerimiento de calor en las cocinas

Requerimiento de calor para el cocinado del pescado.

$$\dot{Q}_{\text{coc.pesc.}} = \dot{m}_{\text{pesc.}} \times C_{p\text{anchoveta}} \times (T_{\text{coc.}} - T_{\text{amb.}}) \dots\dots\dots (1)$$

Requerimiento de calor para precalentamiento de la cocina.

Para determinar la cantidad de calor que se requiere para el calentamiento de la cocina utilizamos la siguiente formula:

$$\dot{Q}_c = M_{\text{cocina}} \times C_{p\text{fe}} \times (T_i - T_f) \dots\dots\dots (2)$$

Pérdidas de calor en la cocina.

Podemos determinar el calor total perdido por convección y radiación mediante la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_{pc} = A \times U \times (T_{i,\text{aire}} - T_{f,\text{aire}}) \dots\dots\dots (3)$$

Donde para el área de transferencia de calor:

$$A_{tc} = 2 \times \pi \times R \times L + 2(0.75D_{\text{coc}}^2) \dots\dots\dots (4)$$

Determinación de coeficiente global de transferencia de calor:

$$U = 8.4 + 0.06(T_{f,\text{aisl.}} - T_{i,\text{aisl.}}) \dots\dots\dots (5)$$

Requerimiento total de calor en las cocinas.

El calor total requerido por las cocinas lo calculamos con la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_{t.\text{cnas}} = \dot{Q}_{\text{coc.pesc.}} + \dot{Q}_{\text{cal.cna.}} + \dot{Q}_{pc} \dots\dots\dots (6)$$

Consumo de vapor requerido por las cocinas.

El vapor requerido por las cocinas lo calculamos con la siguiente fórmula:

$$\dot{m}_{\text{vapor.coc.}} = \frac{\dot{Q}_{t.cna}}{h_{fg\ 4\ \text{bar}}} \dots\dots\dots (7)$$

Consumo de combustible en el cocinado.

Podemos determinar la cantidad de combustible que se consume para el proceso de cocinado de la anchoveta, utilizamos la siguiente fórmula:

$$\dot{m}_c = \frac{\dot{Q}_{t.cna}}{\eta_{\text{cald.}} \times P_{c.i.} \times \rho_{R500}} \dots\dots\dots (8)$$

2.1.2 Balance de masa en los secadores

Producción de harina.

Para determinar la cantidad de harina que se produce utilizamos la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_h = \frac{V_{pt}}{\eta_h} \dots\dots\dots (9)$$

Cantidad de sólidos grasos.

Se puede determinar los sólidos grasos mediante las siguientes ecuaciones:

$$\%SG_h = 100 - \%H_h \dots\dots\dots (10)$$

$$SG_h = \frac{\%SG_h \times \dot{m}_h}{100} \dots\dots\dots (11)$$

$$\%SG_{s.1} = 100 - \%H_{s.1} \dots\dots\dots (12)$$

$$SG_{s.1} = \frac{SG_h}{(\%SG_{s.1} / 100)} \dots\dots\dots (13)$$

$$\%SG_{s.2} = 100 - \%H_{s.2} \dots\dots\dots (14)$$

$$SG_{s.2} = \frac{SG_h}{(\%SG_{s.2} / 100)} \dots\dots\dots (15)$$

$$\%SG_{T.p.} = 100 - \%H_{T.p.} \dots\dots\dots (16)$$

$$SG_{T.p.} = \frac{SG_h}{(\%SG_{T.p.} / 100)} \dots\dots\dots (17)$$

Agua evaporada en secadores.

Determinamos el agua evaporada por los secadores con las siguientes fórmulas:

$$\dot{m}_{e. RT} = SG_{s. 1} - SG_{s. 2} \dots\dots\dots (18)$$

$$\dot{m}_{e. RD} = SG_{T.I.} - SG_{s. 1} \dots\dots\dots (19)$$

Vapor requerido por los secadores.

Los secadores requieren una determinada cantidad de vapor para el secado, estos flujos másicos de vapor lo calculamos con las siguientes fórmulas:

$$\dot{m}_v = \dot{m}_e \times \eta_t \dots\dots\dots (20)$$

2.1.3 Calor requerido para calentar una sustancia

Podemos calcular la cantidad de calor necesario para calentar una sustancia en un determinado tiempo con la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_{es.} = \frac{m_{es} \times C_p \times (T_{fe} - T_{ie})}{t_{ce}} \times 3600 \dots\dots\dots (21)$$

Donde: 3600 es un factor de conversión del calor requerido de segundos a horas.

2.1.4 Pérdidas de calor por convección y radiación en calentamiento de sustancias

Podemos determinar el calor total perdido por convección y radiación de los tanques que almacenan una determinada sustancia con la siguiente fórmula:

$$\dot{Q}_p = A \times U \times (T_{inicial} - T_{final}) \dots\dots\dots (22)$$

2.2 El Vapor Flash

Cuando tenemos agua caliente a presión y la liberamos a una presión más baja, lo que hacemos es disminuir su temperatura de ebullición y provocar que parte del calor sensible sea absorbido como calor latente, lo que produce una reevaporación del agua, originando de esta manera el vapor flash. (TLV International Inc., 2018).

El contenido de calor del vapor flash es idéntico al del vapor vivo, a la misma presión. Muchas veces este calor del vapor flash es desperdiciado si se deja escapar a través del venteador del equipo receptor. (Armstrong International, 2016).

Podemos observar de la figura 1 que al producirse una reducción de la presión del líquido saturado de P1 a P2 se produce una expansión isoentrópica lo cual convierte este líquido saturado en una mezcla con una determinada calidad de vapor.

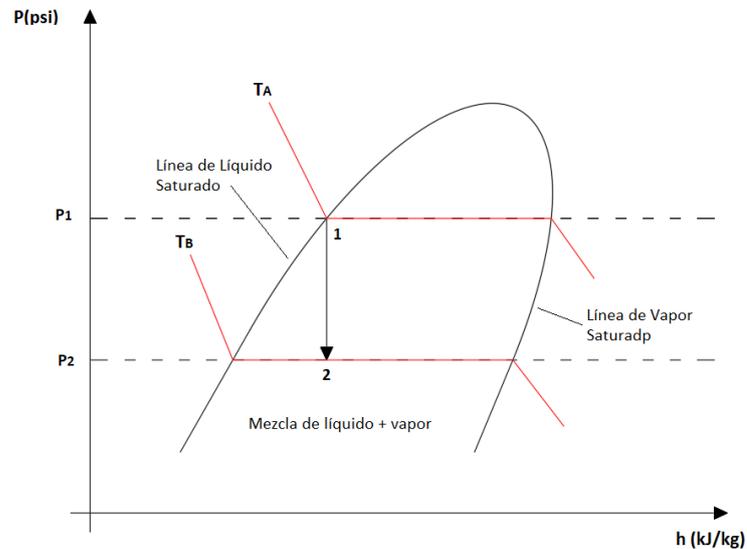


Figura 1. Formación de vapor flash debido a la caída de presión.
Fuente: Cengel, Y., & Boles, M. (2011)

2.2.1 Disponibilidad de vapor flash

De la figura 1, al encontrarse dentro de la sección de mezcla líquido vapor se tiene una determinada calidad de la mezcla, la cual relaciona la cantidad de vapor respecto a la cantidad total de la mezcla, así tenemos que:

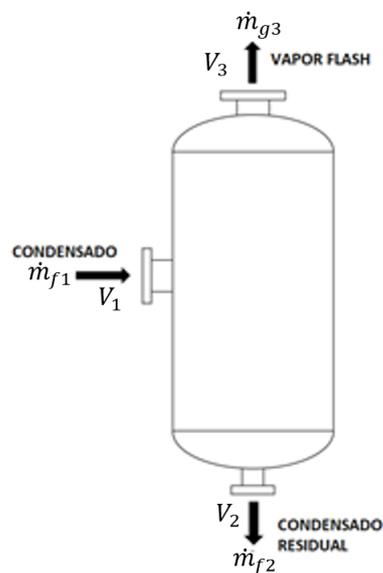


Figura 2. Volumen de control del tanque flash

$$x = \frac{\dot{m}_3}{\dot{m}_2 + \dot{m}_3} \dots\dots\dots (23)$$

Por el principio de conservación de la masa en el volumen de control del tanque flash tenemos:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 + \dot{m}_3 \dots\dots\dots (24)$$

Reemplazando la ecuación 31 en la ecuación 32 tenemos que la calidad de la mezcla es:

$$x = \frac{\dot{m}_3}{\dot{m}_1} \dots\dots\dots (25)$$

La calidad de una mezcla de líquido vapor se relaciona con su entalpia con:

$$h_2 = h_{f2} + x (h_{fg2}) \dots\dots\dots (26)$$

Por lo tanto, reemplazando la ecuación 33 en la ecuación 32, tenemos:

$$\dot{m}_3 = \frac{\dot{m}_1 x (h_{f1} - h_{f2})}{h_{fg2}} \dots\dots\dots (27)$$

2.2.2 Calor obtenido del vapor flash

Determinamos el calor latente máximo con la siguiente expresión:

$$\dot{Q}_1 = \dot{m}_3 x h_{g3} \dots\dots\dots (28)$$

2.2.3 Consumo de combustible equivalente a la producción del vapor flash

Podemos calcular la cantidad equivalente de combustible que representa la generación de vapor flash:

$$\dot{m}_{\text{comb.}} = \frac{\frac{\dot{m}_3 x (h_3 - h_2) x 100\%}{\eta_{\text{cald. xPc.i.}}}}{\rho_{R-500}} \dots\dots\dots (29)$$

2.3 Tanque de Vapor Flash

Es un equipo que tiene como finalidad reutilizar el revaporizado o flash producido del condensado saturado presurizado, que al ser desalojado del medio que lo contiene, reduce su presión revaporizándose parcialmente y alcanzando además la misma temperatura del vapor. (Spirax Sarco, 2018)

2.3.1 Reducción de pérdidas de calor con uso de aislante térmico

Uno de los puntos importantes en los sistemas de distribución de vapor es el aislamiento de las tuberías para evitar las pérdidas de energía y la condensación de vapor en las tuberías. Una tubería que no se encuentre aislada o con un mal aislamiento a parte de la pérdida de energía, el aumento del condensado puede llegar a deteriorar prematuramente las trampas de condensado y a desgastar las tuberías por el arrastre de líquido, además de golpes de ariete en tuberías mal drenadas. (Echeverry, 1995)

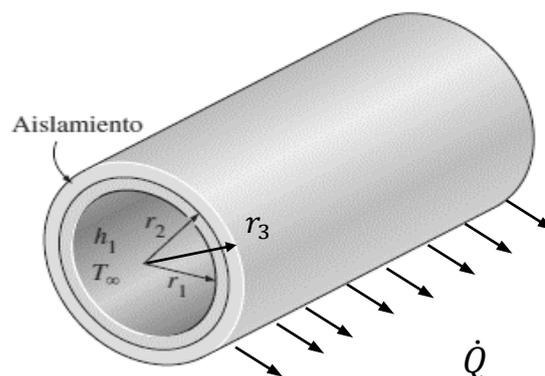


Figura 3. Aislamiento en tuberías
Fuente: Cengel, Y., & Boles, M. (2011)

Podemos determinar el flujo de calor que pasa por la tubería aislada con la siguiente fórmula:

$$\dot{Q} = \frac{T_{1\text{ tb}} - T_{2\text{ tb}}}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi K_{ac}} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi K_{ais}}} \dots\dots\dots (30)$$

2.3.2 Dimensionamiento del tanque flash

La dimensión más importante del tanque flash es el diámetro interior. Este debe ser tal que la velocidad ascendente de flash para la salida es suficientemente bajo como para asegurar que la cantidad de agua prorrogados con el flash es pequeña. (Armstrong, 2016).

Para asegurar la presión de operación en el tanque flash es necesario que el volumen del tanque flash sea mayor o igual que el volumen de la mezcla liquido/vapor que se encuentra en el tanque y fluye en un segundo, esto es:

$$V_{tk} \geq \frac{m_{f1} \cdot v_{f/g}}{3600} \dots\dots\dots (31)$$

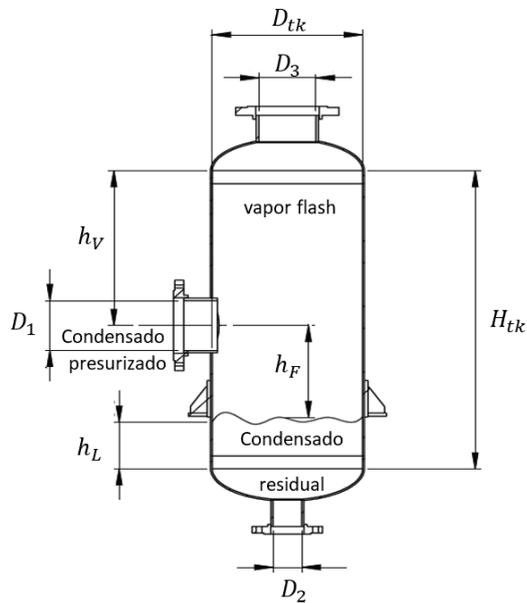


Figura 4. Medidas consideradas para el dimensionamiento del tanque flash

Fuente: Armstrong, 2016

2.3.3 Dimensión fundamental (diámetro interno del tanque)

Algunos diseños de tanques flash son especialmente adecuados para altas velocidades de separación. El tamaño del tanque se puede reducir usando las curvas que permiten velocidades de separación de vapor más altas, hasta un máximo de 3 m/s. (Armstrong International, 2016)

Para una velocidad del vapor dentro del tanque de 3 m/s se tiene buena separación del vapor y el agua. Se calcula la cantidad esperada de vapor flash (kg/hr), entramos en la gráfica en la escala horizontal; seguir hacia arriba hasta cruzar la curva; seguir a la izquierda hasta la escala vertical donde se puede leer el valor del diámetro (en mm). (Armstrong, 2016)

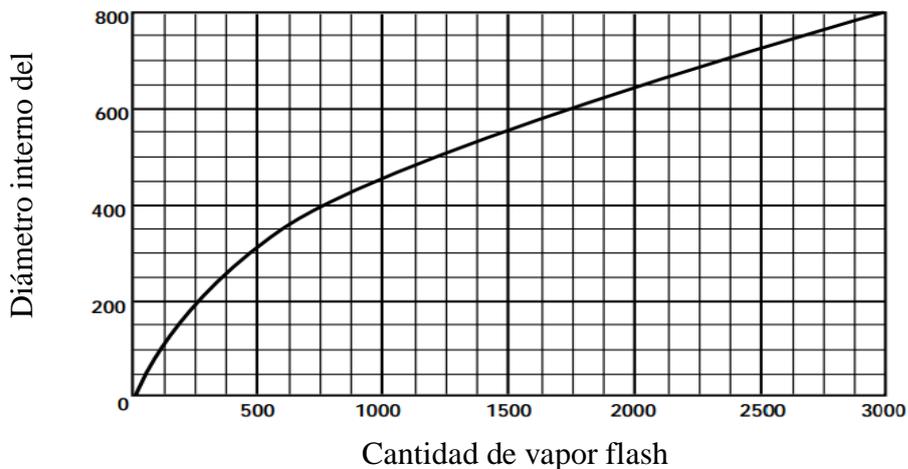


Figura 5. Valores de diámetros internos de tanques flash para un flujo de vapor flash
Fuente: Armstrong, 2016

2.3.4 Altura del tanque flash

La altura del eje de la tubería de alimentación respecto al máximo nivel del líquido, (h_F) debe ser 12” más la mitad del diámetro del tubo de alimentación, el valor mínimo para esta altura libre es 18”. (Wankat, 2008)

Esto se puede escribir matemáticamente como:

$$h_F = \text{mayor} \left[\left(304,8 + \frac{D_1}{2} \right); 457,2 \text{ mm} \right] \dots\dots\dots (32)$$

La altura arriba de la boquilla de alimentación (h_V), debe ser 36" más la mitad del diámetro del tubo de alimentación, el mínimo valor para esta altura es 48". (Wankat, 2008). Esto se puede escribir matemáticamente como:

$$h_V = \text{mayor} \left[\left(914,4 + \frac{D_1}{2} \right); 1219,2 \text{ mm} \right] \dots\dots\dots (33)$$

En base a la figura 4, establecemos la siguiente ecuación:

$$h_L = H_{tk} - h_V - h_F \dots\dots\dots (34)$$

Es una buena práctica dejar la relación h_{tk}/D , en un rango de 3 a 5. Si $h_{tk}/D < 3$, debe dejarse mayor volumen para contener golpes del líquido, en tanto si $h_{tk}/D > 5$, debe usarse un tanque flash horizontal. (Wankat, 2008)

2.3.5 Diámetro de boquillas de tanque flash

Diámetro de boquilla de salida de vapor flash (D_3).

Con referencia a la imagen 2 y 4, mediante la ecuación de conservación de la masa para la entrada y las tuberías de salida del tanque flash tenemos:

$$D_3 = 2 \left(\sqrt{\frac{\dot{m}_3 \cdot v_{g3}}{\pi \cdot V_3 \cdot 3600}} \right) \dots\dots\dots (35)$$

Diámetro de boquilla de salida de condensado a baja presión (D_2).

Para dimensionar el diámetro de salida de condensado del tanque flash debemos considerar la mínima caída de presión desde la salida del tanque hasta la llegada al tanque desaireador.

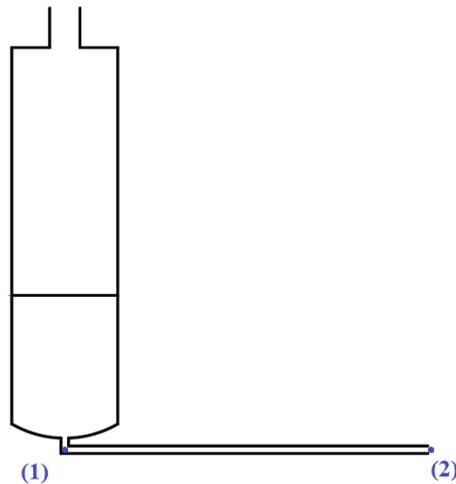


Figura 6. Tramo de tubería de salida de condensado del tanque flash

Sabemos que el flujo de condensado se expresa con la siguiente fórmula:

$$\dot{m}_{Cond.} = \rho \times V \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \dots\dots\dots (36)$$

Tabla 1

Calculo de diámetro de salida de condensado de tanque flash

Tipo de servicio	Rango recomendado de velocidad	
	pie/s	m/s
Líneas de succión	2 - 4	0,6 - 1,2
Líneas de retorno	4 - 13	1,5 - 4
Líneas de descarga	7 - 18	2 - 5,5

Fuente: (Mott, 2006)

Son muchos los factores que influyen al momento de determinar una velocidad satisfactoria de un fluido por una tubería, desde la longitud del sistema, tipo de tubería, caída de presión admisible. De la ecuación de la continuidad aprendimos que la velocidad del flujo se incrementa conforme disminuye el área de la sección del tubo, es por eso tubos más pequeños nos darán velocidades más altas, pero tenemos que tener en cuenta que velocidades más altas nos darán pérdidas de energía y caídas de presión mayores. Es por eso que es recomendable mantener velocidades

bajas, sin embargo tubos más grandes involucrarán costos mayores por lo que se deben establecer límites. (Mott, 2006)

De la ecuación general de la energía entre los puntos 1 y 2 de la figura N°6, tenemos:

$$\frac{P_1}{\rho_1 \times g} + \frac{V_1^2}{2g} + Z_1 + h_A - h_L - h_R = \frac{P_2}{\rho_2 \times g} + \frac{V_2^2}{2g} + Z_2 \dots \dots \dots (37)$$

Donde los términos $V_1 = V_2$ por mantener la dimensión de la tubería constante en todo el tramo, $Z_1 = Z_2$ por estar al mismo nivel de referencia y $h_A = h_R = 0$ al no contar con dispositivos mecánicos como bombas y tener solo un tramo de tubería recta, entonces tenemos:

$$\Delta P = h_L \cdot \rho \cdot g \dots \dots \dots (38)$$

Utilizaremos la ecuación de Darcy Weisback, la misma que permite determinar las pérdidas por rozamiento en el trayecto de tubería.

$$h_L = f \frac{L \cdot V^2}{2Dg} \dots \dots \dots (39)$$

Reemplazando la ecuación N°46 en la N°45 tenemos de la siguiente forma:

$$\Delta P = \frac{\rho \cdot f \cdot L \cdot V^2}{2D} \dots \dots \dots (40)$$

Para determinar f debemos conocer el número de Reynolds:

$$Re = \frac{D_{Tb} \cdot \rho \cdot V}{\mu} \dots \dots \dots (41)$$

Donde: $\mu = 1 \times 10^{-3}$ N-s/m²

Para determinar el factor de fricción primeramente se encuentra la rugosidad relativa de la tubería (D/ϵ), obteniendo la rugosidad (ϵ) de tablas, dependiendo del material y tipo de fabricación de la tubería. Una vez encontrada la rugosidad relativa

y el número de Reynolds, se obtiene el factor de fricción f utilizando el diagrama de Moody o mediante las siguientes ecuaciones. (Mott, 2006)

En un flujo laminar con $Re < 2000$, se puede usar la siguiente expresión:

$$f = \frac{64}{Re} \dots\dots\dots (42)$$

En un flujo turbulento con $Re \geq 2000$

$$f = \frac{0,25}{\left(\log\left(\frac{1}{3,7\left(\frac{D}{\varepsilon}\right) + \frac{5,74}{Re^{0,9}}}\right)\right)^2} \dots\dots\dots (43)$$

Donde la rugosidad para el acero comercial es: $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{m}$

2.3.6 Condensación en tuberías de vapor

El vapor que circula por la tubería pierde energía en forma de calor latente, por tanto, el vapor se condensa, el condensado ocasionará problemas en la tubería después de un tiempo, como: erosión, aumento de la velocidad del vapor, vapor húmedo, generación de ruidos, problemas de golpe de ariete y peligro de explosión. (Burtnik, 2018)

Los cálculos de las pérdidas de calor de una tubería son complejos y llevan mucho tiempo, ya que se debe considerar la teoría de transferencia de calor por conducción, convección y radiación. Las ecuaciones para calcular estos factores son distintas y asumen que los datos relacionados al espesor de tubería, coeficientes de transferencia de calor y diversas constantes. (Spirax Sarco, 2019)

Spirax Sarco brinda una ecuación simplificada para obtener la tasa de condensación de vapor con la siguiente ecuación:

$$\dot{M} = \frac{\dot{Q} * L_{Tb} * 3,6}{h_{fg}} * f \dots\dots\dots (44)$$

2.3.7 Dilatación y soporte de tuberías

Dilatación.

Es importante mencionar que las líneas de tuberías que tienen cambios de dirección mediante codos tienden a absorber la dilatación a través de estos accesorios evitando así en algunos casos el uso de accesorios externos que ayuden a absorber la dilatación. (Jiménez Padilla, 2014)

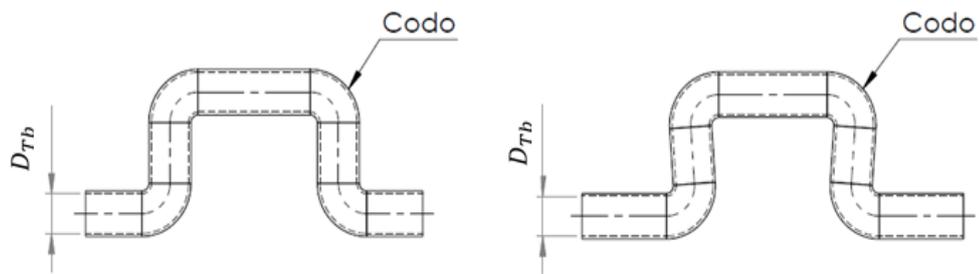


Figura 7. Codos en tuberías de vapor
Fuente: Spirax Sarco

Soportes de tuberías

Las tuberías verticales deben soportarse adecuadamente en la base, para aguantar todo el peso de la tubería. Las derivaciones de las tuberías verticales no deben utilizarse como medio de soporte de la tubería, ya que esto causaría excesivos esfuerzos sobre las uniones en 'T'. Todos los soportes deben estar específicamente diseñados para adaptarse al diámetro exterior de la tubería en cuestión. (TLV International Inc., 2019)

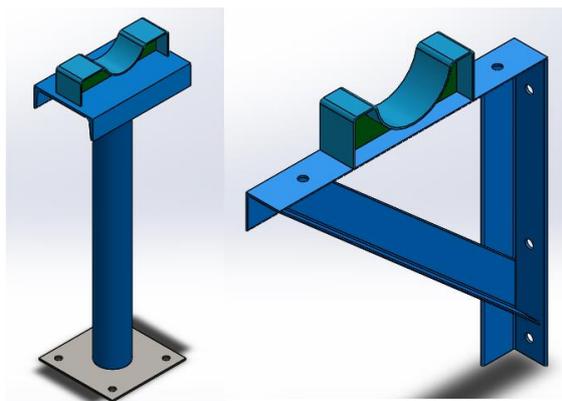


Figura 8. Soporte de tubería tipo media luna

2.4 Análisis Mecánico del Sistema de Recuperación de Vapor Flash

2.4.1 Cálculo de espesor de tapas y cuerpo del tanque

Presión de diseño.

Los recipientes se deben diseñar para la condición más severa de presión y temperatura simultaneas esperadas durante la operación normal. La presión de diseño P es la presión que se utiliza para el cálculo dimensional de las distintas partes de un recipiente. Esta presión es superior a la máxima presión de operación normal del proceso Po, correspondiente al recipiente. (Massa, Giro, & Giudici, 2015)

$$P = \text{mayor} (1,1 P_o, P_o+2) \dots\dots\dots (45)$$

Del factor de seguridad:

$$FS = P/P_o \dots\dots\dots (46)$$

Máximos valores de esfuerzo.

El esfuerzo máximo admisible de diseño es el máximo esfuerzo al que estará sometido el material con el cual está fabricado el tanque. (ASME, 2018)

El resumen se muestra en la tabla siguiente:

Tabla 2
Esfuerzo admisible para tanques a presión

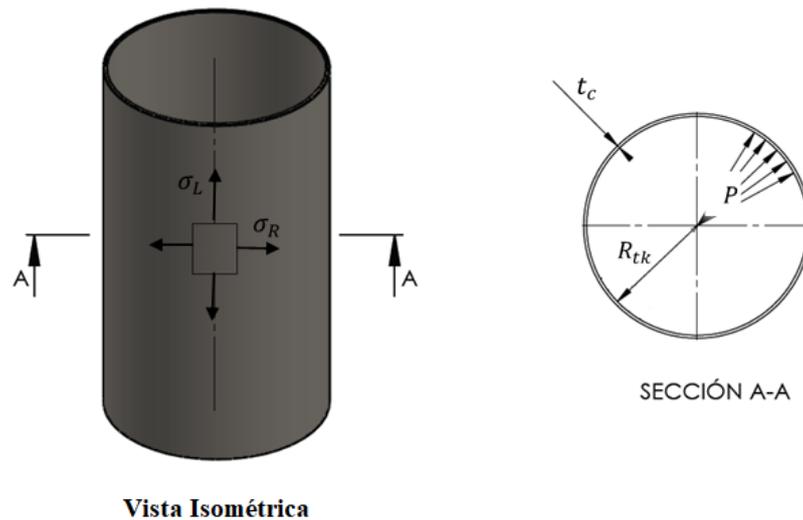
Esfuerzo admisible a la tracción (σ)		Factor de Control Radiográfico de	
Servicio	Prueba	Eficiencia	las Juntas Soldadas
El menor de los dos valores		Soldadura (α)	
$\frac{\sigma_{ac}}{3}$	$\frac{S_y}{1,5}$	$\frac{S_y}{1,5}$	1
			100%

Fuente: ASME sección VIII, 2018

Espesor de placa para un tanque a presión.

El espesor mínimo para el cuerpo y los cabezales debe ser 1.6mm (1/16”), excluido el sobreespesor por corrosión, este generalmente está indicado en las pautas del diseño, este debe ser suficiente para que el recipiente pueda cumplir la vida útil calculada. (ASME, 2018)

El mínimo espesor para cabezales para servicio de aire comprimido, servicio de vapor, construidos con materiales de acero al carbono debe ser: 3/32” (2.4mm), excluyendo el espesor por corrosión. (ASME, 2018)



Vista Isométrica
 Figura 9. Parámetros para el cálculo de espesor de pared de tanque

Espesor de cuerpo de tanque.

El espesor de coraza o cuerpo viene dado por la ecuación:

$$t_c = \frac{PR_{tk}}{SE-0,6P} \dots\dots\dots (47)$$

Si: $t_c \leq R_{tk}/2$ o $P \leq 0,385 SE$. (Massa, Giro, & Giudici, 2015)

Espesor de tapas de tanque.

El espesor del cabezal elíptico en donde la mitad del eje elíptico menor es igual a la cuarta parte del diámetro, viene dado por la siguiente ecuación:

Condición dimensional: $D/h = 4$, (Massa, Giro, & Giudici, 2015)

$$t_t = \frac{PD_{tk}}{2SE - 0,2P} \dots\dots\dots (48)$$

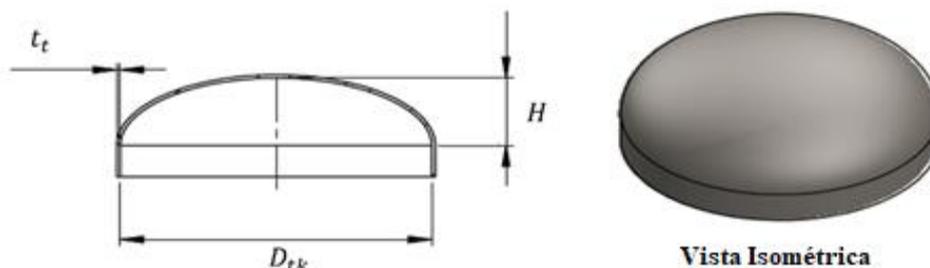


Figura 10. Parámetros para el cálculo de espesor de tapa elíptica

2.5 Dimensionamiento del Diámetro de Tuberías del Sistema de Vapor Flash

Cuando se especifica, la velocidad y el volumen, el tamaño de la tubería queda fijado por la siguiente ecuación:

$$\dot{m} = \rho \cdot V \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_{Tb}^2 \dots\dots\dots (49)$$

Tabla 3
Velocidades medias de conducción en tuberías

Velocidades medias de conducción usadas en la práctica, m/min		
Tipo de uso de tubería	Rango de velocidad (m/min)	
	Velocidad min.	Velocidad Max.
Conducción general de agua	61	152
Servicios varios de la planta	91	183
Tuberías de descarga de las bombas	91	183
Tuberías de succión de bombas	61	152
Tuberías de alimentación de la caldera	152	183
Vapor saturado a presión elevada	1829	3048
Vapor saturado a baja presión	1219	1829
Vapor recalentado a presión elevada	3048	4572
Vapor de escape de alto vacío	6096	7315

Fuente: (Morse M., 1984)

El método más generalizado es suponer una velocidad, que se sabe que es satisfactoria por la práctica, y determinar el área con la ecuación N°49, Se calcula el diámetro y escoge el tamaño comercial más próximo. (Morse M., 1984)

2.5.1 Cálculo de la caída de presión por fricción

En ciertas aplicaciones el tamaño del tubo se fija con una pérdida de presión máxima predeterminada en vez del gasto medio. La caída de presión para el vapor o aire viene dada por la ecuación: (Morse M., 1984)

$$\Delta p = \frac{f \cdot L_{Tb} \cdot V^2}{2 D_{Tb} \cdot v} \dots\dots\dots (50)$$

Cálculo de viscosidad del vapor.

El valor de la viscosidad dinámica del vapor se puede realizar mediante la lectura de tablas de propiedades del vapor en los libros de transferencia de calor o mediante la siguiente ecuación:

$$\mu = (0,00894 + 3,6 \cdot 10^{-5} \cdot t_v) \cdot 3,6 \dots\dots\dots (51)$$

Cálculo del número de Reynolds (Re).

$$Re = \frac{0,3536776 \cdot \dot{m}_v}{D \cdot \mu} \dots\dots\dots (52)$$

Cálculo del coeficiente de fricción de tuberías (f).

En un flujo laminar con $Re < 2000$, se puede usar la siguiente expresión:

$$f = \frac{64}{Re} \dots\dots\dots (53)$$

En un flujo turbulento con $Re \geq 2000$

$$f = (-2 \cdot \log(\frac{0,27 \cdot \varepsilon}{D_{Tb}} + (\frac{7}{Re})^{0,9}))^{-2} \dots\dots\dots (54)$$

Donde, $\varepsilon = \frac{K'}{D_{tb}}$. Para lo cual tenemos que:

$K' = 0,0002$ m; en oleoductos en condiciones medias de explotación y en conductos de vapor saturado.

2.5.2 Cálculo de los coeficientes de resistencia locales (K_i) en codos, te, válvulas y reducciones

Los cálculos ingenieriles y la proyección de las tuberías de vapor requieren una consideración especial. Por esto se optó por trabajar con el método propuesto por (Vega & Rodríguez, 2007) para determinar la caída de presión por accesorios.

$$K_i = \frac{K_1}{Re} + K_\alpha * \left(1 + \frac{0,0254}{D_{Tb}}\right) \dots\dots\dots (55)$$

Tabla 4
Factores K_1 y K_α para accesorios "T"

Te	K_1	K_α
90° roscable	500	0,70
90° soldable	800	0,80
90° radio largo	800	0,40
90° taponado	1000	1,00
180° roscable	200	0,10
180° soldable	150	0,50
180° taponado	100	0,00

Fuente: Vega & Rodríguez (2007)

Tabla 5
Factores K_1 y K_α para válvulas

Válvulas	K_1	K_α
Cuña, bola, plug abierta 100%	300	0,10
Cuña, bola, plug abierta 90%	500	0,15
Cuña, bola, plug abierta 80%	1000	0,25
Globo	1500	1,15
Angulo, ye, diafragma	1000	0,35
Mariposa	800	0,30
Check pistón	2000	0,27
Check bisagra	1500	0,20
Check disco inclinado	1000	0,15

Fuente: Vega & Rodríguez (2007)

Tabla 6
Factores K_1 y K_α para codos

Codos	K_1	K_α
90° roscable	800	0,40
90° soldable	800	0,25
90° radio largo	800	0,20
90° sector 45°	1000	1,15
90° sector 22.5°	800	0,35
45° roscable	500	0,20
45° radio largo	500	0,15

Fuente: Vega & Rodríguez (2007)

Para reducciones:

Para $Re \leq 2500$

$$K_i = \left(\frac{160}{Re} + 1,2\right) * \left[\left(\frac{D_M}{D_m}\right)^4 - 1\right] \dots\dots\dots (56)$$

Para $Re > 2500$

$$K_i = (0,6 + 0,48f) * \left(\frac{D_M}{D_m}\right)^2 \left[\left(\frac{D_M}{D_2}\right)^2 - 1\right] \dots\dots\dots (57)$$

Cálculo del coeficiente total de pérdida (K_1).

$$K_1 = \frac{0,0826546}{D_{Tb}^4} + \left(f * \frac{L}{D_{Tb}} + \sum K_i\right) \dots\dots\dots (58)$$

Cálculo de pérdidas totales

$$H_{f1} = K_1 * \left(\frac{v_g * \dot{m}_g}{3600}\right)^2 \dots\dots\dots (59)$$

Cálculo de la caída de presión total

$$\Delta P = \frac{H_{f1} * 10^{-4}}{v_g} \dots\dots\dots (60)$$

2.6 Análisis Económico

2.6.1 Valor Actual Neto (VAN)

Este indicador económico sirve para medir los ingresos y egresos futuros que se presentan durante una inversión, esto para poder determinar si después de descontar la inversión inicial nos quedará algún tipo de ganancia. Cabe destacar que el VAN así calculado traduce ingresos y egresos a su valor equivalente en el período 0. (Mete, 2014)

$$VAN = -I + \frac{(1+i)^n - 1}{ix(1+i)^n} x(A - E_A) \dots\dots\dots (61)$$

Para la viabilidad del proyecto, debemos obtener un VAN > 0, trabajando con una tasa mínima aceptable de interés anual de 12%

2.6.2 Tasa Interna de Rendimiento (TIR)

Este indicador también es utilizado para la toma de decisiones sobre los proyectos de inversión Se define como la tasa de descuento que iguala el valor presente de los ingresos del proyecto con el valor presente de los egresos. Es la tasa de interés que, utilizada en el cálculo del Valor Actual Neto, hace que este sea igual a 0. Este indicador mide el rendimiento del dinero mantenido en el proyecto, y no depende de otra cosa que no sean los flujos de efectivo de aquel. (Mete, 2014)

$$0 = -I + \frac{(1+TIR)^n - 1}{TIRx(1+TIR)^n} x(A - E_A) \dots\dots\dots (62)$$

Es importante saber que para determinar si el proyecto es viable, debemos obtener un TIR > i

2.6.3 Periodo de Pago

Este indicador permite conocer el periodo en que la inversión realizada se recuperara, sin considerar la actualización del dinero. (Urcia & Zavaleta, Evaluación Económica , 2016)

$$P_p = \frac{I}{A-E_A} \dots\dots\dots (63)$$

2.6.4 Rentabilidad

Es un indicador que permite conocer el porcentaje que representa el ahorro anual neto, respecto a la inversión inicial, tomándose en cuenta la vida útil estimada del proyecto. Este indicador se calcula mediante la siguiente relación matemática (Urcia & Zavaleta, Evaluación Económica, 2016):

$$Re = \frac{A-E_A-D_A}{I} \times 100\% \dots\dots\dots (64)$$

Donde: $D_{ea} = I/n$

2.7 Sistema de Gestión de Calidad Aplicado al Proyecto

2.7.1 Información documentada en ISO 9001 2015

- Procedimiento de soldadura (WPS).
- Calificación de procedimiento (PQR).
- Calificación de soldadores (WPQR).

2.7.2 Control de procesos, productos y servicios suministrados de forma externa

Los encargados de suministrar de manera externa cumplir con los requisitos del sistema de gestión de calidad y contar con los certificados documentos que respalden la calidad de:

- Accesorios de línea de vapor (Válvulas, codos, te, reducciones, bridas, empaques)
- Tuberías de línea de vapor.
- Soldadura (Alambre solido ER70S – 4)
- Pernos para montaje
- Perfiles estructurales (Soportes)
- Lana mineral

2.7.3 Trazabilidad

Se debe llevar un documento en donde muestre el registro de materiales y la trazabilidad de cada elemento que compone el sistema de recuperación de vapor flash, especificando:

- Lote pertenencia
- Línea de producción en la que se lleva a cabo
- Fecha y la hora de su producción

2.7.4 Controlar los cambios durante el proyecto

Se tiene que llevar un registro de los cambios que se realizan durante el proceso productivo del producto o servicio, teniendo en cuenta los profesionales asignados

para la autorización de los cambios y las revisiones, las que no deben afectar a la calidad final del proyecto.

2.7.5 Seguimiento, medición, análisis y evaluación

Se encuentra referido a los registros que respaldan el seguimiento, la medición y evaluación que hacemos para garantizar que nuestro Sistema de Gestión de Calidad está funcionando de forma adecuada, y está compuesto por:

- Registro de calibración de equipos o instrumentos: Certificados de calibración de los instrumentos usados para ejecutar el proyecto: Flexómetros, vernier, Galga de soldadura, escuadras, nivel, otros.
- Registro de inspección visual, llevamos el registro de aplicación de tintes penetrante, soldadura por código de estampa, registro fotográfico.
- Registros de control dimensional, se lleva el registro de: Medidas de los elementos del proyecto (diámetros, longitudes, espesor, temperatura, etc.), la cuales deben estar en el rango de tolerancia del fabricante y del proyecto.
- Registro de disconformidad de producto, el cual contiene los registros de productos en mal estado. (daños provocados por el mal transporte u otros)
- Registro de pruebas y ensayos, el cual contiene los registros de: Ensayos no destructivos (Partículas magnéticas, UT, placas radiográficas) Ensayos de dobles calificación (PQR), prueba hidrostática o neumática, según requerimiento, evaluando los parámetros de presión y temperatura adecuados para el proyecto.

III. Materiales y Métodos

3.1 Criterios de Selección

Existen sistemas de recuperación de condensados venteados y presurizados, en donde los sistemas venteados hacen uso de tanques abiertos a la atmósfera y con condensados a presión atmosférica con temperaturas debajo de los 100°C, que se usará posteriormente sólo como agua caliente. Para nuestro diseño seleccionamos un sistema de recuperación de condensados presurizado, ya que en estos casos el condensado disponible se encuentra a una presión mayor a la atmosférica y con temperaturas elevadas, por esta razón en este tipo de sistemas el condensado puede ser aprovechado para obtener vapor vivo y agua caliente.

3.2 Técnicas e Instrumentos de Recolección de Datos

3.2.1 Análisis documental

Se hizo uso de Análisis Documental, recolectando datos de parámetros de operación de los equipos de los documentos del Anexo R.

- Manual BPM: Formato N°2A. Informe de control de proceso - Zona Húmeda.

- Manual BPM: Formato N°2B. Informe de control de proceso - Zona seca.

3.2.2 Equipos e instrumentos de medición

En el proceso.

Manómetros para medición de presión de vapor al ingreso de los equipos consumidores y presión de operación de tanque flash.

Marca: WIKA

Rango: 0 – 150 PSI / 0 – 30 PSI

Termómetros para control de temperatura de las espumas y petróleo.

Marca: ASHCROFT

Rango: 0 – 100 °C

En laboratorio.

En laboratorio se cuenta con los siguientes instrumentos:

- Balanza de precisión electrónica Marca: AND; Modelo: GR-200
- Analizador de Humedad Marca: OHAUS Modelo: MB120
- Probetas

3.3 Validación y Confiabilidad del Instrumento

La información disponible que utilizamos para el desarrollo de esta investigación tiene una validez certificada, puesto que los documentos utilizados fueron proporcionados por el departamento de Aseguramiento de la Calidad de Pesquera Cantabria, los cuales cuentan con firma del Jefe de planta, Jefe de Aseguramiento de la Calidad, y el Analista de la Calidad como se muestra en el anexo P.

3.4 Consideraciones Éticas

En el presente proyecto de tesis se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones éticas:

- No sesgar (acomodar) los resultados obtenidos.
- Actualmente el mundo atraviesa un gran problema a causa de la contaminación ambiental, por esta razón es importante contribuir con el medio ambiente, reduciendo los consumos que petróleo a causa de un menor consumo de vapor en el proceso y por consiguiente la reducción de las emisiones al medio ambiente.

3.5 Métodos de Análisis

Existen métodos de selección y dimensionamiento de tanques flash propuestos por distintos autores, para el presente trabajo de investigación se usarán los métodos propuestos por Armstrong International teniendo en cuenta recomendaciones propuesta

por Spirax Sarco. Además, se harán uso de las siguientes herramientas para analizar y procesar la información.

Microsoft Excel: Se emplearán hojas de cálculo donde se ingresen parámetros de operación para determinar las demandas de calor y producción de vapor flash, además se usarán gráficos dinámicos para presentar los resultados obtenidos.

Microsoft Word: La elaboración del trabajo de investigación será elaborado usando este programa de redacción.

Solidworks: La realización de los planos de detalle, montaje y distribución del sistema de generación de vapor flash será realizado usando este programa de diseño mecánico.

3.5.1 Proceso para el diseño del sistema de generación de vapor flash

De los datos de operación de Pesquera Cantabria S.A. se identificarán los parámetros adecuados a fin de caracterizar la necesidad de vapor flash requerido para cubrir la demanda de calor en los puntos de consumo evaluados.

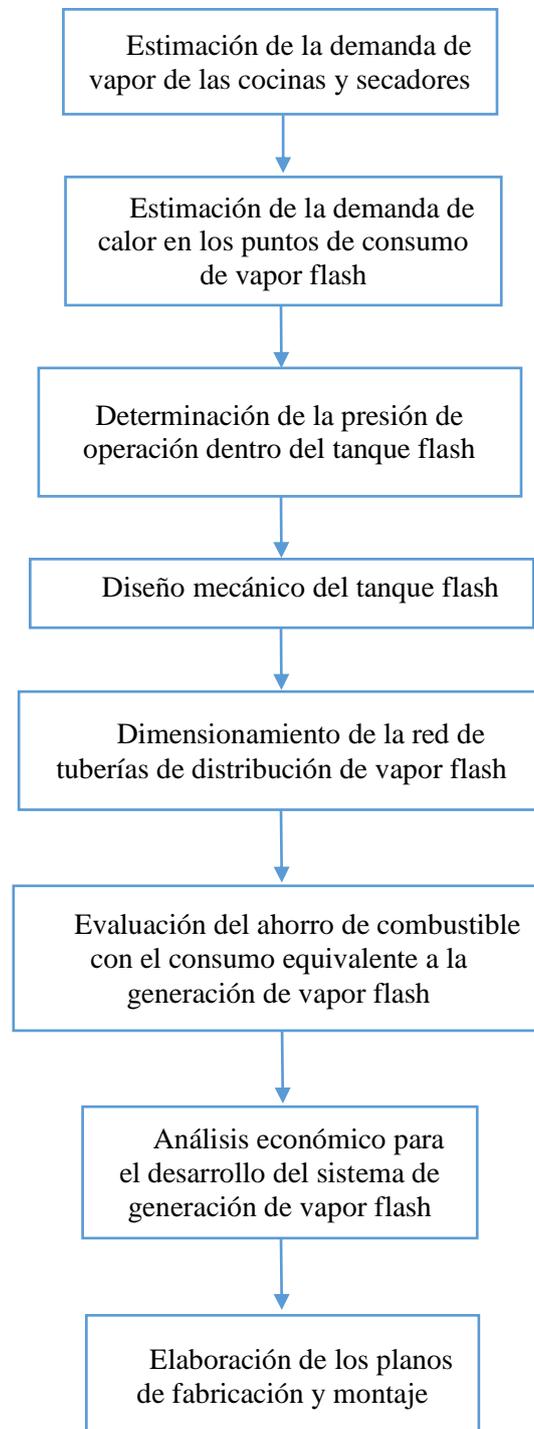


Figura 11. Secuencia metodológica para el diseño del sistema de generación de vapor flash en empresa Pesquera Cantabria S.A.

IV. Cálculos

4.1 Diseño Térmico del Sistema de Generación de Vapor Flash

4.1.1 Cálculos en el proceso de cocinado

Determinación del calor requerido para la cocción de pescado.

Con la información de los anexos D y K podemos determinar el flujo másico de pescado y con la ecuación 1 obtenemos el calor que se requiere para cocinar anchoveta en cada cocina (C1; C2; C3):

Tabla 7
Calor requerido para la cocción de pescado

Descripción	Símbolo	Unidad	C ₁	C ₂	C ₃
Flujo másico de pescado	$\dot{m}_{\text{pesc.}}$	kg/h	49858	62046	23997
Calor específico de la anchoveta	$C_{\text{p.pesc.}}$	kJ/(kg °C)	3,47	3,47	3,47
Temperatura de cocción de pescado	T_{coc}	°C	100	100	100
Temperatura ambiente	T_{amb}	°C	20	20	20
Eficiencia	η	%	80%	80%	80%
Calor requerido para la cocción	$\dot{Q}_{\text{coc. pesc.}}$	kJ/h	17 300 726	21 529 962	8 326 959
Calor total requerido para la cocción	$\dot{Q}_{\text{t.cdo.}}$	kJ/h		47 157 647	

Determinación del calor requerido para el precalentamiento de la cocina.

De la ecuación 2 obtenemos el calor total que se requiere para calentar la cocina al inicio de la operación:

Tabla 8
Calor requerido para calentamiento de cocina

Descripción	Símbolo	Unidad	C ₁	C ₂	C ₃
Masa de cocina	M _{cocina}	kg	35000	35000	30000
Calor específico del hierro	C _{p.fe}	kJ/(kg °C)	0,48	0,48	0,48
Temperatura inicial	T _i	°C	20	20	20
Temperatura final	T _f	°C	100	100	100
Calor requerido para calentamiento	Q̇ _c	kJ/h	1 344 000	1 344 000	1 152 000
Calor total requerido para calentamiento	Q̇ _{tc}	kJ/h		3 840 000	

Determinación del calor perdido por convección y radiación en las cocinas.

De la ecuación 3,4 y 5 obtenemos el calor que se pierde por convección y radiación en las cocinas:

Tabla 9
Calor perdido por convección y radiación en las cocinas

Descripción	Símbolo	Unidad	C ₁	C ₂	C ₃
Diámetro de cocina	D	m	1,7	1,7	1,3
Radio de cocina	R	m	0,85	0,85	0,65
Longitud de cocina	L	m	14,54	14,54	12,45
Temperatura inicial de aislamiento	T _{i.aisl.}	°C	40	40	40
Temperatura final de aislamiento	T _{f.aisl.}	°C	20	20	20
Temperatura inicial del aire	T _{i.aire}	°C	20	20	20
Temperatura final del aire	T _{f.aire}	°C	100	100	100
Área de la cocina	A	m ²	82,193	82,193	53,501
Coeficiente global transferencia de calor	U	kJ/(h°Cm ²)	40,1664	40,1664	40,1664
Calor perdido por cocina	Q̇ _{pc}	kJ/h	264 113,32	264 113,32	171 916,44
Calor total perdido	Q̇ _{tpc}	kJ/h		700 143,089	

Determinación del calor total requerido para la cocción de pescado.

De la ecuación 6 obtenemos la demanda total de calor durante el proceso de cocción de pescado:

Tabla 10
Calor total requerido en las cocinas

Descripción	Símbolo	Unidad	C ₁	C ₂	C ₃
Calor requerido para la cocción	$\dot{Q}_{\text{coc.pesc}}$	kJ/h	17 300 726	21 529 962	8 326 959
Calor requerido calentamiento de cocina	\dot{Q}_c	kJ/h	1 344 000	1 344 000	1 152 000
Calor perdido	\dot{Q}_{pc}	kJ/h	264 113,323	264 113,323	171 916,443
Calor total requerido por cada cocina	$\dot{Q}_{t.cna.}$	kJ/h	18 908 839,3	23 138 075,3	9 650 875,44
Calor total requerido por las cocinas	$\dot{Q}_{t.cna.}$	kJ/h	51 697 790,09		

Determinación del consumo de vapor en el cocinado.

De la ecuación 7 obtenemos la cantidad de vapor que se necesita en el proceso de cocinado:

Tabla 11
Vapor requerido en el cocinado

Descripción	Símbolo	Unidad	C ₁	C ₂	C ₃
Calor total requerido por cocinas	$\dot{Q}_{t.cna.}$	kJ/h	18 908 839,3	23 138 075,3	9 650 875,44
Entalpia de evaporación	$h_{fg-4bar}$	kJ/kg	2108,5	2108,5	2108,5
Flujo másico de vapor requerido	$\dot{m}_{\text{vap. coc.}}$	kg/h	8 967,91	10 973,71	4 577,13
Flujo másico total de vapor requerido	\dot{m}_{tvc}	t/h	24,519		

De esto podemos conocer el valor teórico de condensado presurizado que se podrá obtener a partir del vapor suministrado a las cocinas, el cual sería 24 519 kg/h.

Determinación del consumo de combustible durante el cocinado.

De la ecuación 8 obtenemos la cantidad de combustible R-500 que se consume en el proceso de cocinado.

Tabla 12
Consumo de combustible en el proceso de cocinado

Descripción	Símbolo	Unidad	C ₁	C ₂	C ₃
Calor total requerido por cocinas	$\dot{Q}_{t\text{cna.}}$	kJ/h	18 908 839	23 138 075	9 650 875,44
Eficiencia térmica de caldera	$\eta_{\text{cald.}}$	%	84%	84%	84%
Poder calorífico inferior petróleo	$P_{\text{c.i}}$	kJ/kg	41030	41030	41030
Densidad del petróleo	$\rho_{\text{R.500}}$	kg/gal	3,675	3,675	3,675
Consumo de combustible por cocina	$\dot{m}_{\text{cc.}}$	gal/h	149,289	182,679	76,195
Consumo total de combustible por cocinas	\dot{m}_{tcc}	gal/h		408,163	

4.1.2 Cálculos en el proceso de secado

Determinación la harina producida.

De la ecuación 9 obtenemos la cantidad harina que se produce por hora, en donde se considerará un promedio de rendimiento de harina de 4.3 según información obtenida de documentos de producción:

Tabla 13
Harina producida en planta durante una hora

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
Velocidad de la planta	V_{pt}	76	t/h
Rendimiento de harina	η_{h}	4,3	t/ t
Harina producida	\dot{m}_{h}	17,67	t/h

Determinación de la cantidad de sólidos grasos.

De las ecuaciones 10 a la 17, obtenemos la cantidad de sólidos grasos presentes en la harina de pescado:

Tabla 14
Sólidos grasos en la harina

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
% Sólidos grasos en la harina	%SG h	93,070	%
Sólidos grasos en la harina	SG h	16,450	t/h
% Sólidos grasos de Scrap 1	%SG _{s.1}	52,530	%
Sólidos grasos de Scrap 1	SG _{s.1}	31,315	t/h
% Sólidos grasos de Scrap 2	%SG _{s.2}	81,250	%
Sólidos grasos de Scrap 2	SG _{s.2}	20,246	t/h
% Sólidos grasos en torta de prensa	%SG t.p.	42,930	%
Sólidos grasos en torta de prensa	SG s 1	38,317	t/h

Determinación del agua evaporada por los secadores.

De las ecuaciones 18 y 19 obtenemos la cantidad agua que se evapora en los secadores:

Tabla 15
Agua evaporada por secadores

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
Sec. Rotadisco	$\dot{m}_{e,RD}$	7,003	t/h
Sec. Rotatubo	$\dot{m}_{e,RT}$	11,069	t/h

Determinación del vapor requerido por secadores.

De la ecuación 20 obtenemos la cantidad vapor que se requiere en el proceso de secado de harina

Tabla 16
Vapor de agua requerido por secadores

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
Vapor de agua requerido RD	$\dot{m}_{v,RD}$	8,727	t/h
Vapor de agua requerido RT	$\dot{m}_{v,RT}$	13,915	t/h

De estos resultados podemos conocer el valor teórico del condensado que se podrá obtener a partir del vapor suministrado a los secadores, el cual sería para los secadores rotadiscos de 8 727 kg/h y para los secadores rotatubos de 13 915 kg/h.

4.1.3 Cálculo de la demanda de calor requerida para el uso de vapor flash

Determinación del calor requerido en tanque recolector de espumas de trampa de grasa en el área PAMA.

Se determinará la demanda de calor necesario para elevar de temperatura de las espumas que se recuperan de la trampa de grasa y así ser bombeadas ya caliente hasta otro tanque de almacenamiento de espumas en planta de harina. Del Anexo J y las ecuaciones 21 y 22, se obtiene lo siguiente:

Tabla 17

Calor requerido en tanque de espumas - trampa de grasa PAMA

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
Volumen de tanque ($V = 1,5*1*2,01$)	$V_{tk\ tg}$	3,015	m^3
Calor específico de espuma	$C_{p\ es.tg}$	3,67	$kJ/(kg\ ^\circ C)$
Densidad espuma ($25^\circ C$)	$\rho_{es.tg}$	890,977	kg/m^3
Masa de espuma a calentar	$m_{es.tg}$	2 686,296	kg
Calor para calentar espuma	$Q_{es.tg}$	542 228,78	kJ
Temperatura inicial de espuma	$T_{i\ tg}$	20	$^\circ C$
Temperatura final de espuma	$T_{f\ tg}$	80	$^\circ C$
Tiempo calentamiento de espumas	$t_{e.tg}$	0,1667	h
Área total de tanque ($1,5x1x2,01m$)	A_{tgp}	13	m^2
Temperatura en superficie de tanque	$T_{s.tk\ tg}$	45	$^\circ C$
Temperatura inicial de tanque	$T_{i.tk\ tg}$	25	$^\circ C$
Coeficiente global transferencia de Calor	U	9,60	$kJ/(m^2\ h\ ^\circ C)$
Pérdida de calor por conv., rad. y cond.	$\dot{Q}_{p\ tg}$	12 528	kJ/h
Flujo de Calor para calentar espumas	$\dot{Q}_{es.tg}$	3 561 661	kJ/h

Determinación del calor requerido en tanque recolector de espumas de celdas de flotación en el área PAMA.

Se determinará la demanda de calor necesario para elevar de temperatura de las espumas que se recuperan de las celdas de flotación para ser bombeadas ya caliente hasta otro tanque de almacenamiento de espumas en planta de harina. Del Anexo J y las ecuaciones 21 y 22, se obtiene lo siguiente:

Tabla 18

Calor requerido en tanque de espumas - celdas de flotación PAMA

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
Volumen de tanque (D = 2,15; H= 2,09)m	$V_{tk\ DAF}$	7,587	m ³
Calor específico de espuma	$C_{p\ es\ DAF}$	3,67	kJ/(kg °C)
Densidad espuma (25°C)	$\rho_{es\ DAF}$	870,138	kg/m ³
Masa de espuma a calentar	m_{es_DAF}	6 602,433	kg
Calor para calentar espuma	$Q_{es\ DAF}$	1 453 855,772	kJ
Temperatura inicial de espuma	$T_{i\ DAF}$	20	°C
Temperatura final de espuma	$T_{f\ DAF}$	80	°C
Tiempo de calentamiento de espumas (25 min.)	$t_{e,DAF}$	0,4167	h
Área total de tanque (D = 2,15; H = 2,09) m	A_{DAFp}	21,378	m ²
Temperatura en superficie de tanque	$T_{s.tk\ DAF}$	45	°C
Temperatura inicial de tanque	$T_{i.tk\ DAF}$	25	°C
Coefficiente global de transferencia de calor	U	9,60	kJ/(m ² h °C)
Pérdida de calor por conv., rad. y cond.	$\dot{Q}_p\ DAF$	20 522,69	kJ/h
Flujo de Calor para calentar espumas	$\dot{Q}_{es,DAF}$	3 509 776,54	kJ/h

Determinación del calor requerido en tanque diario de almacenamiento de petróleo R500 para calderas.

De las ecuaciones 21 y 22 tenemos:

Tabla 19
Calor requerido en tanque de petróleo R500 para calderas

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
Volumen de tanque (D = 2,45; H = 5,725) m	V_{tkR500}	26,989	m^3
Calor específico de petróleo R-500	C_{pR500}	2	$kJ/(kg\ ^\circ C)$
Densidad petróleo (20°C)	ρ_{R500}	980	kg/m^3
Masa de petróleo R500 a calentar	m_{R500}	26 449,22	kg
Calor para calentar petróleo R500	Q_{R500}	528984,4	kJ
Temperatura inicial de petróleo R500	T_{iR500}	40	$^\circ C$
Temperatura final de petróleo R500	T_{fR500}	50	$^\circ C$
Tiempo de calentamiento	t_{R500}	2	h
Área total de tanque (D = 2,45;H = 5,725) m	A_{R500c}	53,494	m^2
Temperatura en superficie de tanque	T_{sR500}	30	$^\circ C$
Temperatura inicial de tanque	T_{iR500}	25	$^\circ C$
Coeficiente global de transferencia de Calor	U	8,70	$kJ/(m^2\ h\ ^\circ C)$
Pérdida de calor por conv., rad. y cond.	\dot{Q}_{pR500}	4654	kJ/h
Flujo de Calor para calentar petróleo R-500	\dot{Q}_{R500}	269146	kJ/h

Determinación del calor requerido en tanque diario de almacenamiento de petróleo R500 para generador de gases calientes.

De las ecuaciones 21 y 22 se tenemos:

Tabla 20

Calor requerido en tanque de petróleo R-500 - Gases calientes

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
Volumen de tanque (D = 1,49; H = 3,66) m	$V_{tk\ R500}$	6,3818	m ³
Calor específico de petróleo R500	C_{pR500}	2	kJ/(kg °C)
Densidad petróleo (20°C)	ρ_{R500}	980	kg/m ³
Masa de petróleo R500	m_{R500}	6254,164	kg
Calor para calentar petróleo R500	Q_{R500}	125 083	kJ
Temperatura inicial de petróleo R500	$T_{i\ R500}$	40	°C
Temperatura final de petróleo R500	$T_{f\ R500}$	50	°C
Tiempo de calentamiento	t_{R500}	1	h
Área total de tanque (D = 1,49; H = 3,66) m	A_{R500g}	20,620	m ²
Temperatura en superficie de tanque	$T_{s\ R500}$	30	°C
Temperatura inicial de tanque	$T_{i\ R500}$	25	°C
Coeficiente global de transferencia de Calor	U	8,70	kJ/(m ² h °C)
Pérdida de calor por conv., rad. y cond.	$\dot{Q}_{p\ R500}$	1 794	kJ/h
Flujo de Calor para petróleo R-500	\dot{Q}_{R500}	126 877	kJ/h

Determinación del calor requerido en tanque recolector de espumas de trampa de grasa en planta de harina.

Se determinará la demanda de calor necesario para elevar la temperatura de las espumas bombeadas de PAMA y almacenadas en un tanque recolector de espumas de trampa de grasa ubicado en planta de harina. Del Anexo J y las ecuaciones 21 y 22, se obtiene lo siguiente:

Tabla 21
Calor necesario - tanque de espumas de trampa de grasa – Planta de Harina

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
Volumen de tanque (D = 2,385, H = 5,285) m	$V_{tk\ tg}$	23,6109	m ³
Calor específico de espuma	$C_{p\ es.tg}$	3,67	kJ/(kg °C)
Densidad espuma (25°C)	$\rho_{es.tg}$	890,977	kg/m ³
Masa de espuma a calentar	$m_{es.tg}$	15 778	kg
Calor para calentar espuma	$Q_{es.tg}$	579 037	kJ
Temperatura inicial de espuma	$T_{i\ tg}$	80	°C
Temperatura final de espuma	$T_{f\ tg}$	90	°C
Tiempo de calentamiento de espumas (30 min.)	$t_{e.tg}$	0,5	h
Área total de tanque (D = 2,385; H = 5,285) m	A_{tgpt}	48,159	m ²
Temperatura en superficie de tanque	$T_{s.tk\ tg}$	45	°C
Temperatura inicial de tanque	$T_{i.tk\ tg}$	27	°C
Coefficiente global de transferencia de Calor	U	9,48	kJ/(m ² h °C)
Pérdida de calor por conv., rad. y cond.	$\dot{Q}_{p\ tg}$	77614	kJ/h
Flujo de Calor para calentar espumas	$\dot{Q}_{es.tg}$	1 235 688	kJ/h

Determinación del calor requerido en tanque recolector de espumas de trampa de grasa en planta de harina.

Se determinará la demanda de calor necesario para elevar la temperatura de las espumas bombeadas de PAMA y almacenadas en un tanque recolector de espumas de celdas de flotación ubicado en planta de harina. Del Anexo J y las ecuaciones 21 y 22, se obtiene lo siguiente:

Tabla 22
Calor requerido – tanque de espumas de celdas de flotación – Planta Harina

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
Volumen de tanque (D = 2,385, H = 5,285) m	$V_{tk\ DAF}$	23,61091	m ³
Calor específico de espuma	$C_{p_{es\ DAF}}$	3,67	kJ/(kg °C)
Densidad espuma (25°C)	$\rho_{es\ DAF}$	870,138	kg/m ³
Masa de espuma a calentar	$m_{es\ DAF}$	15 408,560	kg
Calor para calentar espuma	$Q_{es\ DAF}$	565 494	kJ
Temperatura inicial de espuma	$T_{i\ DAF}$	80	°C
Temperatura final de espuma	$T_{f\ DAF}$	90	°C
Tiempo de calentamiento de espumas (30 min.)	$t_{e\ DAF}$	0,5	h
Área total de tanque (D = 2,385, H = 5,285) m	A_{DAFpt}	48,159	m ²
Temperatura en superficie de tanque	$T_{s,tk\ DAF}$	45	°C
Temperatura inicial de tanque	$T_{i,tk\ DAF}$	27	°C
Coefficiente global de transferencia de Calor	U	9,48	kJ/(m ² h °C)
Pérdida de calor por conv., rad. y cond.	$\dot{Q}_p\ DAF$	77 614	kJ/h
Flujo de Calor para calentar espumas	$\dot{Q}_{es\ DAF}$	1 208 602	kJ/h

Demanda general de calor para cubrir con la generación de vapor flash.

Nuestra investigación busca cubrir la necesidad de calor en diferentes puntos de la planta, entre los cuales tenemos los tanques de almacenamiento de espumas en una primera etapa (PAMA) y en una segunda etapa (PLANTA DE HARINA); además de los tanques de consumo diario de petróleo R-500. La tabla 23 muestra en resumen la cantidad de calor requerido en cada punto de consumo de vapor flash:

Tabla 23

Demanda de calor en cada punto de consumo de vapor flash

Símbolo	Punto de consumo	Flujo de calor (kJ/h)
A	Tanque de espumas de trampa de grasa -PAMA	3 561 661,82
B	Tanque de espumas de celdas de flotación -PAMA	3 509 776,54
C	Tanque consumo diario de petróleo R500 - Calderas	269 146,14
D	Tanque consumo diario de petróleo R500 – Gas. Calientes	126 877,19
E	Tanque de espumas de trampa de grasa –Planta Harina	1 235 688,17
F	Tanque de espumas de celdas de flotación - Planta Harina	1 208 602,05
TOTAL		9 911 751,92

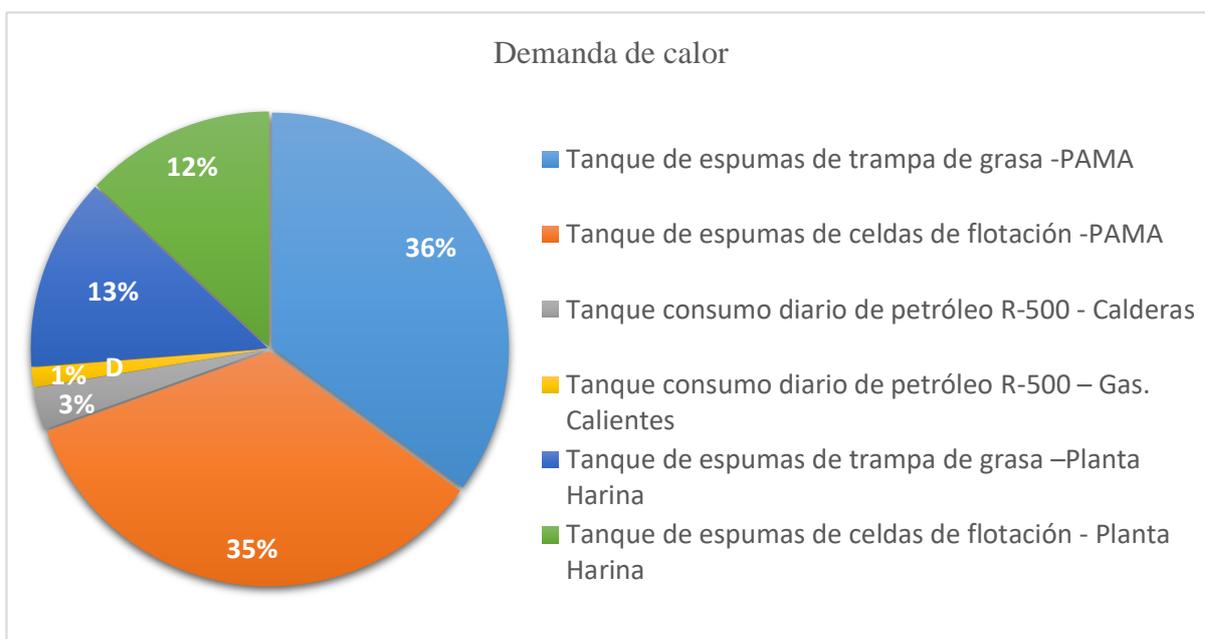


Figura 12. Demanda de calor en puntos de consumo de vapor flash

4.1.4 Determinación de la presión de operación del tanque flash.

Tenemos tres flujos de condensado disponible a diferentes presiones mostrado en la tabla 24

Tabla 24
Disponibilidad de condensado de equipos

Equipo	Presión (psi g)	Símbolo	Flujo (kg/h)	Entalpía (kJ/kg)
Cocinas	32.25	\dot{m}_{cC}	24519	572,569
Sec. Rotadisco	97.75	\dot{m}_{cRD}	8727	715,122
Sec. Rotatubos	66.54	\dot{m}_{cRT}	13915	658,722

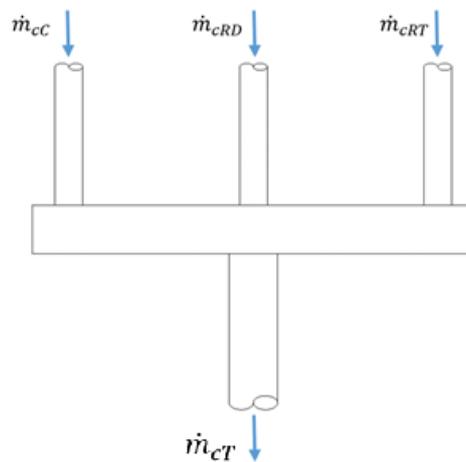


Figura 13. Representación de manifold de condensado

$$\dot{m}_{cC} \cdot h_{cC} + \dot{m}_{cRD} \cdot h_{cRD} + \dot{m}_{cRT} \cdot h_{cRT} = \dot{m}_{cT} \cdot h_{cT} \dots\dots\dots (65)$$

Siguiendo los principios de conservación de la energía, con la ecuación N°65 y los datos de la tabla 24 obtenemos la entalpía del condensado total que ingresará al tanque flash, con esta entalpía del condensado podemos determinar la presión del líquido saturado como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 25
Disponibilidad de condensado de equipos

	Presión (psi g)	Entalpía (kJ/kg)	Temperatura (°C)	Flujo (kg/h)
Condensado total	51,096	624,368	148,18	47 161

Conocemos que necesitamos cubrir una demanda de calor de 9 911 751,917 kJ/hr, por lo que a partir de aquí empezaremos el análisis. De las ecuaciones matemáticas 27 y 28 y con los resultados obtenidos anteriormente se obtiene el siguiente cuadro:

Tabla 26
Selección de presión de operación del tanque flash

Presión Tanque (psi g)	Entalpía líquido (kJ/h)	Entalpia vapor (kJ/Kg)	Entalpia (kJ/h) (Condensado)	Calidad vapor flash	mvapor f (kg/h)	Calor obtenido (kJ/h)	Demanda Cumplida
25	548,196	2 720,67	624,368	0,03506	1 653,568	4 498 812,499	45%
24	544,553	2 719,500	624,368	0,03670	1 730,682	4 706 588,580	47%
23	540,835	2 718,290	624,368	0,03836	1 809,216	4 917 972,390	50%
22	537,037	2 717,05	624,368	0,04006	1 889,256	5 133 203,220	52%
21	533,155	2 715,78	624,368	0,04179	1 970,875	5 352 463,854	54%
20	529,186	2 714,47	624,368	0,04356	2 054,133	5 575 882,203	56%
19	525,125	2 713,13	624,368	0,04536	2 139,111	5 803 685,079	59%
18	520,966	2 711,74	624,368	0,04720	2 225,938	6 036 165,286	61%
17	516,704	2 710,31	624,368	0,04908	2 314,694	6 273 539,249	63%
16	512,333	2 708,84	624,368	0,05101	2 405,487	6 516 078,314	66%
15	507,846	2 707,32	624,368	0,05298	2 498,452	6 764 108,259	68%
14	503,236	2 705,75	624,368	0,05500	2 593,714	7 017 942,109	71%
13	498,495	2 704,12	624,368	0,05707	2 691,429	7 277 945,736	73%
12	493,615	2 702,44	624,368	0,05920	2 791,723	7 544 464,139	76%
11	488,585	2 700,69	624,368	0,06138	2 894,821	7 818 013,600	79%
10	483,395	2 698,88	624,368	0,06363	3 000,882	8 099 025,418	82%

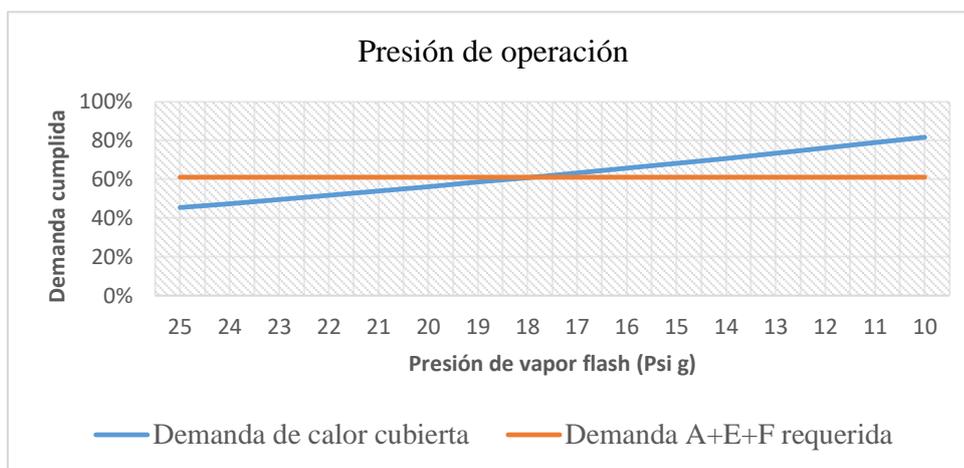


Figura 14. Relación entre la presión de flasheo vs demanda cubierta de calor

Para determinar nuestra presión de operación dentro del tanque flash, analizaremos la figura 12, en donde se muestra el porcentaje que representa la demanda de calor en cada punto de consumo respecto al total de calor requerido, esta información será comparada con el porcentaje de calor que cubre el de vapor flash generado a una determinada presión mostrada en la tabla 26. Debido a que el vapor flash obtenido no tendrá la capacidad suficiente para abastecer la demanda de calor los seis puntos de consumos propuestos, daremos prioridad a los puntos de consumo más cercanos al tanque para reducir los costos de instalación. Del análisis vemos que la suma del porcentaje de calor requerido en los puntos de consumo con símbolo A, E y F (Figura 12) es de 61% y comparando este dato con la información de la tabla 26 y la figura 13 podemos observar que flaheando los condensados dentro del tanque a 17 Psig se cubre una demanda de 63%, por lo que esta será la presión que operación del tanque flash debido a que buscamos que el calor que aporte el vapor flash esté por encima de la demanda requerida. Respecto a los demás puntos de consumo, vemos que el vapor flash generado no llega a cubrir su demanda, por lo que solo se considerarán como puntos de consumo de vapor flash el calentamiento de espumas de las celdas de flotación del PAMA y los 02 tanques de espuma ubicados en planta de harina, mientras que los demás puntos de consumo seguirán siendo abastecidos con vapor de la línea de calderos como vienen trabajando actualmente.

4.2 Cálculo del Sistema de Generación de Vapor Flash

4.2.1 Dimensionamiento de los tanques flash

Cálculo de diámetro interior de tanques flash.

Cantidad de vapor flash generado: 2 314,694 Kg/hr

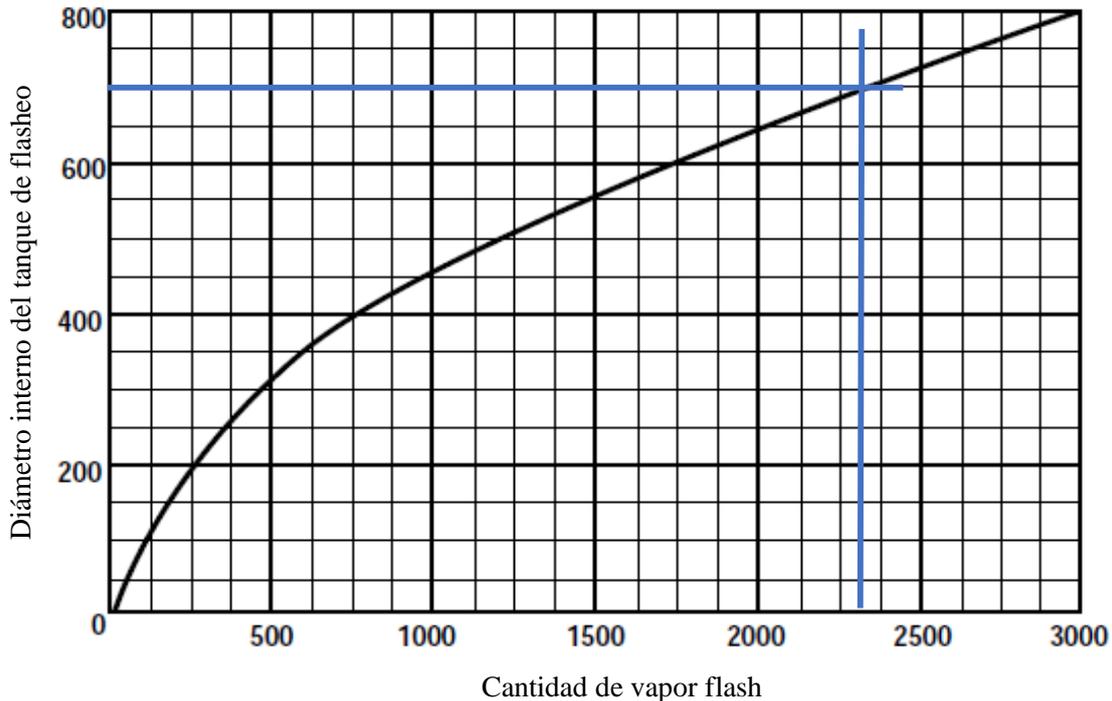


Figura 15. Cálculo del diámetro del cuerpo del tanque flash - método gráfico
Fuente: Armstrong International Inc. (2019)

Usando el método gráfico de la figura 14, vamos a optar por trabajar con un diámetro del cuerpo de tanque flash de:

$$D_{tq} = 700 \text{ mm}$$

Cálculo de altura total de tks flash.

Usando la tabla 25, se tiene el flujo de entrada de condensado en el tanque (\dot{m}_1), el volumen específico de la mezcla se toma a la presión del tanque flash (17 psi g), con el volumen obtenido y el diámetro de los tanques flash se obtiene la altura total del tanque según indica la tabla 27:

Tabla 27
Resumen cálculo de altura de tanques flash

Parámetro de cálculo	Valor
Entrada de condensado	\dot{m}_1 (kg/h) 47 161
Volumen específico mezcla	$v_{f/g}$ (m ³ /kg) a 17 psig 0.0411
Volumen de tanque flash	0,5386
	$V_{tk} \geq \frac{\dot{m}_1 \cdot v_{f/g}}{3600}$ (m ³)
Altura del tanque flash	$H_{tk} \geq \frac{4 \cdot V_{total}}{\pi \cdot D_{tk}^2}$ (m) 1,4

Verificamos la relación de esbeltez:

$$\frac{H_{tk}}{D_{tk}} = \frac{1,4}{0,7} = 2$$

Al no cumplir con las recomendaciones que sugieren que la relación H/D debe estar entre 3 y 5, (pág.23) debemos reconsiderar una mayor altura, por lo que proponemos trabajar con una relación H/D de 3,57 y por lo tanto para esta nueva relación tendremos que $H_{tk} = 2500 \text{ mm}$

Cálculo de alturas de tks flash.

Usando las ecuaciones 32; 33 y 34 propuestas por (Wankat, 2008) determinamos los valores de h_V , h_F , h_L de los tanques flash tomando como referencia la figura 4, tenemos:

Tabla 28
Resumen de cálculo de alturas de tanques flash

Parámetro de cálculo	Tanque flash (mm)
H_{tk}	2 500
h_V	1 219,2
h_F	457,2
h_L	823,6

Dimensionamiento de boquillas de tks flash.

- ***Boquillas de descarga de vapor flash (D_3).***

Usando la ecuación 35 y tomando como referencia la figura 4 determinaremos el diámetro de salida de vapor de los tanques flash.

Tabla 29

Cálculo de diámetro de descarga de vapor flash

Parámetro de cálculo	Símbolo	Valor
Flujo másico (kg/h)	\dot{m}_3	2 314,694
Volumen específico (m^3/kg)	v_{g3}	0,8172
Velocidad del fluido (m/s)	V_3	22
Diámetro de salida de vapor flash (m)	D_3	0,174

Por lo tanto tenemos que : $D_3 = 8''$, brida DN 200 clase 150 tipo slip on.

- ***Boquilla de entrada de condensado (D_1).***

Usando la ecuación 35, tabla 1, tabla 25 y tomando como referencia la figura 13 determinaremos el diámetro de entrada de condensado al tanque.

Tabla 30

Cálculo de diámetro de entrada de condensado al tanque

Parámetro de cálculo	Símbolo	Valor
Flujo másico condensado (kg/h)	\dot{m}_{cT}	47 161
Volumen específico (m^3/kg)	v_{f1}	0,001088
Velocidad del líquido (m/s)	V_1	1,5
Diámetro de entrada del condensado total (m)	D_1	0,110

Por lo tanto tenemos que : $D_1 = 5''$, brida DN 125 clase 150 tipo slip on.

- **Boquilla de salida de condensado (D_2).**

Para poder determinar el diámetro de salida de condensado del tanque flash usaremos los datos de la tabla 25 y 26 y las ecuaciones 36; 40; 41 y 43, cuyos resultados se muestran en la tabla 32:

Tabla 31

Datos del condensado de salida del tanque flash

Descripción	Símbolo	Valor
Flujo de condensado (Kg/hr)	\dot{m}_2	44 846,306
Presión (Psi g)	P_2	17
Volumen específico (m^3/Kg)	v	0,001063
Longitud de tubería (m)	l	55

Tabla 32

Cálculo de diámetro de salida de condensado de tanque flash

V (m/s)	D (m)	D (in)	Re	Tipo de flujo	f	Caída de presión (Psi)
1	0,1298	5,11	122 151,838	Turbulento	0,0192186	0,56
1.5	0,1060	4,17	149604,837	Turbulento	0,01914779	1,52
2	0,0918	3,61	172 748,786	Turbulento	0,01920055	3,14
2.5	0,0821	3,23	193 139,015	Turbulento	0,01930078	5,51
3	0,0749	2,95	211 573,190	Turbulento	0,01942084	8,75
3.5	0,0694	2,73	228 525,164	Turbulento	0,01954879	12,95
4	0,0649	2,55	244 303,676	Turbulento	0,01967891	18,20
4.5	0,0612	2,40	259 123,179	Turbulento	0,01980830	24,59
5	0,0580	2,28	273 139,814	Turbulento	0,01993549	32,20

Por lo tanto para minimizar la caída de presión en la tubería y trabajar dentro las velocidades recomendadas por (Mott, 2006), trabajaremos con $D_2 = 4''$, con brida DN 100 clase 150 tipo slip on. En este tramo a la salida del tanque es importante la instalación de una trampa de vapor que evite la fuga de vapor por la tubería de condensado, por lo que según las recomendaciones de Spirax Sarco, para el flujo y presión del condensado podemos usar la trampa de vapor del tipo FT44 DN100.

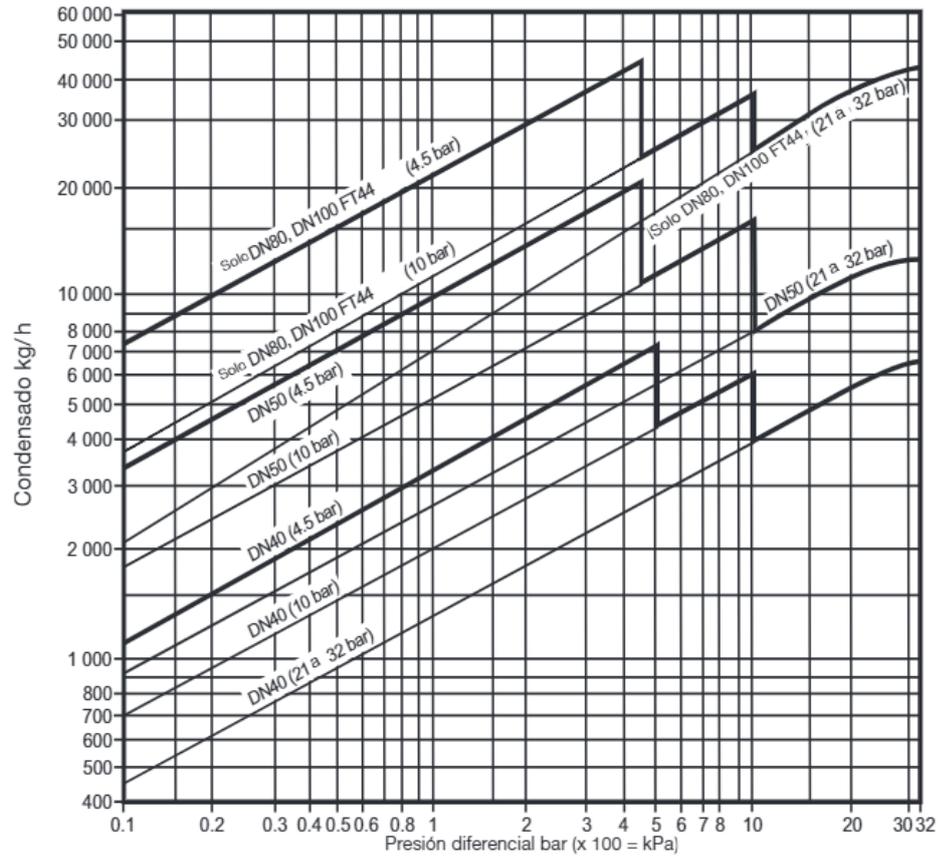


Figura 16. Gráfica para la selección de trampa de vapor
Fuente: Spirax Sarco

4.2.2 Diseño mecánico de tanques flash

Presión de diseño del tanque flash (P).

Sabemos que la presión de operación normal es: $P_o = 17$ psig

Usando la ecuación 45 según (ASME, 2018) tenemos:

$$P = \text{mayor}(1,1 P_o; P_o + 2 \text{ kg}_f/\text{cm}^2)$$

$$P = \text{mayor}(1,1 * 18 \text{ psig}, 17 \text{ psig} + 2 \frac{\text{kg}_f}{\text{cm}^2} * (\frac{14,223 \text{ psig}}{1 \text{ kg}_f/\text{cm}^2}))$$

$$P = \text{mayor}(18,7 \text{ psig}; 45,446 \text{ psig})$$

Luego tenemos una presión de diseño de valor:

$$P = 45,446 \text{ psig} \text{ equivale a } : P = 313.339 \text{ kPa}$$

Con la ecuación 46 determinamos el factor de seguridad:

$$FS = \frac{45,446 \text{ psig}}{18 \text{ psig}} = 2,5 \implies Fs = 2,5 \text{ (Ok)}$$

Esfuerzo admisible del tanque flash (S).

Como lo indica la tabla 2 sobre el esfuerzo admisible, según ASME sección VIII, 2018 tenemos lo siguiente:

$$S = \frac{\sigma_{ac}}{3}, S = \frac{S_{y_{ac}}}{1.5}$$

Para el acero estructural:

$$\sigma_{ac} = 400\text{Mpa}, S_{y_{ac}} = 250\text{MPa}$$

$$S = \text{menor}(400/3 \text{ MPa}; 250/1,5 \text{ MPa})$$

$$S = \text{menor}(133,333 \text{ MPa}; 166,667 \text{ MPa})$$

Elegimos como esfuerzo admisible para el diseño del tanque como:

$$S = 133\,333,33 \text{ kPa}$$

Espesor de plancha de cuerpo y tapas.

Con las variables de diseño conocidos resumimos en la tabla N°33

Tabla 33
Variables de diseño del tanque flash 1

Descripción	Símbolo	Unidad	Cantidad
Presión de diseño	P	kPa	313,339
Esfuerzo admisible	S	kPa	133 333,33
Eficiencia de junta cilíndrica o esférica	E	-	1
Diámetro del tanque flash	D _{tk}	mm	700
Radio del tanque flash	R _{tk}	mm	350
Espesor mínimo de cuerpo o tapa	t _{min}	mm	2,4

Usando la ecuación 47, determinamos el espesor del cuerpo, esto es:

$$t_c = \frac{(313,339 \text{ kPa}) \cdot 350 \text{ mm}}{133\,333,33 \text{ kPa} \cdot 1 - 0,6 \cdot 313,339 \text{ kPa}}$$

$$t_c = 0,824 \text{ mm}$$

$$\text{Como: } t_{\min} = 2.4 \text{ mm} > t_c = 0,824 \text{ mm}$$

Se agrega el factor de corrosión (C.A = 1.5mm), y para un espesor de plancha comercial próximo al valor obtenido tenemos:

$$t_c = 3/16" \approx 4.7\text{mm (Ok)}$$

Usando la ecuación 48, determinamos el espesor de la tapa, esto es:

$$t_t = \frac{(313,339 \text{ kPa}) * 700 \text{ mm}}{2 * 133 \text{ 333,33 kPa} * 1 - 0,2 * 313,339 \text{ kPa}}$$

$$t_t = 0,823 \text{ mm}$$

$$\text{Como: } t_{\min} = 2.4 \text{ mm} > t_t = 0,823 \text{ mm}$$

Se agrega el factor de corrosión (C.A = 1.5mm), y para un espesor de plancha comercial próximo al valor obtenido tenemos:

$$t_t = 3/16" \approx 4.7\text{mm (Ok)}$$

Propuesta del sistema de generación de vapor flash

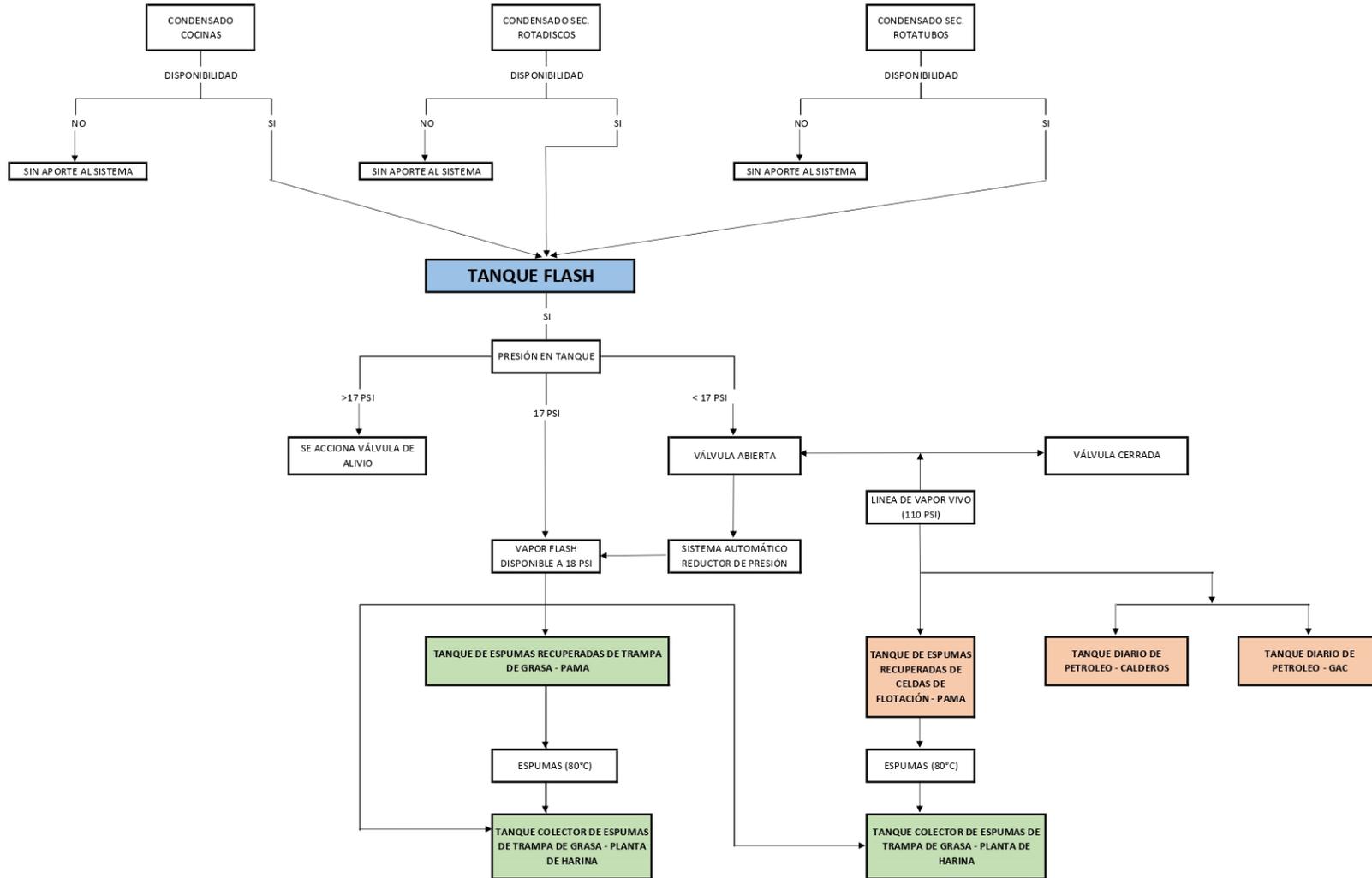


Figura 17 . Sistema de generación de vapor flash en Pesquera Cantabria S.A

4.2.3 Dimensionamiento de tuberías de distribución de vapor flash

Nomenclatura

- 1: Tanque flash
- 1.1: Planta de Harina, Tanques de espuma
- 1.2: PAMA, Tanque de espuma (trampa de grasa)
- \dot{m}_g : Flujo de vapor flash generado
- $\dot{m}_{1,1}$: Flujo de vapor en el punto de consumo (1.1)
- $\dot{m}_{1,2}$: Flujo de vapor en el punto de consumo (1.2)
- $\dot{m}_{1-1,1}$: Flujo de vapor del punto (1 a 1.1)
- $\dot{m}_{1,1-1,2}$: Flujo de vapor del punto (1.1 a 1.2)
- $\dot{M}_{1-1,1}$: Condensado de vapor del punto (1 a 1.1)
- $\dot{M}_{1,1-1,2}$: Condensado de vapor del punto (1.1 a 1.2)

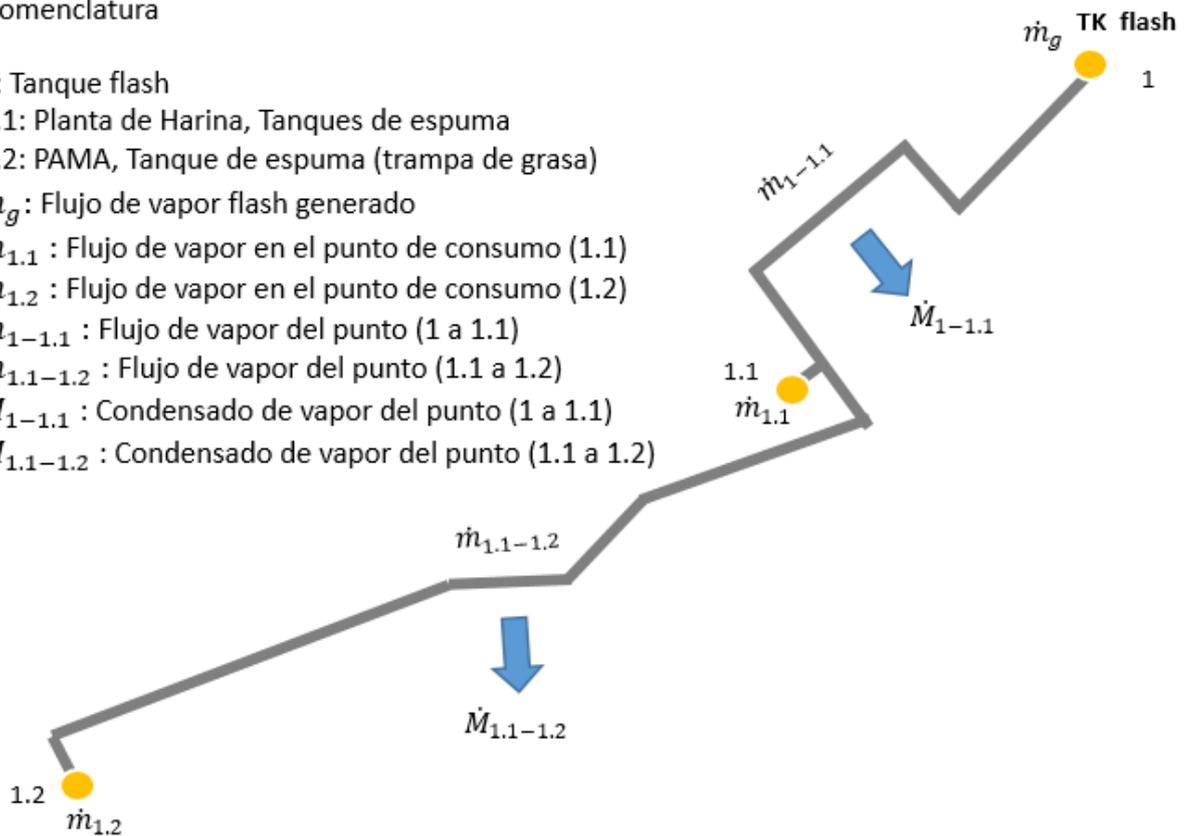


Figura 18. Diagrama de distribución de vapor flash

Tabla 34

Propiedades de vapor flash

Propiedades de vapor flash, punto (1)					
P_g (psig)	h_{fg} (kJ/kg)	v_{g3} (m ³ /kg)	T_{g3} (°C)	h_{g3} (kJ/kg)	\dot{m}_{g3} (kg/h)
17	2 173,729	0,817	123,002	2 710,31	2 314,694

Cálculo de diámetro de tubería $tb_{1-1,1}$.

De las recomendaciones propuestas por (Morse M., 1984) usamos la ecuación 49 del método de velocidad y con la tabla 03, se establece una correlación matemática para relacionar el diámetro interno de la tubería (D_i) con el gasto másico, velocidad de vapor, y volumen específico de vapor, esto es:

$$D_i = D_{1-1,1} = 2 \sqrt{\frac{\dot{m}_{g3} * v_{g3}}{\pi V_3}}$$

$$20,317 \text{ m/s} < V_3 < 30,483 \text{ m/s}$$

$$\frac{1}{\pi * 30,483 \text{ m/s}} < \frac{1}{\pi V_3} < \frac{1}{\pi * 20,317 \text{ m/s}}$$

$$\frac{(2\,314,694 \text{ kg/h})(0,817 \text{ m}^3/\text{kg})}{\pi * 30,483 \text{ m/s}} < \frac{\dot{m}_{g3} * v_{g3}}{\pi V_3} < \frac{(2\,314,694 \text{ kg/h})(0,817 \text{ m}^3/\text{kg})}{\pi * 20,317 \text{ m/s}}$$

Multiplicando a todo por el factor de conversión (1h/3600 s):

$$0,0055 \text{ m}^2 < \frac{\dot{m}_{g3} * v_{g3}}{\pi V_3} < 0,0082 \text{ m}^2$$

$$2\sqrt{0,0055 \text{ m}^2} < 2\sqrt{\frac{\dot{m}_{g3} * v_{g3}}{\pi V_3}} < 2\sqrt{0,0082 \text{ m}^2}$$

$$0,148 \text{ m} < D_{1-1.1} < 0,181 \text{ m}$$

La tubería de diámetro comercial para este rango de diámetro interno es :

Tubería ASTM A53 Grado B de 6" Schedule 40

Diámetro interno de tubería: $D_{1-1.1} = D_i = 0,154 \text{ m}$ (Se ajusta al rango y promedio)

Espesor de pared: $t = 7,11 \text{ mm}$

Cálculo de la presión real de vapor en el hasta el punto de consumo 1.1.

La viscosidad dinámica se calcula con la ecuación 51:

$$\mu = 0,0481 \text{ kg/m.h}$$

Se conoce que : $D_{tb} = 0,154 \text{ m}$ y $\dot{m}_g = 2\,314,694 \text{ kg/h}$

Con la ecuación 52 determinamos el número de Reynolds:

$$Re = 110\,461,044; \quad \text{con: } Re \geq 2000, \text{ (flujo turbulento)}$$

Calculamos el factor de fricción con la ecuación 54, los resultados se muestran en la tabla

Tabla 35
Propiedades de tubería $Tb_{1-1.1}$

Longitud	Diámetro	Rugosidad Rel.	Rugosidad Abs.	Factor de fricción
L_{tb} (m)	D_{tb} (m)	K' (m)	$\varepsilon = K'/D_{tb}$ (mm)	f
59	0,154	0,0002	0,001298	0,0366

Con la ecuación 55 se determina el factor de resistencia local K_i para los elementos al tramo $Tb_{1-1.1}$, esto se muestra en la tabla siguiente:

Tabla 36
Elementos y coeficientes de la tubería: $Tb_{1-1.1}$

Elemento	Cantidad	Factores		Coeficiente de resistencia local K_i	Suma parcial $\sum k_i$
		K_1	K_α		
Codo de 90°	4	800	0,25	0,2985	1,194
Válvula mariposa	1	800	0,3	0,1192	0,1192
Válvula globo	1	1500	1,15	1,3532	1,3532
Filtro Y	1	1000	0,35	0,4168	0,4168
				Suma total $\sum k_i$	3,083

Determinamos el coeficiente total de pérdidas K_1 y las pérdidas totales H_{f1} usando las ecuaciones 58 y 59 para obtener de la caída de presión con la ecuación 60. De esta manera calculamos la presión real en el punto 1.1:

Tabla 37
Presión real del vapor en el punto de consumo 1.1

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
Coeficiente de pérdidas por accesorios	K_1	164,077	-
Coeficiente de pérdidas por fricción	H_{f1}	45,277	m^2/s^2
Caída de presión en el tramo: $Tb_{1-1.1}$	ΔP	1,133	psi
Presión en el punto 1	P_g	17	psig
Presión real $P_{1.1} = P_g - \Delta P$	$P_{1.1}$	15,867	psig

Las propiedades del vapor saturado en el punto de consumo 1.1 a la presión real $P_{1.1}$ son:

Tabla 38
Propiedades del vapor en el punto de consumo 1.1

$P_{1.1}$ (psig)	h_{fg} (kJ/kg)	V_g (m ³ /kg)	T_g (°C)	h_g (kJ/kg)	\dot{m}_g (kg/h)
15,867	2197.041	0.846	121,827	2708,622	901,849

Cálculo de diámetro de tubería $tb_{1.1-1.2}$.

Calculamos el flujo de vapor desde el punto 1.1 hacia el punto 1.2 usando el anexo B para determinar el flujo de vapor en el punto 1.1, y determinamos con el anexo C, la cantidad de vapor que se condensa, este flujo másico de vapor se calcula, mediante la siguiente diferencia:

$$\dot{m}_{1.1-1.2} = \dot{m}_{g3} - \dot{m}_{1.1} - \dot{M}_{1-1.1} \dots\dots\dots (73)$$

Los resultados se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 39
Flujo de vapor en el tramo $Tb_{1.1-1.2}$

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
Flujo másico de vapor generado en el tk ₁	\dot{m}_{g3}	2 314,694	kg/h
Consumo de vapor en el punto 1.1	$\dot{m}_{1.1}$	901,849	kg/h
Tasa de condensación en el tramo $tb_{1-1.2}$	$\dot{M}_{1-1.1}$	0,728	kg/h
Flujo teórico de vapor en el tramo $tb_{1.1-1.2}$	$\dot{m}_{1.1-1.2}$	1 412,593	kg/h

Para en calculo consideramos que las propiedades del vapor flash al inicio de este tramo son iguales a las propiedades del vapor en el punto de consumo 1.1, ver tabla 38.

Cálculo de diámetro de tubería $tb_{1.1-1.2}$

Siguiendo las recomendaciones propuestas por (Morse M., 1984), usamos la ecuación 49 del método de velocidad y con la tabla 3, se establece una correlación matemática para relacionar el diámetro interno de la tubería (D_i) con el gasto másico, velocidad de vapor, y volumen específico de vapor, esto es:

$$D_i = D_{1.1-1.2} = 2 \sqrt{\frac{\dot{m}_g * v_g}{\pi V_g}}$$

$$20,317 \text{ m/s} < V_3 < 30,483 \text{ m/s}$$

$$\frac{1}{\pi * 30,483 \text{ m/s}} < \frac{1}{\pi V_3} < \frac{1}{\pi * 20,317 \text{ m/s}}$$

$$\frac{(1\,412,593 \text{ kg/h})(0,846 \text{ m}^3/\text{kg})}{\pi * 30,483 \text{ m/s}} < \frac{\dot{m}_g * v_{g3}}{\pi V_3} < \frac{(1\,412,593 \text{ kg/h})(0,846 \text{ m}^3/\text{kg})}{\pi * 20,317 \text{ m/s}}$$

Multiplicando a todo por el factor de conversión (1h/3600 s):

$$0,00347 \text{ m}^2 < \frac{\dot{m}_g * v_{g3}}{\pi V_3} < 0,0052 \text{ m}^2$$

$$2\sqrt{0,00347 \text{ m}^2} < 2 \sqrt{\frac{\dot{m}_{g3} * v_{g3}}{\pi V_3}} < 2\sqrt{0,0052 \text{ m}^2}$$

$$0,118 \text{ m} < D_{1.1-1.2} < 0,144 \text{ m}$$

La tubería de diámetro comercial para este rango de diámetro interno es :

Tubería ASTM A53 Grado B de 5" Schedule 40

Diámetro interno de tubería: $D_{1-1.2} = D_i = 0,128 \text{ m}$ (Se ajusta al rango y promedio)

Espesor de pared: $t = 6,55 \text{ mm}$

Cálculo de la presión real de vapor en el punto de consumo 1.2.

La viscosidad dinámica se calcula con la ecuación 51:

$$\mu = 0,0481 \text{ kg/m.h.}$$

Con la ecuación 52 se determina el número de Reynolds, conociendo que $D_{tb} = 0,128$

m y $\dot{m}_{1.1-1.2} = 1\,412,593 \text{ kg/h}$ tenemos:

$$Re = 78\,080,5636; Re \geq 2000 \text{ (flujo turbulento).}$$

Calculamos el factor de fricción con la ecuación 54, los resultados se muestran en la tabla

40

Tabla 40
Propiedades de tubería Tb1.1-1.2

Longitud	Diámetro	Rugosidad relativa	Rugosidad absoluta	Factor de fricción
L_{tb} (m)	D_{tb} (m)	K' (m)	$\varepsilon = K'/D_{tb}$ (mm)	f
88,5	0,128	0,0002	0,00156	0,0415

Con la ecuación 55 se determina el factor de resistencia local K_i para los elementos al tramo $Tb_{1.1-1.2}$, esto se muestra en la tabla 41:

Tabla 41
Elementos y coeficientes de la tubería: Tb1.1-1.2

Elemento	Cantidad	Factores		Coeficiente de resistencia local K_i	Suma parcial $\sum k_i$
		K_1	K_a		
Codo de 90°	3	800	0,25	0,2985	0,8955
Codo de 45°	3	1000	0,15	0,1838	0,5514
Válvula mariposa	1	800	0,3	0,3567	0,3567
Válvula globo	1	1500	1,15	1,3533	1,3533
Filtro Y	1	1000	0,35	0,4167	0,4167
				Suma total $\sum k_i$	3,5736

Determinamos el coeficiente total de pérdidas K_1 y las pérdidas totales H_{f1} usando las ecuaciones 58 y 59 para obtener de la caída de presión con la ecuación 60. De esta manera calculamos la presión real en el punto 1.2:

Tabla 42
Presión real del vapor en el punto de consumo 1.2

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
Coefficiente de pérdidas por accesorios	K_1	328,3765	-
Coefficiente de pérdidas por fricción	H_{f1}	90,6146	-
Caída de presión en el tramo $tb_{1.1-1.2}$	ΔP	0,1576	psi
Presión real de vapor en punto 1.1	$P_{1.1}$	15,867	psi
Presión real $P_{1.2} = P_{1.1} - \Delta P$	$P_{1.2}$	15.71	psi

Propiedades del vapor en el punto 1.2.

Usando los anexos B y C, podemos calcular el flujo de vapor que llega al punto 1.2: Celdas de flotación DAF: este flujo másico de vapor se calcula, mediante la siguiente diferencia:

$$\dot{m}_{1.2} = \dot{m}_{1.1-1.2} - \dot{M}_{1.1-1.2} \dots\dots\dots (74)$$

Los resultados se muestran en la tabla 43:

Tabla 43
Flujo real de vapor en el punto de consumo 1.2

Parámetro	Símbolo	Cantidad	Unidad
Flujo de vapor real a través de $tb_{1.1-1.2}$	$\dot{m}_{1.1-1.2}$	1 412,593	kg/h
Tasa de condensación en el tramo $tb_{1.1-1.2}$	$\dot{M}_{1.1-1.2}$	0,951	kg/h
Flujo real de vapor en punto 1.2	$\dot{m}_{1.2 \text{ real}}$	1411,642	kg/h

Las propiedades del vapor saturado en el punto de consumo 1.2 a presión real $P_{1.2}$ son:

Tabla 44
Propiedades del vapor en el punto de consumo 1.2

$P_{1.2}$ (psig)	h_{fg} (kJ/kg)	V_g (m ³ /kg)	T_g (°C)	h_g (kJ/kg)	\dot{m}_g (kg/h)
15,71	2197,45	0,85	121,66	2 708,388	1 411,642

El vapor requerido en el punto de consumo 1.2 es de $\dot{m}_{1,2} = 1\,313,423$ kg/h, tenemos que el factor de rendimiento de vapor flash para el sistema:

$$\eta_f = \frac{\dot{m}_{1,1 \text{ real}} + \dot{m}_{1,2 \text{ real}}}{\dot{m}_{1,1} + \dot{m}_{1,2}} = \frac{901,849 + 1\,411,642}{901,849 + 1\,314,116}$$

$$\eta_f = 104,4 \%$$

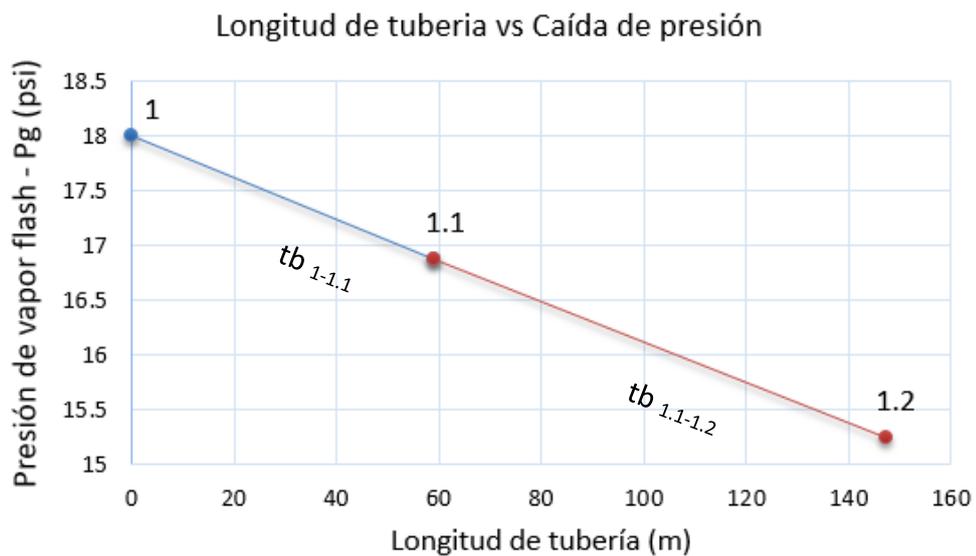


Figura 19. Caída de presión en línea de distribución de vapor flash

4.2.4 Consumo de combustible equivalente a la producción del vapor flash

La producción de una determinada cantidad de vapor flash representa un consumo equivalente de combustible para generar este vapor, el cual se está evitando consumir directamente de las calderas, lo que supone un ahorro en combustible. Para determinar la equivalencia del consumo de combustible según la producción de vapor flash podemos usar la ecuación 29.

Combustible equivalente al consumo de vapor del punto 1.1.

El calentamiento de espumas en los tanques ubicados en la planta de harina representa el consumo de combustible mostrado en la tabla 45

Tabla 45
Consumo de combustible equivalente en punto 1.1

Descripción	Símbolo	Und	Cantidad
Flujo másico de vapor flash	\dot{m}_{g3}	kg/h	901,373
Presión de vapor	P	psig	15,867
Entalpía de vapor flash generado	h_3	kJ/kg	2 708,622
Entalpía de condensado en salida de tanque flash	h_2	kJ/kg	516,704
Poder calorífico inferior del petróleo R500	$P_{ci-R500}$	kJ/kg	41 030
Densidad de petróleo R500	ρ_{R500}	kg/gal	3,675
Eficiencia térmica de la caldera	η_t	%	84%
Combustible equivalente a la producción de vapor	$\dot{m}_{comb 1.1}$	gal/h	15,59

Combustible equivalente al consumo de vapor del punto 1.2.

El calentamiento de espumas recuperadas de la trampa de grasa del PAMA, representa el consumo de combustible mostrado en la tabla 46

Tabla 46
Consumo de combustible equivalente en punto 1.2

Descripción	Símbolo	Unidad	Cantidad
Flujo másico de vapor flash	\dot{m}_{g3}	kg/h	1 411,642
Presión de vapor	P	psig	15,71
Entalpía de vapor flash generado	h_3	kJ/kg	2 708,4
Entalpía de condensado en salida de tanque flash	h_2	kJ/kg	516,704
Poder calorífico inferior del petróleo R500	$P_{ci-R500}$	kJ/kg	41 030
Densidad de petróleo R500	ρ_{R500}	kg/gal	3,675
Eficiencia térmica de la caldera	η_t	%	84%
Combustible equivalente a la producción de vapor	$\dot{m}_{comb 1.2}$	gal/h	24,42

4.2.5 Ahorro en consumo de combustible

De los valores de las tablas 45 y 46 podemos determinar el total de combustible que se ahorra en consumo por la producción de vapor flash:

$$\dot{m}_{\text{comb.t}} = 40,01 \frac{gl}{h}$$

El Anexo E muestra que el consumo promedio de petróleo R-500 en 1 año es de 1 277 182 galones, con un aproximado de 1 372,45 horas de producción al año, con este dato podemos obtener el porcentaje de ahorro de combustible con la producción de vapor flash.

$$\%A_{R500} = \frac{39,23 \frac{gl}{h} \times 1\,372,45\ h}{1\,277\,182\ gl} \times 100\%$$

$$\%A_{R500} = 4,3\ \%$$

Con información proporcionada por logística tenemos un precio de \$2.17/gal de petróleo R-500 con el que se compra el combustible en Pesquera Cantabria, podemos saber cuánto es el monto que representa el ahorro del consumo de este combustible.

$$A_{R500} = 40,01 \frac{gl}{h} \times \frac{\$2.17}{gl} \times 1\,372,45 \frac{h}{\text{año}}$$

$$A_{R500} = 116\,835,43\ \$/\text{año}$$

Donde:

A_{R-500} : Ahorro monetario al año en consumo de petróleo R-500 (\$)

V. Resultados

5.1 Vapor flash obtenido

Para poder determinar la cantidad de vapor flash que se puede obtener, primero se tuvo que determinar cuál es el flujo de condensado que pueden entregar las cocinas y secadores, resultados que se muestran en la tabla 47

Tabla 47
Disponibilidad de condensado de equipos

Equipo	Presión (psi g)	Símbolo	Flujo (kg/h)	Entalpía (kJ/kg)
Cocinas	32.25	\dot{m}_{cC}	24519	572.569
Sec. Rotadisco	97.75	\dot{m}_{cRD}	8727	715.1219
Sec. Rotatubos	66.54	\dot{m}_{cRT}	13915	658.722

A partir de los datos obtenidos en la tabla 47, se logró determinar el flujo de vapor flash, resultados que se muestran en la tabla 48.

Tabla 48
Vapor flash generado

Presión Flasheo (psi g)	Flujo de vapor (kg/h)	Calor obtenido (kJ/h)
17	2 314,694	6 273 539,249

5.2 Diseño mecánico del tanque flash

Tomando como referencia la figura 4, se determinó las siguientes dimensiones para el tanque flash.

Tabla 49
Dimensiones del tanque flash

Parámetro de cálculo	Tanque flash (mm)
H_{tk}	2 500
h_V	1 219,2
h_F	457,2
h_L	823,6
D_1	125
D_2	100
D_3	200

Tabla 50
Espesor del cuerpo y tapa del tanque flash

Descripción	Símbolo	Unidad	Cantidad
Presión de diseño	P	kPa	313,339
Esfuerzo admisible	S	kPa	133 333,33
Eficiencia de junta cilíndrica o esférica	E	-	1
Diámetro del tanque flash	D_{tk}	mm	700
Radio del tanque flash	R_{tk}	mm	350
Espesor de corrosión	C.A.	mm	1.5
Espesor de cuerpo	t_c	in	3/16
Espesor de tapa	t_t	in	3/16

Como parte de la distribución del vapor flash obtenido, se hace necesario determinar los tamaños de las tuberías, así como también las propiedades del vapor que fluye por estas.

Tabla 51
Propiedades en el tramo 1-1.1

Longitud	Diámetro	Presión de vapor	Flujo de vapor
L_{tb} (m)	D_{tb} (m)	(psig)	(kg/h)
59	0,154	15,867	901,849

Tabla 52
Propiedades en el tramo 1.1-1.2

Longitud	Diámetro	Presión de vapor	Flujo de vapor
L_{tb} (m)	D_{tb} (m)	(psig)	(kg/h)
88,5	0,128	15,710	1 411,642

5.3 Análisis Económico

Analizar económicamente la implementación de un proyecto nos permite tomar la decisión de realizar o no una inversión, para esto es necesario conocer cuánto es la cantidad de dinero que se invertirá para posteriormente saber si en el tiempo, dicho monto será rentable o no, por lo que primero se tuvo que determinar el ahorro anual en combustible que representa la implementación del sistema de generación de vapor flash, cuyo resultado se muestra en la tabla N°53

Tabla 53
Ahorro de combustible

Descripción	Símbolo	Unidad	Cantidad
Combustible equivalente a la producción de vapor consumido en 1.1	$\dot{m}_{comb\ 1.1}$	gal/h	15,59
Combustible equivalente a la producción de vapor consumido en 1.2	$\dot{m}_{comb\ 1.2}$	gal/h	24,42
Porcentaje de ahorro de combustible	$\%A_{R500}$	%	4,3
Ahorro monetario anual	A_{R500}	\$	116 835,43

Respecto al costo total en materiales y mano de obra para la fabricación del sistema de generación de vapor flash, los resultados se muestran en la tabla 54, donde del Anexo L se conoce el costo total en materiales de fabricación.

Tabla 54
Costo del proyecto

Costo de fabricación	
Materiales	\$24 610,88
Mano de obra	\$15 000,00
TOTAL	\$ 39 610,88

Tabla 55
Flujo de caja neto

Año	Inversión (\$)	Ahorro anual (\$)	Costo operación y mantenimiento (\$)	Flujo de caja neto (\$)
0	39 610,88			- 36 610,88
1		116 835,43	1 500,00	115 335,43
2		116 835,43	1 500,00	115 335,43
3		116 835,43	1 500,00	115 335,43
4		116 835,43	1 500,00	115 335,43
5		116 835,43	1 500,00	115 335,43
6		116 835,43	1 500,00	115 335,43
7		116 835,43	1 500,00	115 335,43
8		116 835,43	1 500,00	115 335,43
9		116 835,43	1 500,00	115 335,43
10		116 835,43	1 500,00	115 335,43

De las ecuaciones 61, 62, 63 y 64, trabajando con una tasa mínima aceptable de interés anual de 12%, tenemos que:

Tabla 56
Resultados Análisis Económico

Valor actual neto	VAN	\$612 060,02
Tasa interna de rendimiento	TIR	291%
Periodo de pago	P _p	0.34 años / 4 meses
Rentabilidad	Re	281%

Como se planteó anteriormente, analizar si un proyecto es viable económicamente depende principalmente de la evaluación del VAN y del TIR, por lo que de los resultados de la tabla 69 podemos observar que obtener un valor de VAN mayor que 0 y un TIR mayor que la tasa de interés nos indica un proyecto económicamente rentable.

VI. Discusiones

- El flujo de vapor flash que se pueda obtener depende directamente de la presión de flasheo, es decir, de cuánto es la caída de presión a la que se somete al condensado. Por lo que, si tenemos presiones de condensado bajas, la presión del vapor flash tendrá que ser baja para obtener un flujo de vapor considerable como lo pudimos comprobar en nuestro proyecto de tesis. Si tenemos en cuenta que, en la industria pesquera, la experiencia y los parámetros obtenidos, nos indican que las presiones del condensado están por debajo de 100 psig. La mayoría de sistemas de generación vapor flash implementados en la industria pesquera entregan vapor a presiones bajas, como es el caso del estudio de Ramos Medina & Valle Bendezú, 2019, donde obtienen una presión de vapor flash de 1,4 bar en pesquera COPEINCA, Chancay, o en el estudio realizado por Urcia & Zavaleta, 2016, donde obtiene una presión de trabajo de 1 bar en pesquera Centinella, Chimbote.
- Existen diferentes procedimientos para dimensionar los tanques flash, desde los cálculos matemáticos propuestos por Armstrong International, hasta los métodos gráficos propuestos por Spirax Sarco. Para efectos de nuestro estudio, no se usaron los métodos gráficos, puesto que están limitados hasta flujos máximos de condensado de 30 000 kg/h, por esta razón los procedimientos de Armstrong International son los más recomendables para tasas de condensados superiores a 30 000 kg/h.
- Del análisis económico se calculó una tasa interna de rendimiento (TIR) de 291%, este valor nos indica que implementar el sistema de generación de vapor flash es económicamente rentable para la empresa. Si comparamos este valor con el obtenido en la investigación de Ramos & Valle, 2019, titulada “ 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.” con un TIR de 156,22%, esta diferencia se debe al uso de gas natural en su proceso de producción, el cual es mucho más barato que el R-500 usado en nuestro proceso. Podemos comparar también nuestro TIR obtenido, con el determinado en el trabajo de investigación de Urcia & Zavaleta, 2016, titulado “Implementación de un sistema vapor flash para reducción del consumo de vapor en área de cocción-empresa pesquera Centinela S.A.C”, donde se trabaja con petróleo R-500 y obtienen un TIR de 323%, esta diferencia se debe a que nuestro proyecto genera un mayor flujo de vapor flash debido a contar con mayores flujos de condensado de los equipos, obteniendo un mayor ahorro de combustible.

VII. Conclusiones

- Se obtiene de las cocinas 24 519 kg/h de condensado a 33.25 psig mientras que en los secadores rotatubos 13 915,227 kg/h a 66,54 psig y de los secadores rotadisco 8 727 kg/h a 97.75 psig, los cuales alimentarán al tanque flash para generar 2 314.694 kg/h de vapor a 17 psig. Esta generación de vapor flash representa un 4,3% del consumo anual de petróleo R500 en la empresa.
- Se concluye que el tanque de flasheo de condensados de cocinas y secadores deberá tener un diámetro del cuerpo de 0,7 metros; altura de 2,50 metros; con un diámetro de ingreso de condensado de 5", diámetro de salida de vapor flash de 8" y diámetro de salida de condensado a baja presión de 4", con un espesor del cuerpo de 3/16".
- Del análisis económico se obtiene un VAN de \$612 060,02, una TIR de 291% y una rentabilidad del 281%, por lo que podemos concluir que la implementación del sistema de generación de vapor flash es económicamente factible con un periodo de pago de 4 meses. Teniendo en cuenta que en un año se trabajan 2 temporadas de producción de aproximadamente 2 meses cada una, podemos concluir que al término de un año o 2 temporadas de operación del sistema de generación de vapor flash, se habrá recuperado la totalidad de la inversión.

VIII. Recomendaciones

- Se recomienda la instalación de un by pass de la línea de vapor de calderas conectado a los manifold de vapor de los tanques flash con un sistema reductor de presión, de manera que este dispositivo al detectar una caída de presión por debajo de los 17 psig dentro del tanque, suministre vapor al manifold, esto ayudará a mantener siempre una presión constante de 17 psig en caso se produzca una disminución en el suministro de condensado al tanque ocasionado por una parada de equipos o al inicio del proceso.
- Se debe instalar una válvula de alivio de presión regulada a 20 psig para no permitir un incremento de presión dentro del tanque, ya que a presiones mucho mayores a 17 psi la caída de presión del condensado entrante será menor y por consecuencia se obtendrá menos vapor flash.
- Se debe tener cuidado con la instalación de los tanques flash, estos deben estar ubicados a una altura mayor a la del tanque desareador para que de esta forma el condensado a baja presión que sale de los tanques flash sea enviado por gravedad hasta el tanque desareador y así no requerir de una bomba para impulsar el condensado.
- Para una mejor operación del sistema de generación de vapor flash se recomienda purgar toda la tubería antes de iniciar el proceso, esto con la finalidad de evitar que el vapor caliente el condensado frío reduciendo la cantidad de calor que transporta el vapor flash y se arrastre condensado, produciéndose golpe de ariete en la tubería.

Nomenclatura

$\%A_{R500}$: Porcentaje de ahorro en consumo de petróleo R500 (%)
A_{R500}	: Ahorro en consumo de petróleo R500 (\$/año)
$\%H_h$: Porcentaje de humedad en la harina (%)
$\%H_{s,1}$: Porcentaje de humedad en el scrap 1 (%)
$\%H_{s,2}$: Porcentaje de humedad en el scrap 2 (%)
$\%H_{T.I.}$: Porcentaje de humedad en la torta integral (%)
$\%SG_h$: Porcentaje de sólidos grasos en la harina (%)
$\%SG_{s,1}$: Porcentaje de sólidos grasos en el scrap 1 (%)
$\%SG_{s,2}$: Porcentaje de sólidos grasos en el scrap 2 (%)
$\%SG_{T.p.}$: Porcentaje de sólidos grasos en la torta integral (%)
η_h	: Rendimiento de harina (%)
$\eta_{cald.}$: Eficiencia térmica de la caldera (%)
ρ_{R500}	: Densidad de petróleo R-500 (kg/m ³)
ρ_{es}	: Densidad de la espuma del agua de bombeo (kg/m ³)
ρ	: Densidad del fluido (kg/m ³)
ρ_1	: Densidad del fluido en el punto 1 (kg/m ³)
ρ_2	: Densidad del fluido en el punto 2 (kg/m ³)
ΔP	: Caída de Presión (kg _f /cm ²)
f	: Coeficiente de fricción o rozamiento
f_{ais}	: Factor de aislamiento
μ	: viscosidad dinámica del vapor (N·s/m ²)
Re	: Número de Reynolds
ε	: Rugosidad de la tubería
$\eta_{cald.}$: Eficiencia de caldera (%)

A_{tc}	: Área de transferencia de calor (m^2)
A_{tgp}	: Área del tanque colector de espumas de trampa de grasa PAMA (m^2)
A_{DAFp}	: Área del tanque colector de espumas de celdas de flotación PAMA (m^2)
A_{R500c}	: Área del tanque de petróleo de consumo de calderas (m^2)
A_{R500g}	: Área del tanque de petróleo de consumos de generador de gases (m^2)
A_{tgpt}	: Área del tanque colector de espumas de trampa de grasa Planta (m^2)
A_{DAFpt}	: Área del tanque colector de espumas de celdas de flotación Planta (m^2)
A	: Ingresos anuales por implementación del proyecto (\$)
$C_{p\text{pesc.}}$: Calor específico del pescado anchoveta ($\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$)
$C_{p\text{fe}}$: Calor específico del fierro ($\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$)
C_{pe}	: Calor específico de la espuma ($\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$)
C_{pR500}	: Calor específico de petróleo R500 ($\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$)
D_1	: Diámetro de boquilla - entrada de condensado al tanque flash (mm)
D_2	: Diámetro de boquilla - salida de condensado de tanque flash (mm)
D_3	: Diámetro de boquilla - salida de vapor flash generado (mm)
$D_{1-1.1}$: Diámetro interior de tubería en el tramo 1-1.1 (mm)
$D_{1.1-1.2}$: Diámetro interior de tubería en el tramo 1.1-1.2 (mm)
D_{coc}	: Diámetro de la cocina (m)
D_{tk}	: Diámetro interno de tanque flash (m)
D_{tb}	: Diámetro interno de Tubería (m)
D_{ea}	: Depreciación anual (\$)
E	: Eficiencia de junta para recipiente cilíndrico o esférico (%)
E_A	: Egresos anuales de costo de operación y mantenimiento del proyecto (\$)
f	: Factor de aislamiento
FS	: Factor de seguridad

g	: Aceleración de la gravedad (m/s^2)
h_{cC}	: Entalpía del condensado disponible de cocinas (kJ/kg)
h_{cRD}	: Entalpía del condensado disponible de secadores rotadisco (kJ/kg)
h_{cRT}	: Entalpía del condensado disponible de secadores rotatubos (kJ/kg)
h_{cT}	: Entalpía del condensado disponible total (kJ/kg)
h_{fg}	: Entalpía de evaporación (kJ/kg)
h_{fg2}	: Entalpía de evaporación a presión de flasheo (kJ/kg)
h_{f1}	: Entalpía de condensados de alimentación de tanque flash (kJ/kg)
h_{f2}	: Entalpía de condensado residual en tanque flash (kJ/kg)
h_{g3}	: Entalpía de vapor flash generado (vapor saturado) (kJ/kg)
h_2	: Entalpía de condensado residual en tanque flash (kJ/kg)
h_3	: Entalpía de vapor flash generado (vapor saturado) (kJ/kg)
h_L	: Pérdidas por fricción (m)
H_{f1}	: Pérdidas totales en el tramo analizado (m^2/s^2)
i	: Tasa de interés anual (%)
I	: Inversión para el proyecto (\$)
K'	: Rugosidad absoluta (m)
$K1, K\alpha$: Variables relacionadas a la geometría y al tipo accesorio
K_i	: factor de resistencia local
$\sum K_i$: Sumatoria de los coeficientes de resistencia locales.
L	: Longitud de cocina (m)
L_{Tb}	: Longitud efectiva de tubería, teniendo en cuenta bridas y accesorios (m)
\dot{m}	: Flujo másico de vapor o líquido a través del sistema de tuberías (kg/h)
m_{es}	: Masa de espuma de agua de bombeo (kg)
\dot{M}	: Tasa de condensación (kg/h)

\dot{m}_c	: Flujo másico de combustible requerido durante el cocinado (gal/h)
\dot{m}_{CC}	: Flujo de condensado disponible de las cocinas (kg/h)
\dot{m}_{CRD}	: Flujo de condensado disponible de los secadores rotadisco (kg/h)
\dot{m}_{CRT}	: Flujo de condensado disponible de los secadores rotatubos (kg/h)
\dot{m}_{CT}	: Flujo de condensado disponible total (kg/h)
M_{cocina}	: Masa de la cocina (kg)
\dot{m}_1	: Flujo másico de entrada de condensado al tanque flash (kg/h)
\dot{m}_2	: Flujo másico de salida de condensado del tanque flash (kg/h)
\dot{m}_3	: Flujo másico de salida de vapor flash (kg/h)
$\dot{m}_{cc.}$: Flujo másico de combustible consumido por cocina (gal/h)
$\dot{m}_{tcc.}$: Flujo másico total de combustible consumido por cocinas (gal/h)
$\dot{m}_{cond.}$: Flujo másico de condensado (kg/h)
\dot{m}_e	: Flujo másico de agua evaporada por secadores (kg/h)
$\dot{m}_{e. RD}$: Flujo másico de agua evaporada en Secador Rotadisco (kg/h)
$\dot{m}_{e. RT}$: Flujo másico de agua evaporada en Secador Rotatubos (kg/h)
\dot{m}_h	: Harina producida (t/h)
$\dot{m}_{pesc.}$: Flujo másico de pescado (kg/h)
$\dot{m}_{comb.1.1}$: Consumo equivalente de petróleo R500 en el punto 1.1 (gal/h)
$\dot{m}_{comb.1.2}$: Consumo equivalente de petróleo R500 en el punto 1.2 (gal/h)
$\dot{m}_{comb.t}$: Consumo equivalente total de petróleo R500 (gal/h)
$\dot{m}_{v. RD}$: Vapor de agua requerido por secadores rotadisco (kg/h)
$\dot{m}_{v. RT}$: Vapor de agua requerido por secadores rotatubo (kg/h)
\dot{m}_v	: Flujo másico de vapor requerido por secadores (kg/h)
\dot{m}_{tvc}	: Flujo másico total de vapor requerido por las cocinas (kg/h)
$\dot{m}_{vap.coc.}$: Flujo másico de vapor requerido para la cocción del pescado (kg/h)

\dot{m}_{f1}	: Flujo másico de entrada de condensado al tanque flash (kg/h)
\dot{m}_{f2}	: Flujo másico de salida de condensado del tanque flash (kg/h)
\dot{m}_{g3}	: Flujo másico de salida de vapor flash (kg/h)
m_{espumas}	: Masa de espumas (kg)
$\dot{m}_{1.1}$: Flujo másico de vapor flash requerido en el punto 1.1 (kg/h)
$\dot{M}_{1-1.1}$: Tasa de condensación en el tramo de tubería 1-1.1 (kg/h)
$\dot{m}_{1.1-1.2}$: Flujo teórico de vapor en el tramo de tubería 1.1-1.2(kg/h)
$\dot{m}_{1.2}$: Flujo másico de vapor flash requerido en el punto 1.2 (kg/h)
$\dot{M}_{1.1-1.2}$: Tasa de condensación en el tramo de tubería 1-1.1 (kg/h)
$\dot{m}_{1.1 \text{ real}}$: Flujo másico de vapor real consumido en el punto 1.1 (kg/h)
$\dot{m}_{1.2 \text{ real}}$: Flujo másico de vapor real consumido en el punto 1.2 (kg/h)
η_f	: Eficiencia de sistema de vapor flash (%)
η_h	: Rendimiento de harina de pescado
η_t	: Eficiencia térmica del secador (%)
η	: Eficiencia (%)
n	: Periodo de operación del equipo (Años)
PAMA	: Programa de Adecuación y Manejo Ambiental
$P_{c.i.}$: Poder calorífico inferior del petróleo R-500 (kJ/kg)
P_g	: Presión manométrica de líquido o vapor (psi)
P_1	: Presión manométrica en el punto 1 (psi)
P_2	: Presión manométrica en el punto 2 (psi)
P	: Presión de diseño (Pa)
P_o	: Máxima presión de operación normal del proceso (Pa)
$P_{1.1}$: Presión real de vapor en el punto 1.1 (psi)
$P_{1.1}$: Presión real de vapor en el punto 1.2 (psi)

P_p	: Periodo de pago (años)
\dot{Q}	: Emisión calorífica (W/m)
$\dot{Q}_{coc.pesc.}$: Calor requerido para la cocción de pescado (kJ/h)
$\dot{Q}_{t.cdo}$: Calor total requerido por las cocinas (kJ/h)
$\dot{Q}_{t.cna}$: Calor total requerido por las cocinas (kJ/h)
\dot{Q}_c	: Calor requerido para calentar la cocina (kJ/h)
\dot{Q}_{tc}	: Calor total requerido para calentar las cocinas (kJ/h)
\dot{Q}_{pc}	: Calor perdido por convección y radiación (kJ/h)
$\dot{Q}_{coc. total}$: Calor total requerido para la cocción (kJ/h)
\dot{Q}_1	: Calor latente del vapor flash (Kj/h)
$\dot{Q}_{es.tg}$: Calor requerido para calentar espumas de trampa de grasa (kJ/h)
$\dot{Q}_{es.DAF}$: Calor requerido para calentar espumas de celda de flotación (kJ/h)
$\dot{Q}_{R500.}$: Calor requerido para calentar petróleo R-500 (kJ/h)
R	: Radio de la cocina (m)
R_{tk}	: Radio interno de tanque flash (m)
R_e	: Rentabilidad
S	: Peso específico con relación al agua (N/m ²)
S_y	: Limite de fluencia del acero (Mpa)
SG_h	: Sólidos grasos en la harina (t/h)
$SG_{s.1}$: Sólidos grasos en el scrap 1 (t/h)
$SG_{s.2}$: Sólidos grasos en el scrap 2 (t/h)
$SG_{T.I.}$: Sólidos grasos en la torta integral (t/h)
t_v	: Temperatura del vapor (°C)
$T_{1 tb}$: Temperatura de superficie interior de tubería (°C)

$T_{2\text{ tb}}$: Temperatura de superficie exterior de aislante ($^{\circ}\text{C}$)
$T_{\text{coc.}}$: Temperatura de cocción de pescado ($^{\circ}\text{C}$)
$T_{\text{amb.}}$: Temperatura ambiente ($^{\circ}\text{C}$)
$T_{\text{ent.}}$: Temperatura de pescado al ingreso de cocina ($^{\circ}\text{C}$)
$T_{\text{sal.}}$: Temperatura de pescado a la salida de cocina ($^{\circ}\text{C}$)
$T_{\text{coc.}}$: Temperatura de cocción de pescado ($^{\circ}\text{C}$)
T_i	: Temperatura inicial ($^{\circ}\text{C}$)
T_f	: Temperatura final ($^{\circ}\text{C}$)
$t_{\text{cal.}}$: Tiempo estimado para calentar petróleo (min)
T_{liq}	: Temperatura de líquido condensado ($^{\circ}\text{C}$)
T_g	: Temperatura de vapor saturado ($^{\circ}\text{C}$)
t_{ce}	: Tiempo de calentamiento de espumas (h)
t_c	: Espesor del cuerpo del tanque (mm)
t_t	: Espesor de tapas del tanque (mm)
TIR	: Tasa Interna de Rendimiento (%)
TKs	: Tanques de proceso en planta de harina de pescado Cantabria SA
U	: Coeficiente Global de transferencia de calor ($\text{w}/(\text{m}^2\text{C})$)
V_1	: Velocidad de condensado en la entrada al tanque flash (m/s)
V_2	: Velocidad de condensado residual obtenido luego del flasheo (m/s)
V_3	: Velocidad de vapor flash generado (m/s)
VAN	: Valor actual neto
v	: Volumen específico de fluido (m^3/kg)
V	: Velocidad de fluido (m/s)
v_f	: Volumen específico de líquido saturado (m^3/kg)
v_{f1}	: Volumen específico condensado de alimentación a tanque flash (m^3/kg)

V_{f2}	: volumen específico de condensado residual en tanque flash (m^3/kg)
V_g	: Volumen específico del vapor saturado (m^3/kg)
V_{g3}	: Volumen específico de vapor flash generado (vapor saturado) (m^3/kg)
V_{Tb}	: Velocidad del vapor condensado a través de las tuberías (m/s)
V_{pt}	: Velocidad de proceso de la planta
V_{tk}	: Volumen del tanque flash (m^3)
$V_{tk.tg}$: Volumen de tanque de espumas de trampa de grasa (m^3)
$V_{tk.DAF}$: Volumen de tanque de espumas de celdas de flotación (m^3)
$V_{tkc.R500}$: Volumen de tanque de petróleo de calderas (m^3)
$V_{tkg.R500}$: Volumen de tanque de petróleo de gases calientes (m^3)
$V_{f/g}$: Volumen específico de mezcla líquido/vapor en el tanque flash (m^3/kg)
σ_{ac}	: Esfuerzo admisible de tracción de acero (Mpa)
z	: Viscosidad del fluido (cP)
x	: Calidad de una mezcla líquido-vapor

Referencias bibliográficas

- ASME seccion VIII, division 1. (2018). Diseño, Construcción e Inspección de Tanques y Recipientes de Presión. Recuperado de: https://www.academia.edu/16267270/ASME_CODE_SECC_VIII_DIV_1
- Armstrong International. (2016). *Guía para la Conservación de Vapor en el Drenado de Condensados*. Artículo, Michigan. Obtenido de <https://www.armstronginternational.com/sites/default/files/resources/documents/n101spanish.pdf>
- Burtnik, R. R. (2018). *Sistema de tubería para vapor y condensado*. Universitario, Universidad Nacional de Misiones, Ing. Electromecánica. Obtenido de https://aulavirtual.fio.unam.edu.ar/pluginfile.php/25651/mod_resource/content/3/Sistema%20de%20Tuber%C3%ADa%20para%20vapor%20y%20Condensado.pdf
- Cengel, Y., & Boles, M. (2003). Propiedades de las sustancia puras. En *Termodinámica* (pp. 111). Mexico, D.F., México : McGraw-Hill Interamericana.
- Choy, Y., & Okos, M. R. (1985). Effects of temperature and composition on the thermal properties of foods-Review. En M. Okos (Ed.), *Physical and Chemical properties of food* (págs. 93-101). American Society of Agricultural Engineering.
- Del Angel Hernández , E. (2014). *Ejemplos de Calor Específico*. Universidad Autónoma del Estado de Hidalgo, Hidalgo. Recuperado el 26 de Septiembre de 2019
- Echeverry, A. (1995). Ahorro de energía y manejo de vapor. *Palmas*, 16, 157.
- Giesecke, C. R. (1986). *El problema de la crisis energética en el Perú*. Artículo, Universidad del Pacífico , Lima, Lima.
- Jiménez Padilla, B. (2014). *Montaje de soportes y ensamblaje de tuberías* (1ra ed.). Málaga: IC Editorial.

- Jaehyeok, H., Min Woo, J., & Yongchan, K. (Junio de 2010). Effects of flash tank vapor injection on the heating performance of an inverter-driven heat pump for cold regions. *International Journal of Refrigeration* , 33(4), 848-855. Recuperado el 26 de Septiembre de 2019, de <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0140700710000022?via%3Dihub>
- Morse M., F. T. (1984). Centrales eléctricas (3 ed.). México.
- Mott, R. L. (2006). Mecánica de fluidos (6 ed.). México: Pearson Educación.
- Massa, J., Giro, J., & Giudici, A. (2015). Compendio de cálculo estructural II. FCEFYN – UNC. Academia, 371-399 Obtenido de https://www.academia.edu/14516215/C%C3%A1lculo_Estructural_-_Recipientes_Sometidos_a_Presi%C3%B3n
- Mete, C. R. (Marzo de 2014). Valor Actual Neto y Tasa de Retorno. Ensayo, Universidad La Salle - Bolivia, Instituto de Investigación en Ciencias Económicas y Financieras. Recuperado el 20 de Abril de 2019, de http://www.scielo.org.bo/pdf/rfer/v7n7/v7n7_a06.pdf
- Norma internacional ISO 9001. (2015). *Sistemas de gestión de la calidad*. Ginebra.
- Power Porto, G. (28 de 01 de 2011). El calentamiento global y las emisiones de carbono. *Revista Ingeniería*, 6(27), 122.
- Jimenez Billasmil , J. N., & Seijas Velásquez , S. (2015). Ahorro energético en el procesamiento de conservas de pescado mediante la recuperación del condensado. Paper, Universidad Nacional de Trujillo, Ciencia y Tecnología, Trujillo.
- Ramos Medina, J., & Valle Bendezú , K. D. (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, 2019*. Tesis, Universidad Nacional del Santa, Ingeniería en Energía, Nuevo Chimbote.

- Spirax Sarco. (2019). *SPIRAX SARCO FIRST FOR STEAM SOLUTIONS*. Obtenido de <https://beta.spiraxsarco.com/>
- Spirax Sarco. (s.f.). *Tanque de recuperación de condensado*. Recuperado el 29 de Septiembre de 2018, de Termodinámica, Control de Fluidos: <http://www.agmrkt.com/sql/productos/catalogos/tanqueta%20de%20recuperacion.pdf>
- TLV Compañía especialista en vapor. (2019). *Fundamentos de Vapor*. Recuperado de <https://www.tlv.com/global/LA/>
- TLV Compañía especialista en vapor. (2019). *Vapor flash*. Recuperado de <https://www.tlv.com/global/LA/steam-theory/flash-steam.html>
- Urcia Sosa, G. J., & Zavaleta Dominguez, J. H. (2016). *Implementación de un sistema vapor flash para reducción del consumo de vapor en área de cocción - Empresa Pesquera Centinella S.A.C*. Tesis, Universidad Nacional del Santa, Ancash, Nvo Chimbote. Recuperado el 10 de Septiembre de 2018
- Villacres, J., & Andrade, F. (2009). Ahorro energético en el sistema de recuperador de condensados de una planta industrial en Guayaquil utilizando un surge tank. Paper, Escuela Superior Polotécnica del Litoral , Facultad de Ingeniería Mecánica y Ciencias de Producción .
- Vega , L. E., y Rodríguez , L. E. (2007). *Pérdida de presión en tuberías de vapor*. *Ciencias Holguín*, 13(3), 1-100. Recuperado de <http://www.ciencias.holguin.cu/index.php/cienciasholguin>
- Wankat, P. C. (2008). *Ingeniería de procesos de separación* (Segunda ed.). México, México : Pearson Educación. Recuperado el 15 de Octubre de 2019

Anexos

Anexo A. Soportes para Tubería de Vapor Flash

Tabla A. Distancia vertical y horizontal recomendada entre soportes

Diámetro nominal (mm) Acero/cobre		Intervalo de recorrido horizontal (m)		Intervalo de recorrido vertical (m)	
Φ interior	Φ exterior	Acero suave	Cobre	Acero suave	Cobre
12	15		1		1.2
15	18	2	1.2	2.4	1.4
20	22	2.4	1.4	3	1.7
25	28	2.7	1.7	3	2
32	35	2.7	1.7	3	2.4
40	42	3	2	3.6	2.4
50	54	3.4	2	4.1	2.4
65	67	3.7	2	4.4	2.9
80	76	3.7	2.4	4.4	3.2
100	108	4.1	2.7	4.9	3.6
125	133	4.4	3	5.3	4.1
150	159	4.8	3.4	5.7	
200	194	5.1		6	
250	267	5.8		5.9	

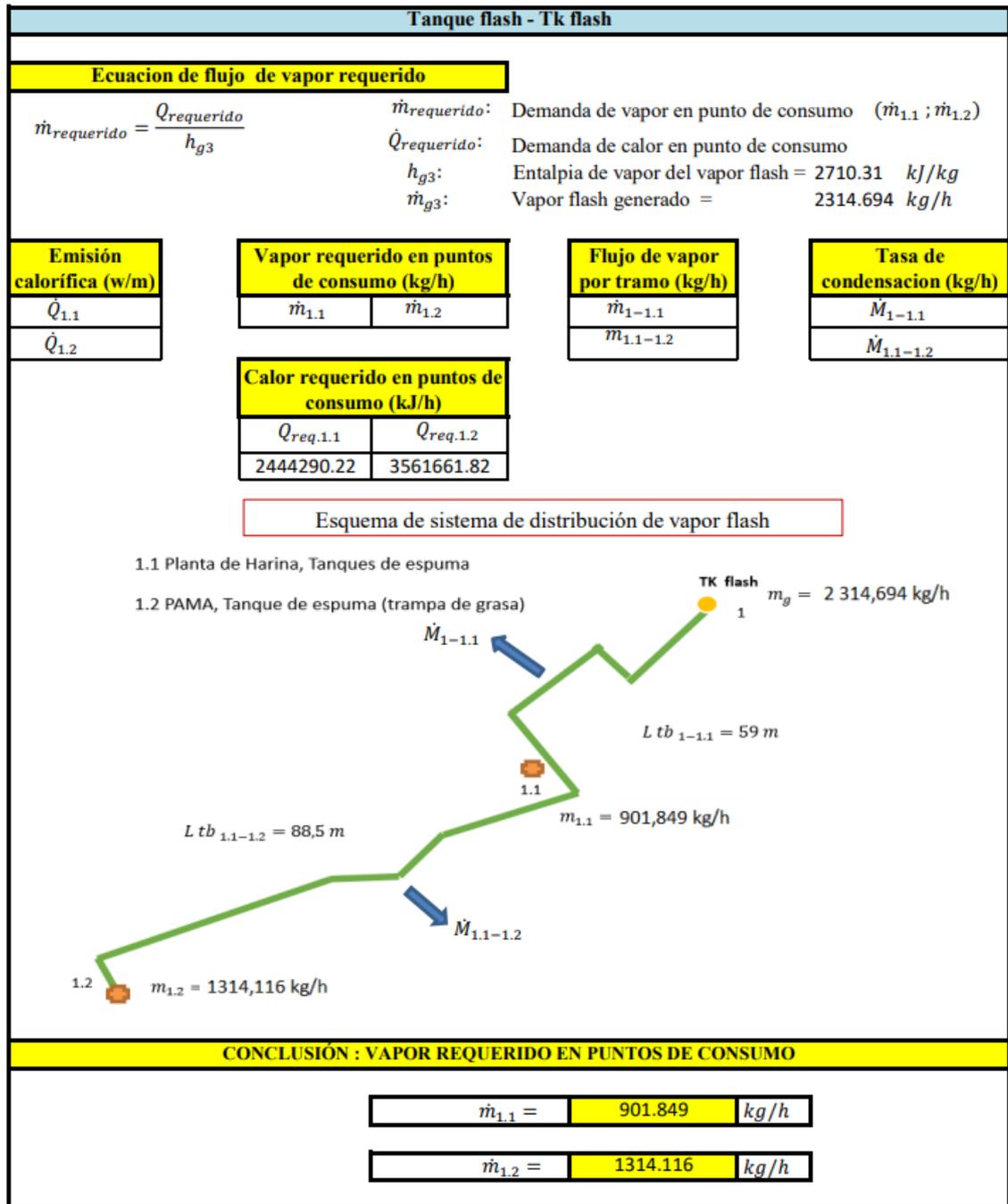
Fuente: Guía de referencia técnica – Spirax Sarco, 2019

Con el uso adecuado de la tabla A, mediante el proceso de interpolación determinamos la distancia optima entre soportes para cada tramo de la red de tubería del sistema, el cual se muestra en la siguiente tabla.

Tabla B. Distancia y cantidad de soportes por tramo de sistema de recuperación flash

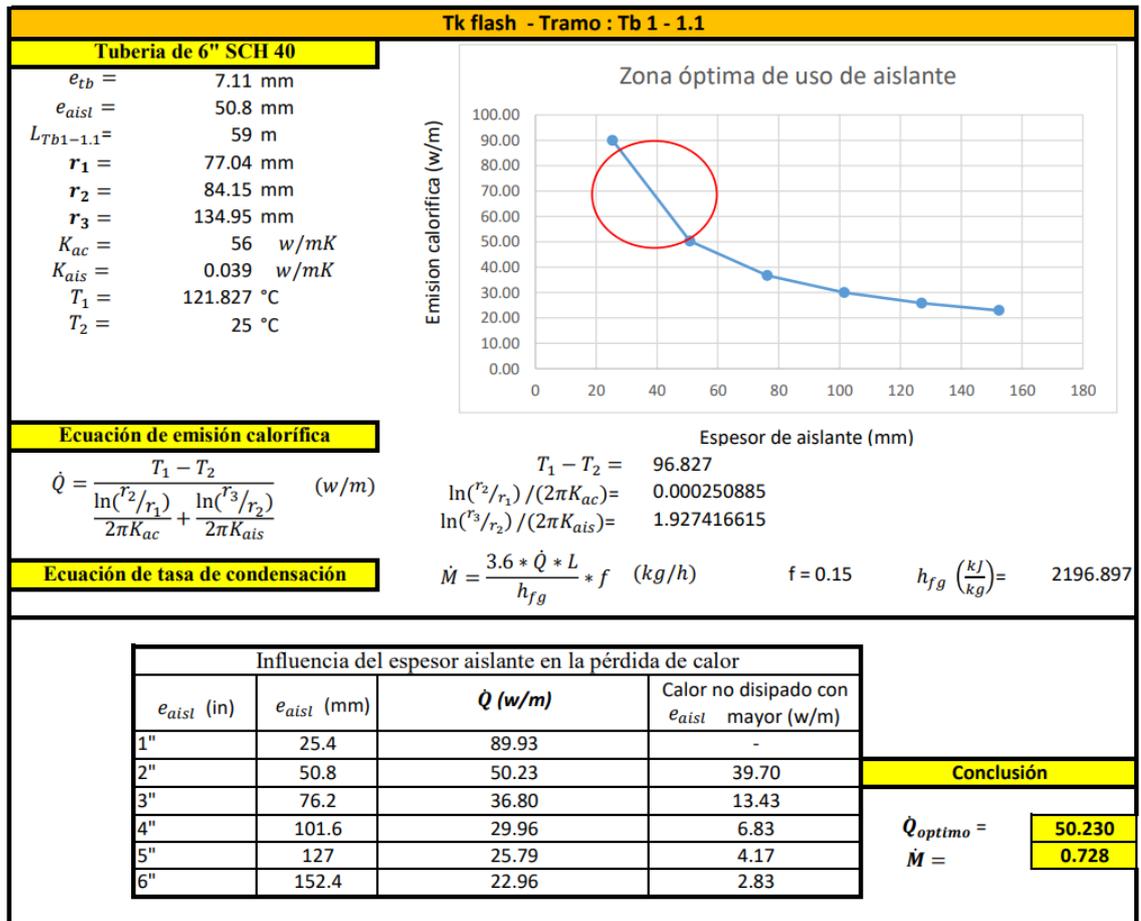
Tramo de tubería	Longitud (m)	Tubería		Distancia recomendada (m)	N° de soportes
		Tipo	D _{ex} (mm)		
Tb 1- 1.1	59	6" sch 40	168.3	4.87	12
Tb 1.1- 1.2	88.5	5" sch 40	141.3	4.53	20

Anexo B. Demanda de Vapor en Puntos de Consumo de Vapor Flash



Anexo C. Hojas de Cálculo de Emisión Calorífica y Condensado por Tramo de Tubería del Sistema de Generación de Vapor Flash.

Usando la ecuación N° 37, determinamos la emisión calorífica para cada tramo del sistema de recuperación de vapor flash, posteriormente determinamos la tasa de condensación por tramo usando la ecuación N° 51, los resultados se resumen en las siguientes hojas de cálculo:

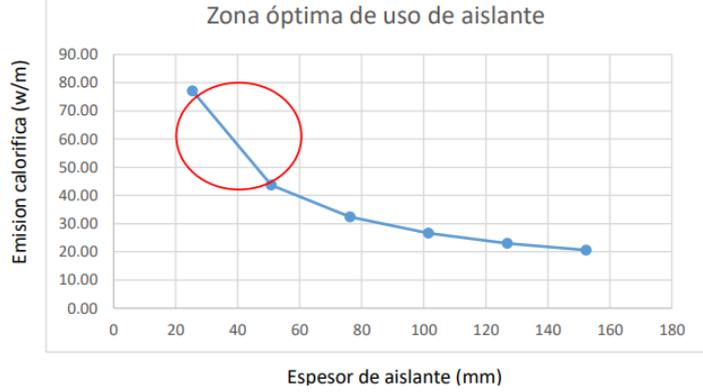


Hoja de cálculo de emisión calorífica y tasa de condensación en tramo 1-1.1

Tk flash - Tramo : Tb 1.1 - 1.2

Tubería de 5" SCH 40

$e_{tb} = 6.55 \text{ mm}$
 $e_{aisl} = 50.8 \text{ mm}$
 $L_{Tb1-1.1} = 88.5 \text{ m}$
 $r_1 = 64.1 \text{ mm}$
 $r_2 = 70.65 \text{ mm}$
 $r_3 = 121.45 \text{ mm}$
 $K_{ac} = 56 \text{ w/mK}$
 $K_{ais} = 0.039 \text{ w/mK}$
 $T_1 = 121.66 \text{ }^\circ\text{C}$
 $T_2 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$



Ecuación de emisión calorífica

$$\dot{Q} = \frac{T_1 - T_2}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi K_{ac}} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi K_{ais}}} \quad (\text{w/m})$$

$$\begin{aligned}
 T_1 - T_2 &= 96.66 \\
 \ln(r_2/r_1) / (2\pi K_{ac}) &= 0.000276513 \\
 \ln(r_3/r_2) / (2\pi K_{ais}) &= 2.210879587
 \end{aligned}$$

Ecuación de tasa de condensación

$$\dot{M} = \frac{3.6 * \dot{Q} * L}{h_{fg}} * f \quad (\text{kg/h}) \quad f = 0.15 \quad h_{fg} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) = 2197.356$$

Influencia del espesor aislante en la pérdida de calor

e_{aisl} (in)	e_{aisl} (mm)	\dot{Q} (w/m)	Calor no disipado con e_{aisl} mayor (w/m)
1"	25.4	77.10	-
2"	50.8	43.71	33.39
3"	76.2	32.37	11.35
4"	101.6	26.58	5.79
5"	127	23.02	3.55
6"	152.4	20.60	2.42

Conclusión

$$\begin{aligned}
 \dot{Q}_{optimo} &= 43.715 \\
 \dot{M} &= 0.951
 \end{aligned}$$

Hoja de cálculo de emisión calorífica y tasa de condensación en tramo 1.1-1.2

Anexo D. Características de Equipos de Cocinado y Secado

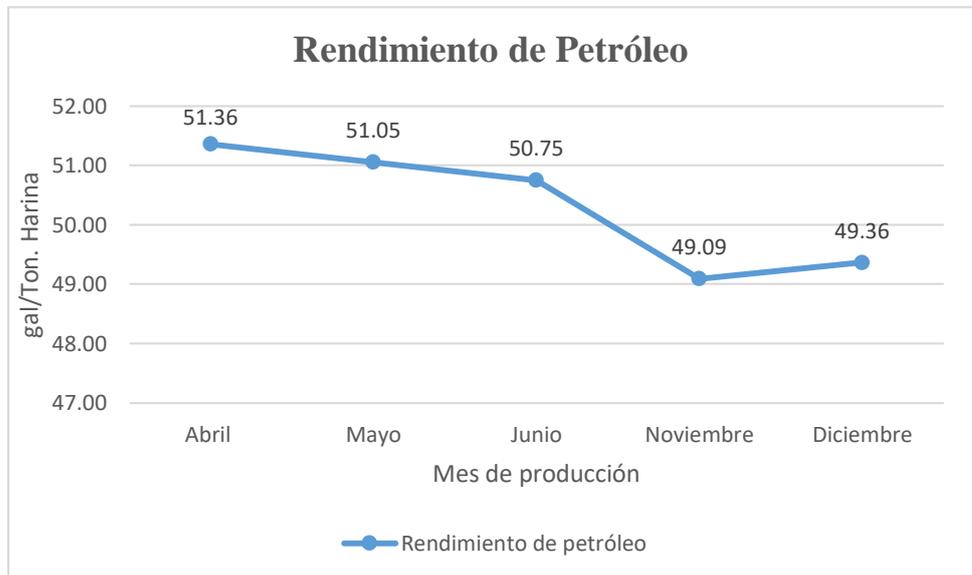
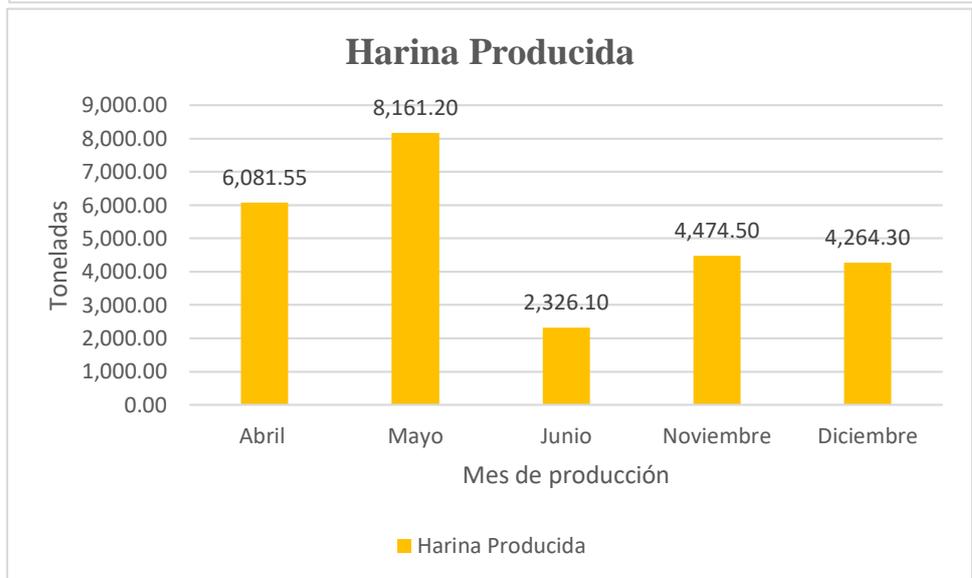
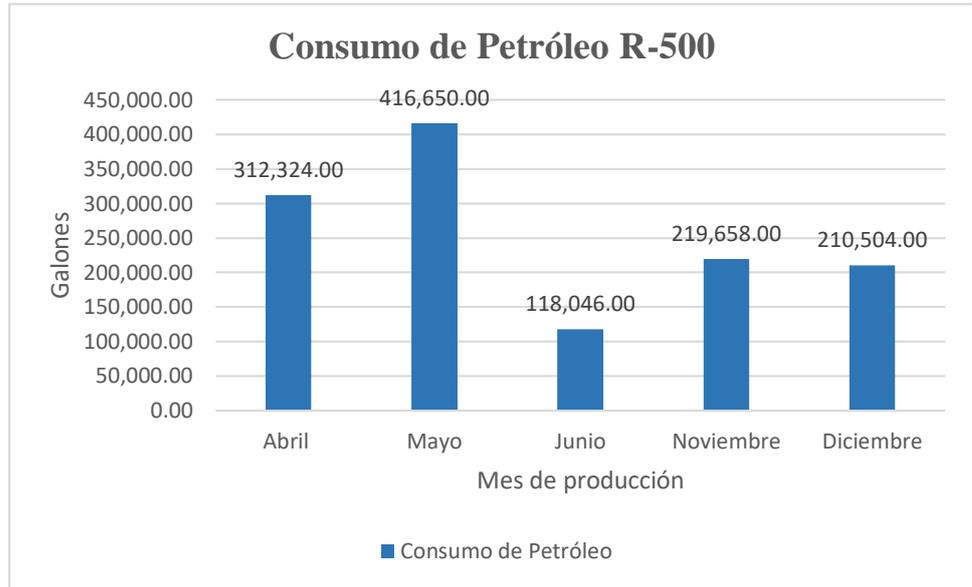
Características de Cocinas – Pesquera Cantabria S.A.

Características	Unidad	Cocina 1	Cocina 2	Cocina 3
Marca		Fabtech	Fabtech	Enercom
Modelo		CI-11616	CI-11616	
Tipo		Mixta	Mixta	Mixta
Factor de llenado (F)		0,85	0,85	0,85
Longitud paso helicoides (P)	m	0,3	0,3	0,23
Longitud efectiva cocinador (L)	m	14,54	14,54	12,45
Diámetro interno cocinador (Dc)	m	1,7	1,7	1,3
Diámetro exterior eje (De)	m	1,16	1,16	0,397
Espesor de helicoides (E)	m	0,05	0,05	0,06
Diámetro exterior de helicoides (D)	m	1,53	1,53	1,22
Promedio tiempo de cocción (T)	min	12	12	12
Presión de trabajo	bar	4-6	4-6	4-6
Temperatura de trabajo	° C	90 - 100	90 - 100	90 - 100
Potencia de motor eléctrico	HP	30	30	30
Capacidad Nominal	t / h	50	50	50

Características de Secadores – Pesquera Cantabria S.A.

Características	Secador RD N° 1	Secador RD N° 2	Secador RD N° 3	Secador RT N° 1	Secador RT N° 1
Marca	Atlas	Fima	Atlas	Enercom	Enercom
	Stord		Stord		
Modelo	HM 2064	FSD-40	TST-70R	SV-1400 OT1386	SV-1400 OT1386
Diámetro (m)	2,4	2,6	1,9	3,5	3,5
Longitud (m)	13,25	10,8	7	20	20
Capacidad (t evap./ h)	4,4	5,4	2,5	7	7
Consumo aprox (t vapor /hr)	5,5	6,7	3,12	8,8	8,8
Rendimiento térmico (FC)	1,250	1,241	1,248	1,257	1,257
Área de calentamiento (m ²)	320	360	211	1445	1445
Presión de operación (bar)	7	7	7	6	6
Velocidad (rpm.)	10,93	10	18	5,86	5,86
Pot. Motor (hp)	125	125	70	150	150

Anexo E. Registros de Producción de Harina y Aceite de Pescado 2018

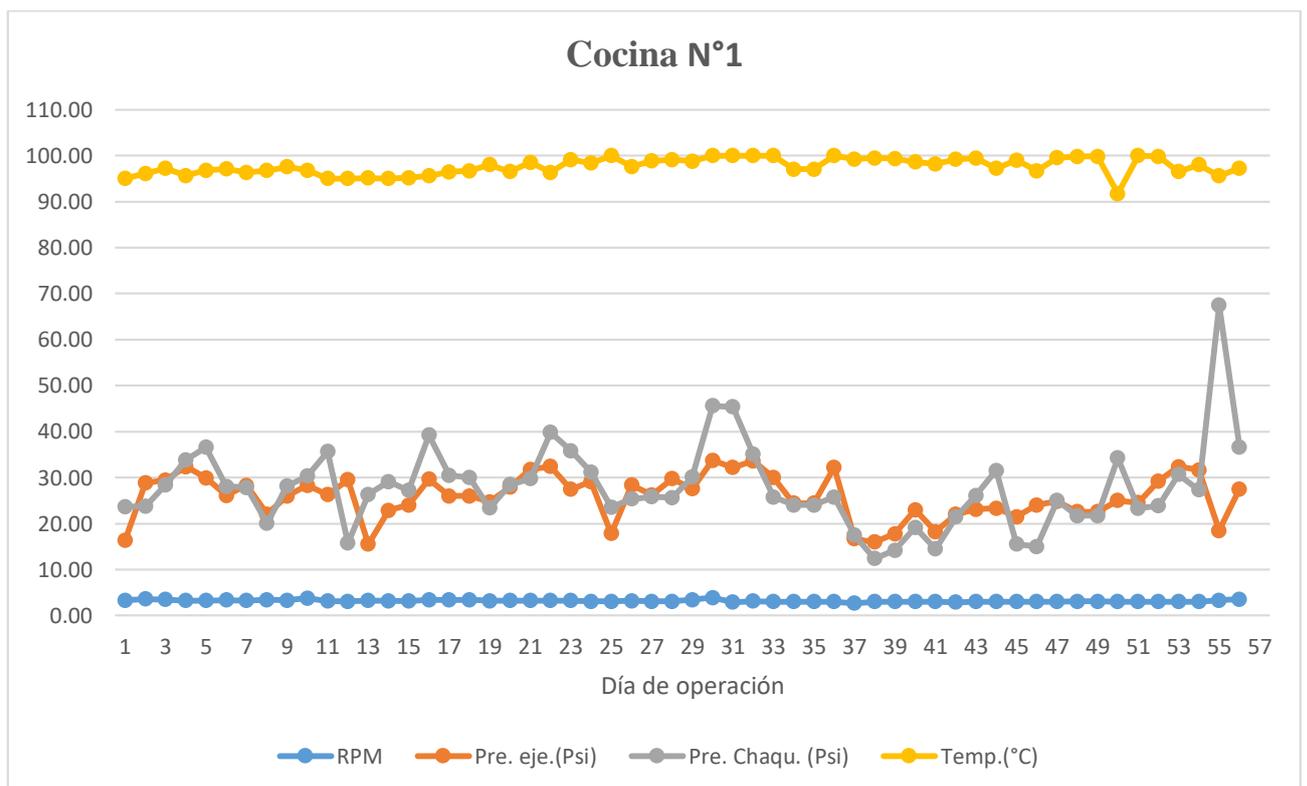


Anexo F. Operación de Cocinas en Temporada de Producción 2018-I

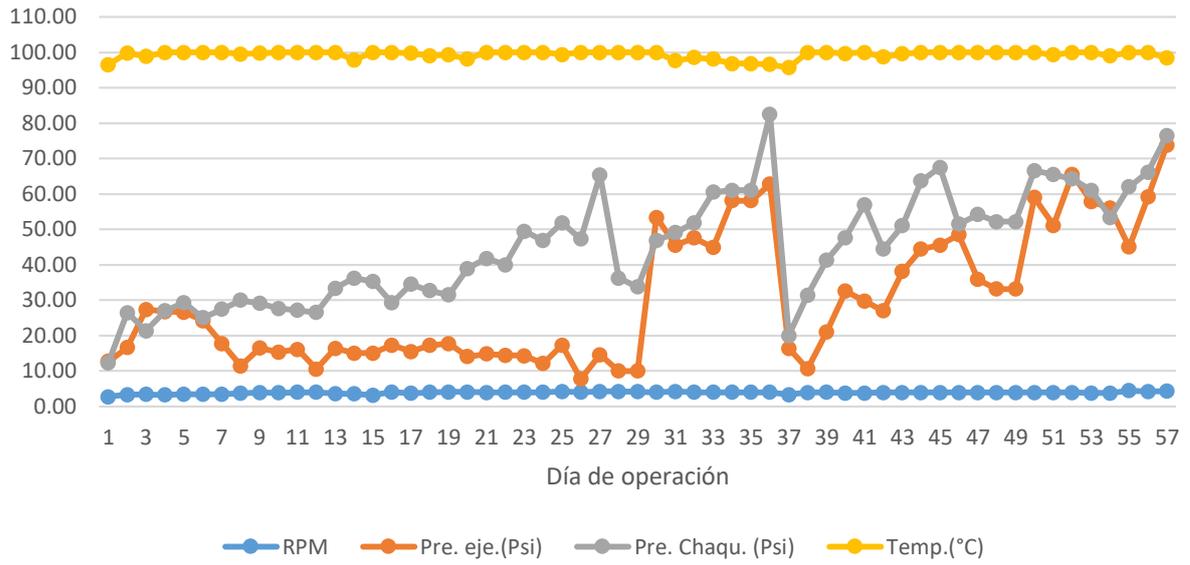
Promedio de parámetros de operación de cocinas, temporada de producción 2018-I

Equipo	Rpm	Presión eje.(psi)	Presión Chaqu. (psi)	Temp. Cocción (°C)
Cocina N°1	3,15	25,69	27,83	97,89
Cocina N°2	3,92	32,15	48,41	99,34
Cocina N°3	2,3	25,56	46,25	96,56

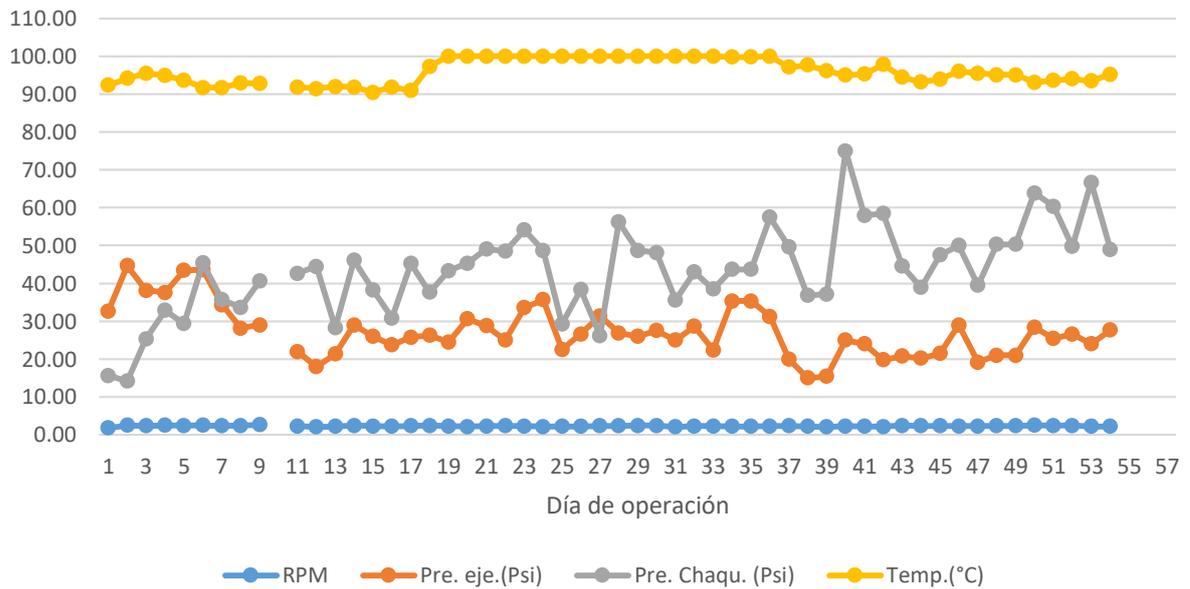
Fuente: Manual BPM – Formato de Control de Proceso Zona Húmeda
Pesquera Cantabria S.A.



Cocina N°2



Cocina N°3

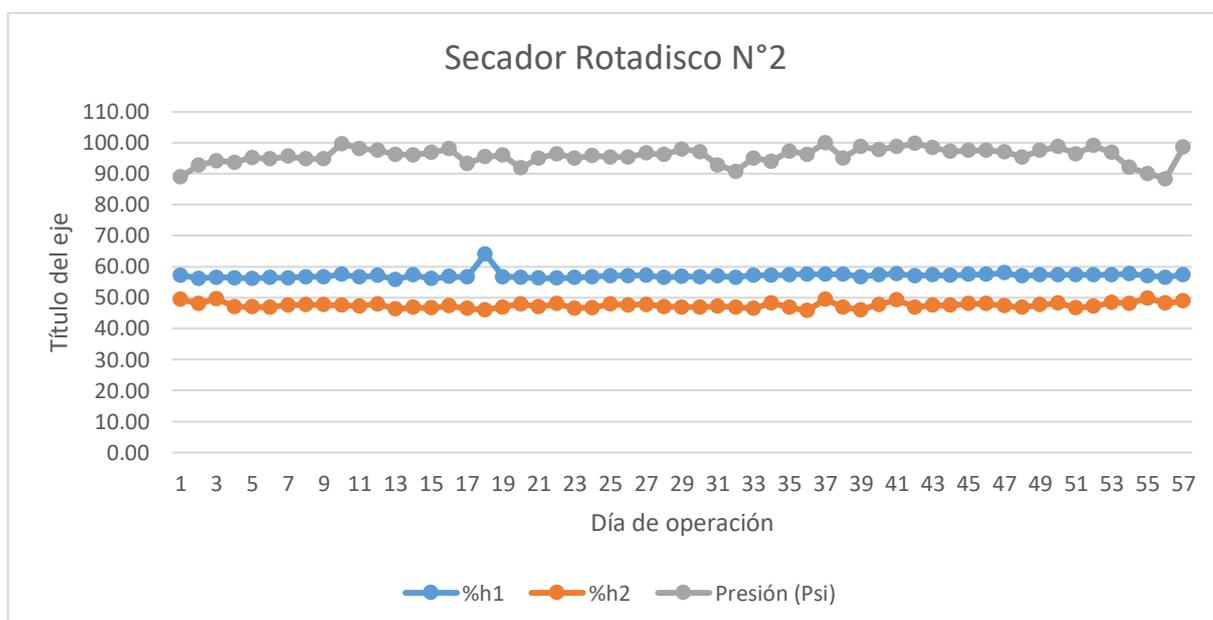
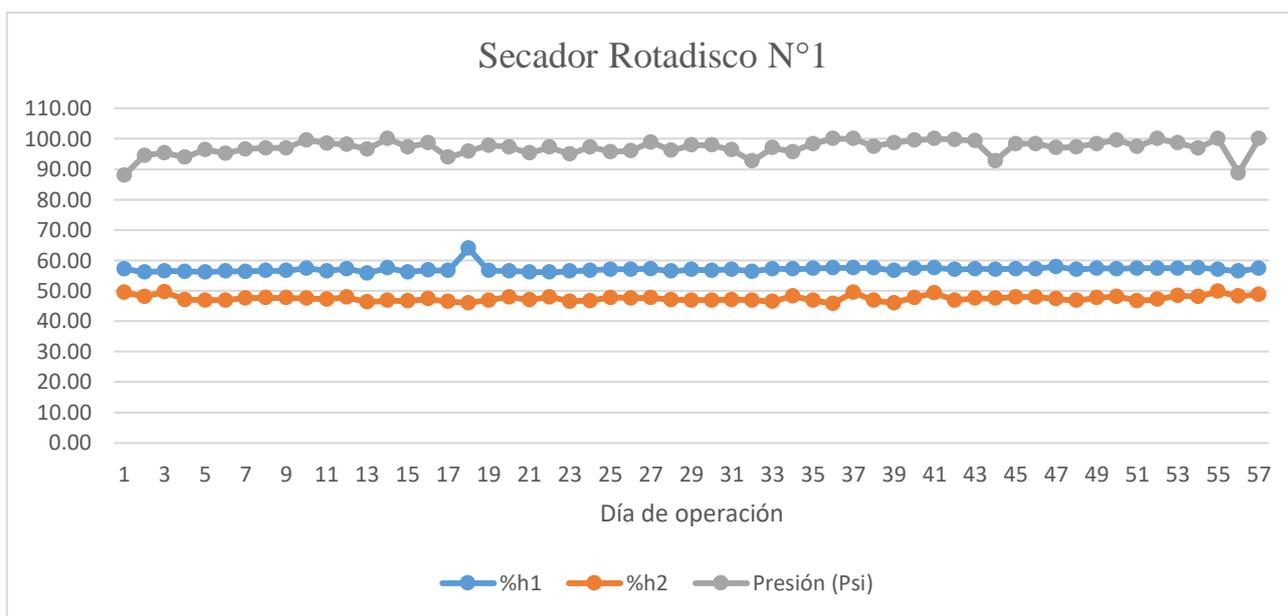


Anexo G. Operación de Secadores Rotadisco en Temporada de Producción 2018-I

Promedio de parámetros de operación de Secadores Rotadisco, temporada producción 2018-I

Secador Rotadisco 1			Secador Rotadisco 2		
%h1	%h2	Presión (psi)	%h1	%h2	Presión (psi)
57,09	47,41	99,52	57,10	47,41	96,73

Fuente: Manual BPM – Formato de Control de Proceso Zona

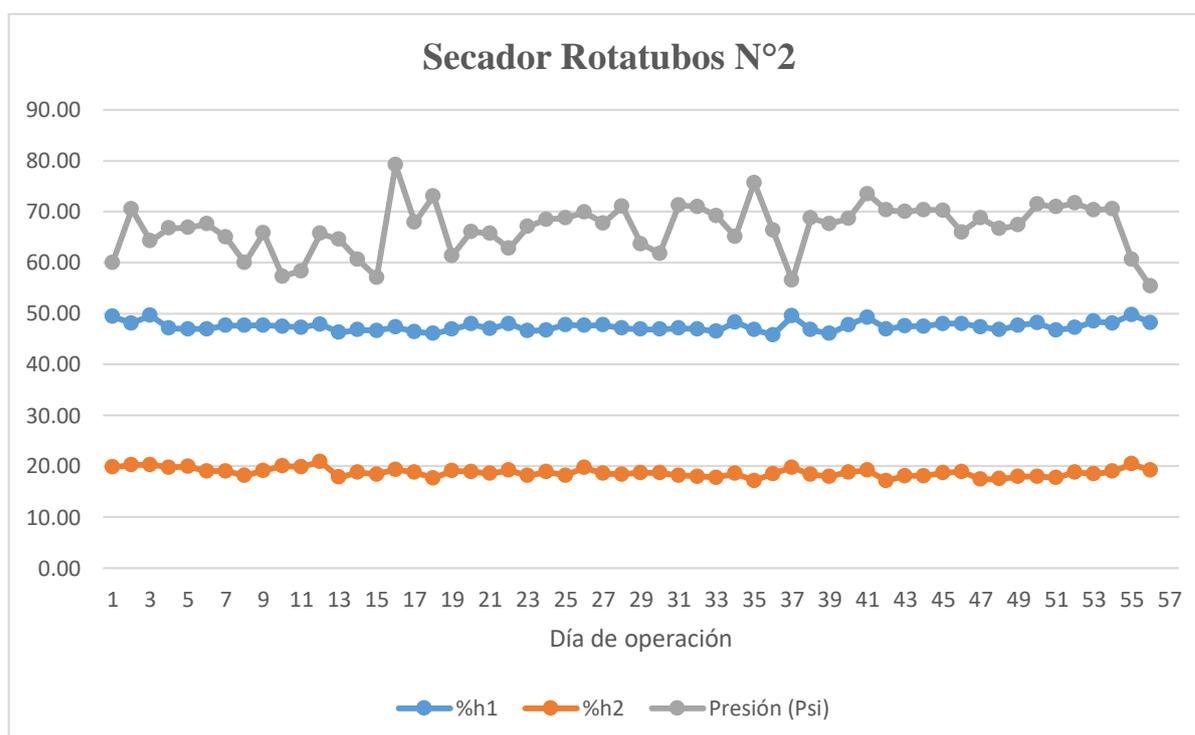
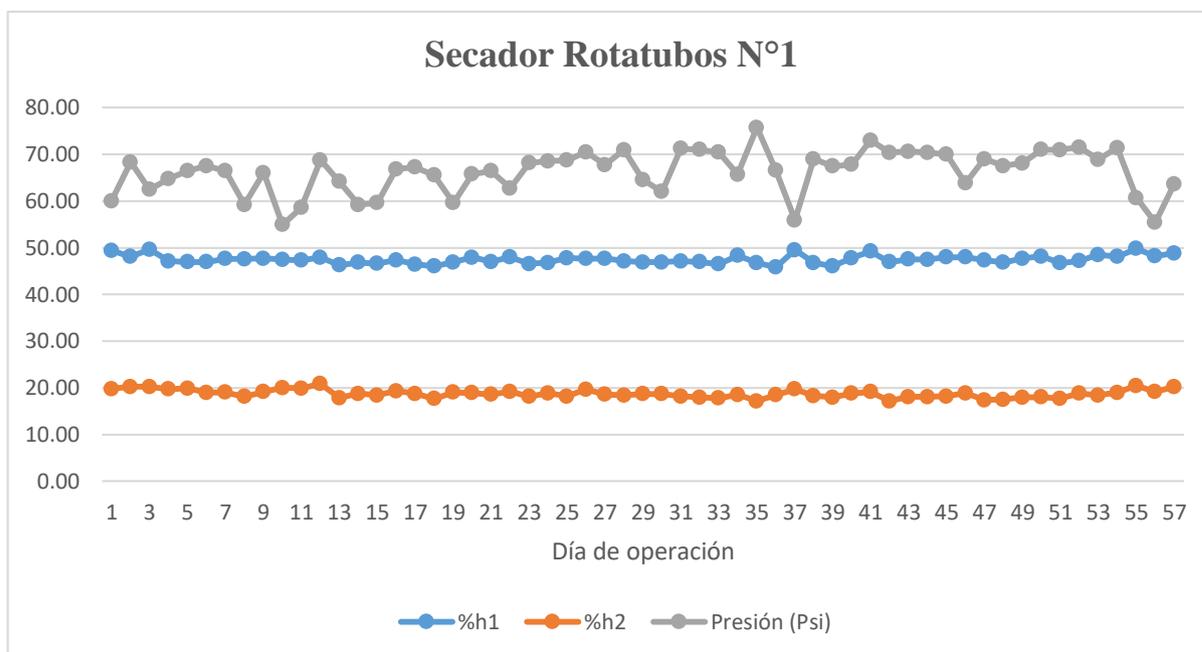


Anexo H. Operación de Secadores Rotatubos en Temporada de Producción 2018-I

Promedio de parámetros de operación de Secadores Rotatubos, temporada producción 2018-I

Sec. Rotatubo 1			Sec. Rotatubo 2		
%h1	%h2	Presión (psi)	%h1	%h2	Presión (psi)
47,41	18,66	66,47	47,38	18,64	66,89

Fuente: Manual BPM – Formato de Control de Proceso Zona Húmeda



Anexo I. Costo de Materiales para Sistema de Generación de Vapor Flash

Uso	Artículo	Cantidad	Unidad	Precio	Sub Total
Cuerpo y tapas de Tanque Flash	Plancha Ac. al carbono A36 de 4.7x1500x6000 mm	1	Pza.	\$114.45	\$114.45
Entrada de condensado al tanque flash	Brida Ac. al carbono Slip On 6"Øx150 lbs ASTM A516-70	8	Pza.	\$15.21	\$121.68
Salida de condensado del tanque flash	Brida Ac. al carbono Slip On 5"Øx150 lbs ASTM A516-71	2	Pza.	\$12.30	\$24.60
Visor de nivel de tanques	Tubo pyrex de vidrio con linea roja de 5/8"x12"	2	Pza.	\$19.95	\$39.90
Conexión de bridas de 6"x150 lbs y 5"x150 lbs	Perno Ac. al carbono 7/8"x3.1/2" C/T	40	Pza.	\$1.28	\$51.04
Control de presión dentro del tanque flash	Valvula seguridad Bce. 2x2.1/2" regulada 30 PSI	2	Pza.	\$406.00	\$812.00
Varanda de plataformas	Tubo Ac. al carbono 1.1/4"Ø (mts)	60	Pza.	\$3.40	\$204.00
Plataformas	Plancha estriada Ac. al carbono 3/16"x1200x2400 mm	2	Pza.	\$78.47	\$156.94
Salida de vapor flash	Valvula mariposa tipo wafer 6"	1	Pza.	\$532.00	\$532.00
Estructura base para Tanque flash	Tubo Ac. al carbono 4"Ø (mts)	30	Mts.	\$21.50	\$645.00
Estructura base para Tanque flash	Canal U Ac. al Carbono 3"x5 lb/pie	24	Mts.	\$8.93	\$214.32
Estructura base para Tanque flash	Platina Ac. al carbono 1/8"x2"	12	Mts.	\$3.92	\$47.04
Estructura base para Tanque flash	Tubo Ac. al carbono 3"Ø (mts)	30	Mts.	\$15.00	\$450.00
Ingreso de vapor a puntos de consumo	Valvula de globo bronce 3" para vapor 150 lbs	3	Pza.	\$265.58	\$796.74
Montaje de Manifold	Brida Ac. al carbono Slip On 8"Øx150 lbs ASTM A516-71	2	Pza.	\$21.95	\$43.90
Montaje de Manifold	Perno Ac. al carbono 7/8"x6" C/T	8	Pza.	\$2.00	\$16.00
Montaje de válvula de vapor de 3"	Brida Ac. al carbono Slip On 3"Øx150 lbs ASTM A516-71	12	Pza.	\$9.51	\$114.12
Montaje de válvula de vapor de 3"	Perno Ac. al carbono 3/4"x6" C/T	24	Pza.	\$1.03	\$24.70

Linea de vapor de tramo 1.1-1.2	Tubo Ac. al carbono 5"Ø (mts)	90	Mts.	\$23.21	\$2,088.90
Linea de vapor de tramo 1-1.1	Tubo Ac. al carbono 6"Ø (mts)	60	Mts.	\$27.12	\$1,627.20
Soportes de tuberías de vapor flash	Tubo Ac. al carbono 4"Ø (mts)	66	Mts.	\$21.50	\$1,419.00
Instrumentos de medición	Manómetro 0 - 30 PSI dial 4" conex. 1/4" c/glicerina	1	Pza.	\$55.00	\$55.00
Aislamiento del sistema	Lana mineral AW fiber glass 2"x48"x300"	10	Pza.	\$55.50	\$555.00
Sistema reductor de presión	Separador de humedad S3 DE 6P ANSI 125,	1	Pza.	\$2,500.00	\$2,500.00
Sistema reductor de presión	Válvula esfera Ac. Al carbono 316SS, AST, PTFE 1/2P	2	Pza.	\$63.78	\$127.56
Sistema reductor de presión	Trampa termodinámica con filtro TDS52 1/2" NPT	1	Pza.	\$134.00	\$134.00
Sistema reductor de presión	Filtro tipo Y 6" NPT	1	Pza.	\$1,300.00	\$1,300.00
Sistema reductor de presión	Válvula globo Ac. Carbono bridada ANSI 150 2 1/2" API600	1	Pza.	\$271.00	\$271.00
Sistema reductor de presión	Válvula mariposa tipo wafer A216 #150 Asiento RTFE 6P	1	Pza.	\$425.60	\$425.60
Sistema reductor de presión	Válvula mariposa tipo wafer A216 #150 Asiento RTFE 12P	1	Pza.	\$1,184.00	\$1,184.00
Sistema reductor de presión	Válvula reductora de presión 25P DE 3PANSI 125 3- 30 PSI	1	Pza.	\$4,650.00	\$4,650.00
Sistema reductor de presión	Manovacuometro MGS30 5 Dial, -30-0 INHG, 0-30 PSI, 1/2 INF	1	Pza.	\$85.00	\$85.00
Sistema reductor de presión	Tubo Sifón de 1/2" para manómetro	1	Pza.	\$25.99	\$25.99
				SUB TOTAL	\$20,856.68
				TOTAL + IGV	\$24,610.88

Anexo J. Determinación del Calor Específico de las Espumas de Trampa de Grasa y Celdas de Flotación

Nuevo Chimbote, 30 de setiembre del 2019

REPORTE DE ANÁLISIS QUÍMICO

Muestra: muestra líquida (presunto agua de bombeo de pescado)

Color: marrón oscuro

Volumen de muestra: 200 ml

Olor: Olor a pescado (presencia de compuestos orgánicos)

Sustancia	C_p KJ/Kg °C	C_p KJ/Kg °C	$[C_p]_m$ KJ/Kg °C
Muestra líquida	3.66	3.68	3.67


MSc. Eliza de Carranza Caballero

DNI: 17886227



Anexo K. Análisis de Materia Prima – Temporada de Pesca 2018 – I

Embarcaciones de Pesquera CANTABRIA S.A			Embarcaciones de Terceros			
Fecha	Humedad (%)	Grasa(%)	Sólidos (%)	Humedad (%)	Grasa(%)	Sólidos (%)
09/04/2018	75.4	5.2	19.4			
10/04/2018	70.26	8.12	21.62	71.94	6.72	
11/04/2018	70.78	7.58	21.64	71.91	7.98	
12/04/2018	72.49	6.91	20.6	73.04	7.11	
13/04/2018	72.21	7.12	20.67			
14/04/2018	73.18	6.26	20.56			
15/04/2018	71.09	5.53	23.38	70.2	5.71	24.09
16/04/2018	72.81	6.75	20.44			
17/04/2018	74.45	5.32	20.23			
18/04/2018	71.26	8.68	20.06			
19/04/2018	74.66	5.42	19.92			
22/04/2018	76.97	3.96	19.07	72.55	6.84	
23/04/2018	71.52	7.17	21.31	70.63	8.31	
24/04/2018	72.45	6.83	20.72	73.64	4.71	
28/04/2018	72.49	5.76	21.75	73.64	4.66	
29/04/2018	72.3	7.09	20.61	70.17	8.52	
30/04/2018	70.03	8.45	21.52	70.23	8.14	
01/05/2018	71.54	7.4	21.06	71.21	7.71	
17/05/2018	70.6	8.45	20.95	72.48	5.99	
27/05/2018	70.79	7.6	21.61			
29/05/2018	70.42	8.29	21.29			
30/05/2018	70.1	8.94	20.96			
31/05/2018	70.05	9.22	20.73			
03/06/2018	72.47	6.61	20.92	71.72	6.8	21.48
04/06/2018	71.23	7.97	20.8			
06/06/2018	72.25	7.49	20.26			
07/06/2018	71.44	8.13	20.43			
08/06/2018	72.6	5.56	21.84			
09/06/2018	72.09	7.17	20.74			
	72.067	7.068	20.865	71.797	6.862	22.785

Anexo L. Fórmulas para Determinación de Capacidad Efectiva de Cocinas – Ministerio de la Producción

FORMULAS PARA LA DETERMINACION DE LAS CAPACIDADES DE OPERACION INSTALADAS DE LAS PLANTAS DE PROCESAMIENTO PESQUERO

1) HARINA DE PESCADO:

1.1 COCINADOR

$$PE = 45.027 N f (P(Dc^2 - De^2) - (D^2 - De^2)E)$$

$$N = \frac{L}{P \times T}$$

f = 0.75 Cocinadores Directos

f = 0.85 Cocinadores Mixtos

f = 0.95 Cocinadores Indirectos

Donde:

PE = Capacidad efectiva del cocinador en t/h

N = R.P.M. del eje

F = Factor del llenado del cocinador, según tipo.

T1 = 11 mín, promedio del mínimo y máximo tiempo de cocción, fijado entre 10 y 12 min.

L = Longitud entre chufes de carga y descarga (m).

P = Paso de las paletas o helicoides (m).

Dc = Diámetro interno del cilindro (m).

De = Diámetro exterior del eje (m).

D = Diámetro exterior del helicoide (m).

E = Espesor de helicoide, según tipo de cocinador (m).

Anexo M. Formatos de Control de Procesos

 Pesquera Cantabria S.A. PLANTA COISHCO <small>Av. Panamericana Norte Km. 439. Coishco-Santa-Ancash</small>	Documento: MANUAL BPM FORMATO N° 2A INFORME DE CONTROL DE PROCESO - ZONA HUMEDA	Área: ASEGURAMIENTO DE LA CALIDAD Producto: HARINA Y ACEITE DE PESCADO			
Código: CBPM-HAP	Versión: 014 - 2018	Elaborado por: EQUIPO HACCP/GMP'B2	Aprobado por: GERENCIA GENERAL	Fecha De Aprobación: 06/02/2018	Página: 1 DE 1

TURNO: ANALISTA DE TURNO: JEFE DE TURNO:	FECHA: ANALISTA DE TURNO: JEFE DE TURNO:
--	--

H O R A	VAP.		COCINADO												GRADO FRESCURA		PRENSADO						INGRES ROTAD	SEPARADO		CENTRIFUGADO								CONCENTRADO					
	MANIF CALD.	POZA	PCC-CH N° 2			C N° 1			C N° 2			C N° 3			TOLVA COCIN.	CONC ADIC.	P N° 1		P N° 2		P N° 3		CAKE Integral	MANIF	SOL. SEP.	MANIF.	AGUA COLA 1	AGUA COLA 2	AGUA COLA 3	AGUA COLA 4	AGUA COLA 5	AGUA COLA 6	AGUA COLA 7	AGUA COLA 8	PAC N° 1				
	PRES (psi)	N°	TDC	NBVT	RPM	PRES (psi)	TEMP (°C)	RPM	PRES (psi)	TEMP (°C)	RPM	PRES (psi)	TEMP (°C)	NBVT	NBVT	AMP	HUM (%)	RPM	AMP	HUM (%)	RPM	AMP	HUM (%)	RPM	HUM (%)	TEMP (°C)	HUM (%)	TEMP (°C)	GRAS (%)	GRAS (%)	GRAS (%)	SOL. BRX	GRAS (%)						
	EJE	CHAQ				EJE	CHAQ		EJE	CHAQ		EJE	CHAQ																										
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																																							
24:00																																							
01:00																																							
02:00																																							
03:00																																							
04:00																																							
05:00																																							
06:00																																							
07:00																																							

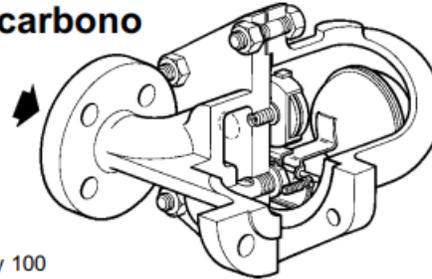
COCINADO Temperatura = 90°C mín. Presión = 60 - 80 psi	PRENSADO Humedad = 48% máx. Grasa = 4.5% máx.	SEPARADO Temperatura: 85°C mín. Humedad Sólidos: 62% máx.	CENTRIFUGADO Temperatura = 90 - 95 °C Grasa = 0.5% máx. C. Automática	CONCENTRADO Sólidos Brx = 32 % mín. Grasa = 3.0 % máx.	LEYENDA: LIMITE CRITICO: TVN ≤ 60mg/100g (Total de Bases Volátiles Nitrogenadas)	LIMITE CRITICO: TDC ≤ 36 horas (Tiempo de Inicio de Captura hasta el Proceso)
---	--	--	--	---	--	--

Analista de Control de Calidad Nombre	Analista de Control de Calidad Nombre	Jefe de Control de Calidad Nombre	Jefe de Planta Nombre
--	--	--	--------------------------------

Anexo N. Selección de Trampa de Vapor –Spirax Sarco

2.3 FT44 - Acero al carbono

Fig. 2 Se muestra el purgador de tamaño DN15



Tamaños y conexiones

Horizontal - DN15, 20, 25, 40, 50, 80 y 100

Vertical - DN15, 20, 25, 40 y 50

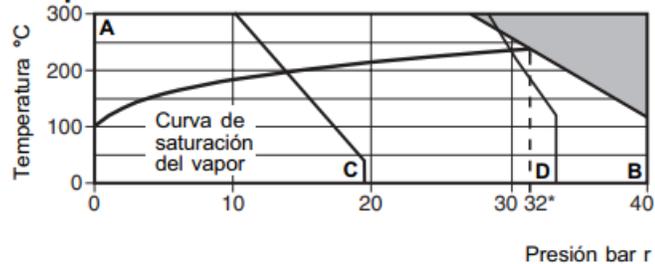
Bridas estándar según BS 4504/DIN PN40 con dimensiones entre caras según EN 26554 (Serie 1). También están disponibles con dimensiones entre caras extendidas según ANSI B 16.5 Clase 150 y 300 y JIS/KS 20* (* purgadores verticales según EN 26554 - Serie 1). Las bridas ANSI/JIS/KS se suministran con orificios roscados para admitir los tornillos de bridas. Las bridas ANSI tienen roscas UNC y las JIS/KS roscas métricas.

Condiciones límite (ISO 6552)

Condiciones máximas del cuerpo	PN40	
PMA - Presión máxima admisible	40 bar r	(580 psi r)
TMA - Temperatura máxima admisible	400°C	(752°F)
PMO - Presión máxima operativa	32 bar r	(464 psi r)
TMO - Temperatura máxima operativa	300°C	(572°F)
Prueba hidráulica:	60 bar r	(870 psi r)

Nota: El purgador en su forma operativa no debe estar sometido a una presión mayor a 48 bar r (696 psi r) ya que podría dañarse el mecanismo.

Rango de operación



El purgador no puede trabajar en esta zona.

*PMO Presión máxima operativa recomendada para vapor saturado 32 bar r (464 psi r).

A - B Bridas BS 4504 PN40 y ANSI 300.

A - C Bridas ANSI 150.

A - D Bridas JIS/KS 20.

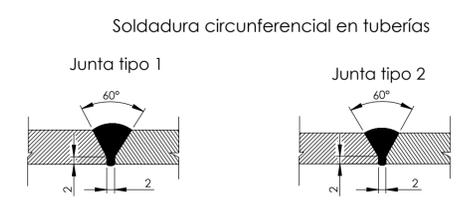
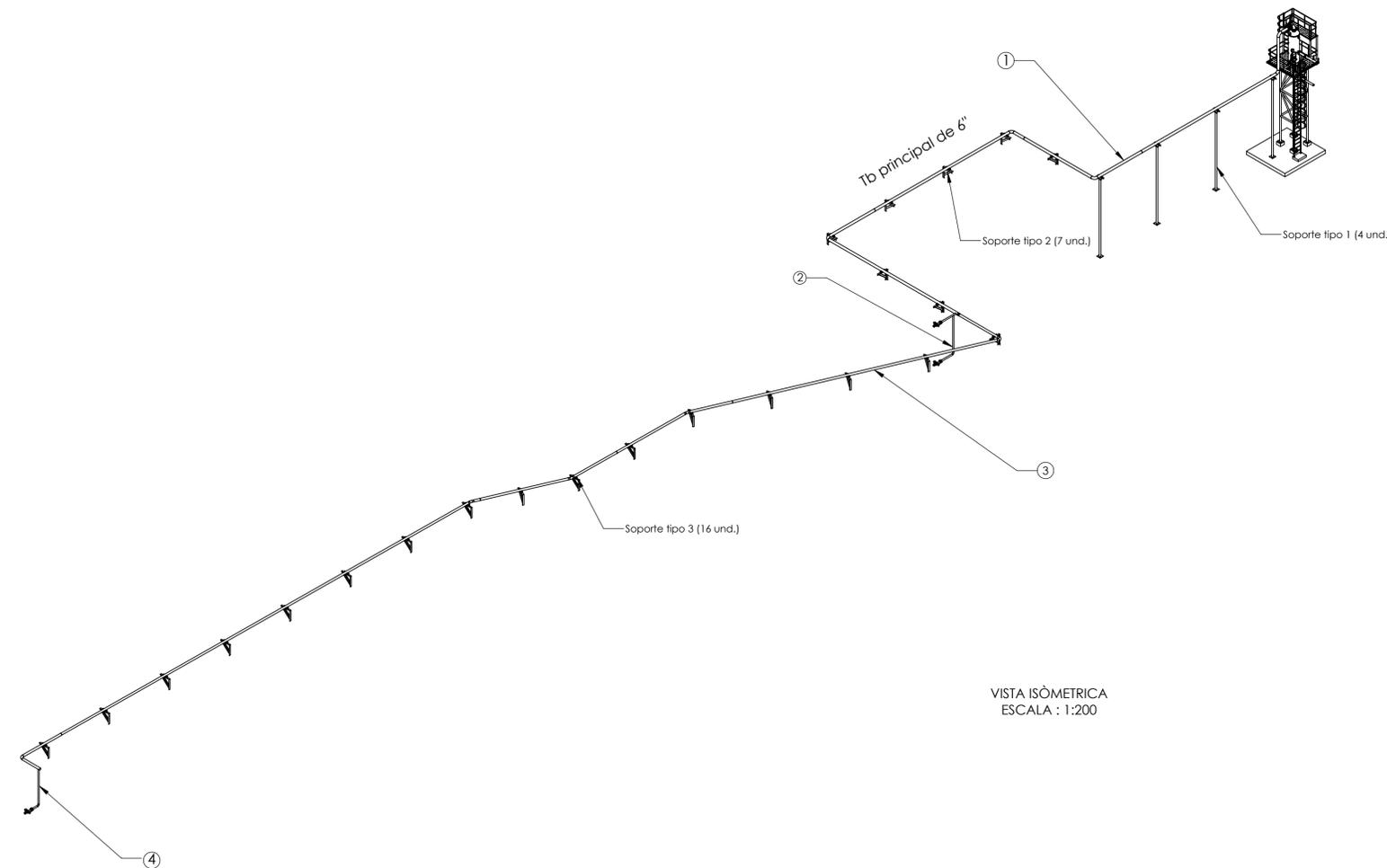
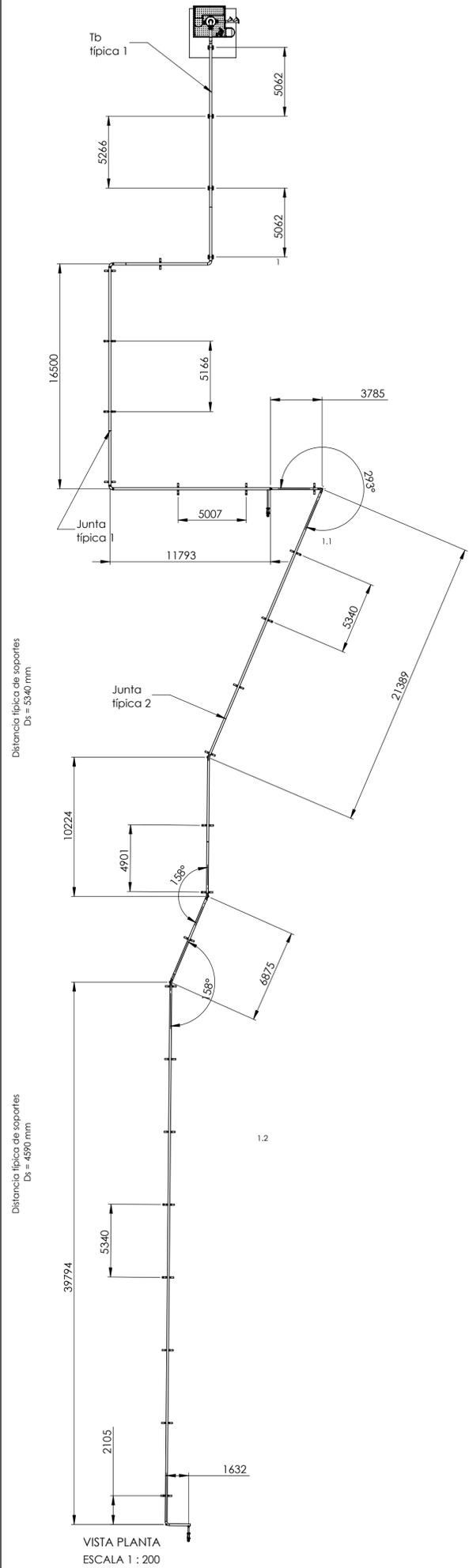
ΔPMX - Presión diferencial máxima

Tamaño	FT44-4.5	FT44-10	FT44-14	FT44-21	FT44-32
DN15, 20 y 25	4,5 bar	10 bar	14 bar	21 bar	32 bar
DN40, 50, 80 y 100	4,5 bar	10 bar	-	21 bar	32 bar

Nota: Los purgadores de boya cerrada FT44 de DN40, 50, 80 y 100 están limitados a un PMO igual a ΔPMX.

Anexo O. Planos de Fabricación y Montaje

SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH



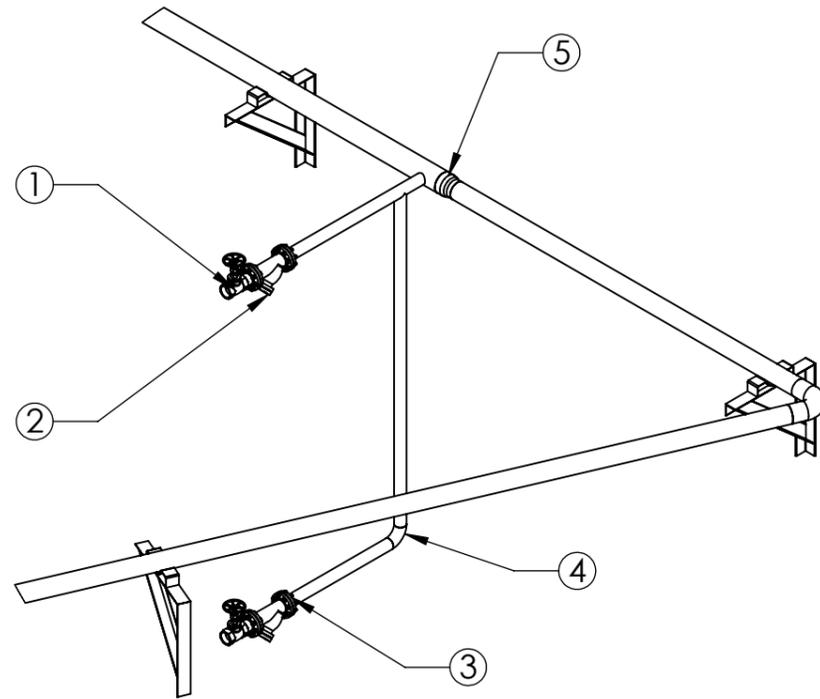
Altura de puntos de consumo:	Tolerancia de desplazamiento entre juntas circunferenciales ($\Delta 0$)	Soldadura
1.1: H 1.1 = 2000 mm 1.2: H 1.2 = 1500 mm Referencia nivel (piso)	e: Espesor del tubo Delta = $\leq 0,2 e$	Proceso: SMAW Aporte: Electrodo E6011 Electrodo E7018 Inspección visual: 100 % Tintes penetrante: 50 %

(*)Para el montaje de accesorios en los puntos de consumo se usan bridas de DN 80, los pernos correspondientes a usar son: Perno hexagonal Ac. Carbono 5/8"x3" UNC GR2 C/T (48 und.)

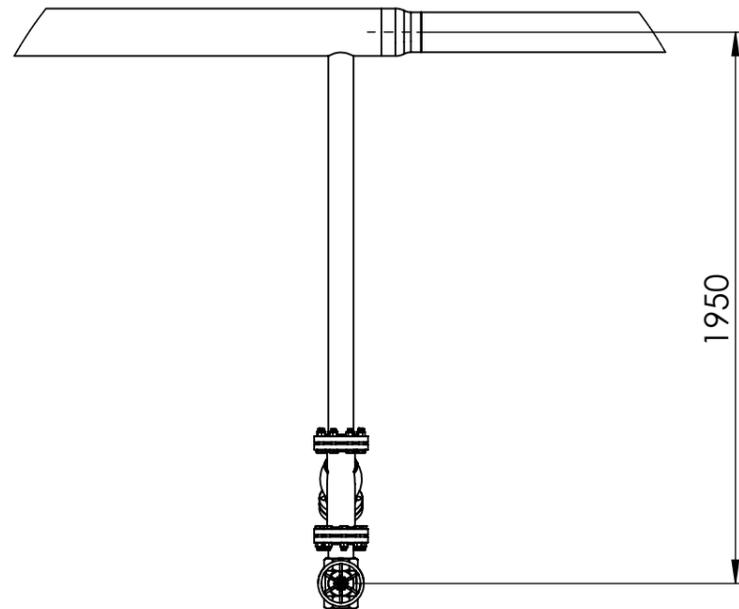
TRAMO	POS.	CANT.	DESCRIPCION	NORMA	MATERIAL	OBSERVACION
Td1-1-1.2	4	1	TUBO 3" SCH. 40, Grado B	ASTM	A 53	Tubo de 6m
	3	15	TUBO 5" SCH. 40, Grado B	ASTM	A 53	Tubo de 6m
	2	2	TUBO 3" SCH. 40, Grado B	ASTM	A 53	Tubo de 6m
Td1-1.1	1	10	TUBO 6" SCH. 40, Grado B	ASTM	A 53	Tubo de 6m

NOMBRE:	FIRMA:	FECHA:	PROYECTO: DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA SA
DIBUJ.: HEBER JARA / MARIANO CHAVEZ		19/10/2020	
VERIF.:			
APROB.:			
	MÉTODO DE PROYECCIÓN:	MATERIAL:	DIBUJO: RED DE TUBERÍAS DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH
	PESO:		

PUNTO DE CONSUMO 1.1

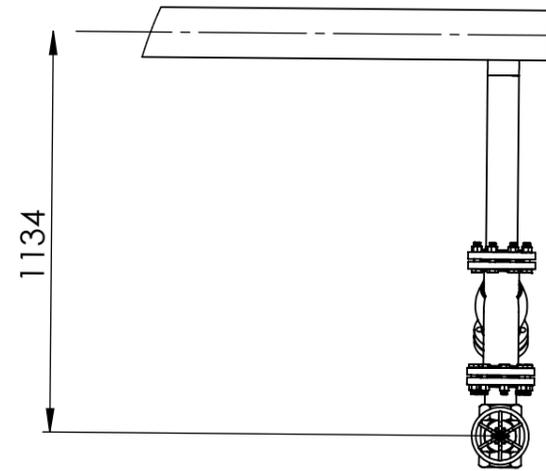


VISTA ISOMÉTRICA
ESCALA 1 : 50

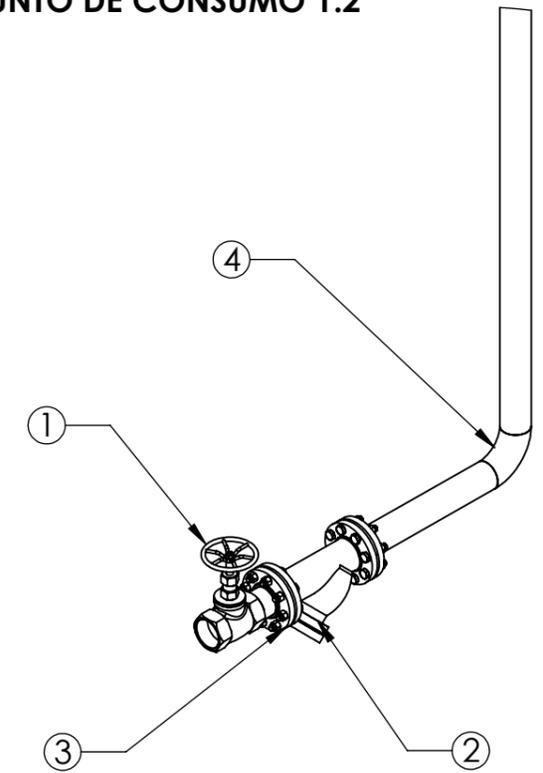


VISTA PLANTA
ESCALA 1 : 50

PUNTO DE CONSUMO 1.2

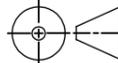


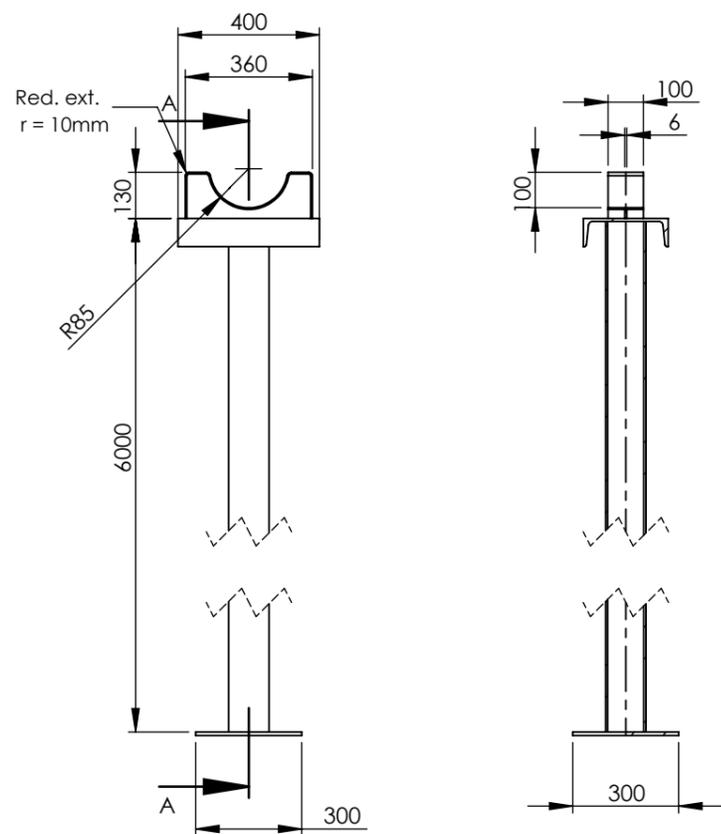
VISTA PLANTA
ESCALA 1 : 20



VISTA ISOMÉTRICA
ESCALA 1 : 20

POS.	CANT.	DESCRIPCION	NORMA	MATERIAL	OBSERVACION
5	1	Red. con. 6" a 5" sch. 40	ASTM	A 53	
4	5	Codo 3", sch. 40 , Gr. B	ASTM	A 53	90°
3	16	Brida DN 80 slip on, clase 150	ASME B16.5	ASTM A105	
2	3	Filtro tipo Y para vapor,	AISI 1025		3"clase 150 bridado
1	3	Válvula bronce tipo globo	ASME B1.20.1		3"x 150 lbs

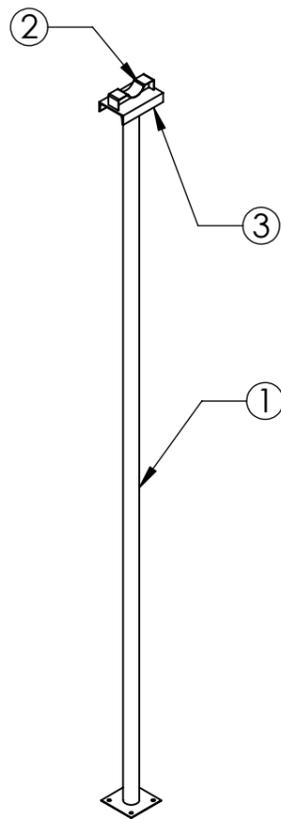
NOMBRE		FIRMA	FECHA	PROYECTO:	
DIBUJ.		HEBER JARA / MARIANO CHAVEZ	19/10/2020	DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACION DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA SA	
VERIF.					
APROB.					
		MÉTODO DE PROYECCIÓN 	MATERIAL:	DIBUJO: PUNTOS DE CONSUMO DE VAPOR	
PESO:		ESCALA:		A3 N° Plano: PRO.IM.UNS_002	
			HOJA 1 DE 1		



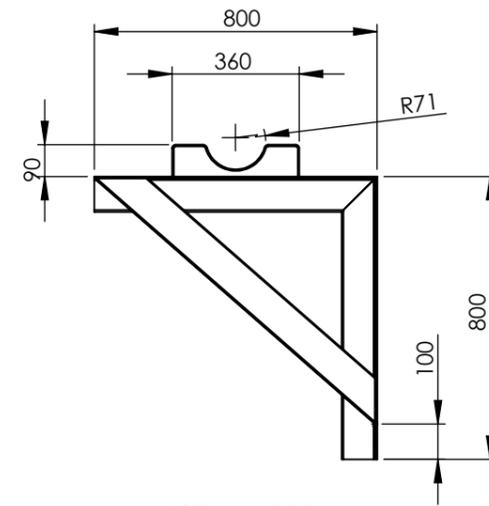
VISTA LATERAL
ESCALA 1 : 20

SECCIÓN A-A
ESCALA 1 : 20

SOPORTE TIPO 1

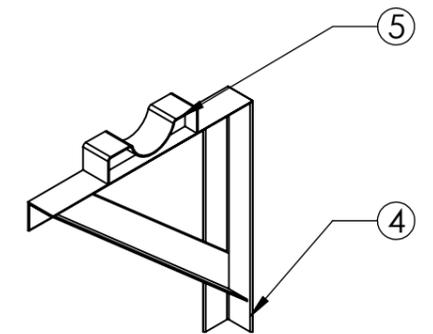


VISTA ISOMÉTRICA
ESCALA 1 : 50

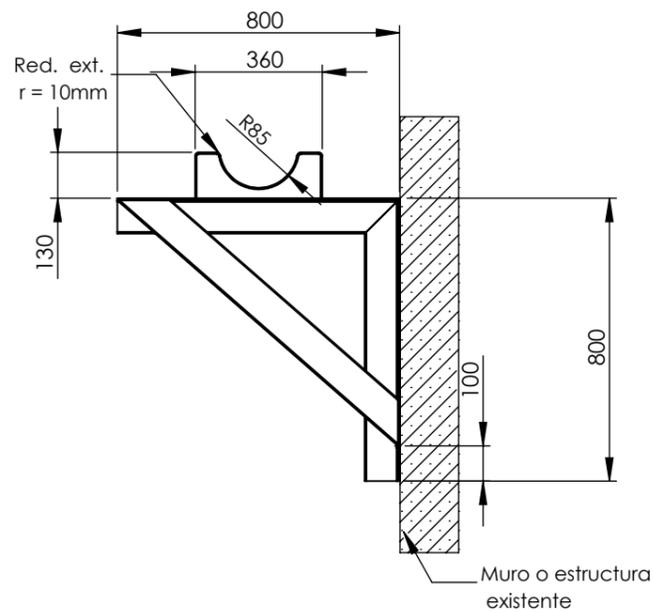


VISTA LATERAL
ESCALA 1 : 20

SOPORTE TIPO 3

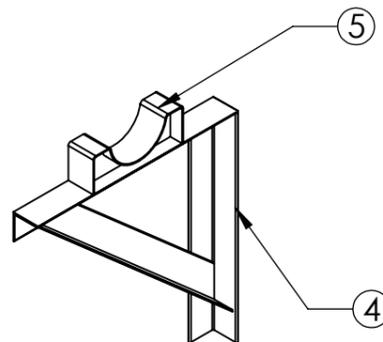


VISTA ISOMÉTRICA
ESCALA 1 : 20



VISTA LATERAL
ESCALA 1 : 20

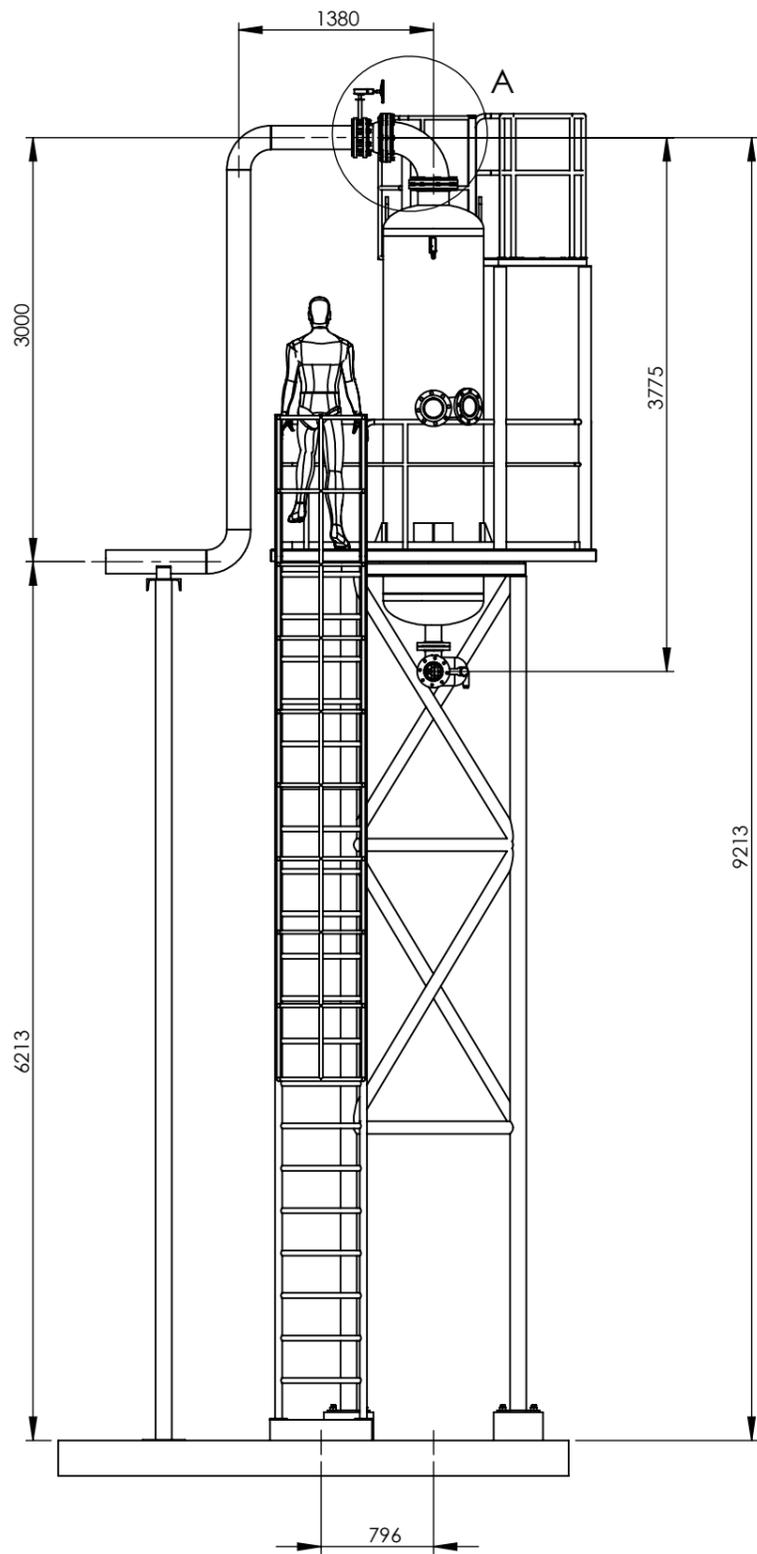
SOPORTE TIPO 2



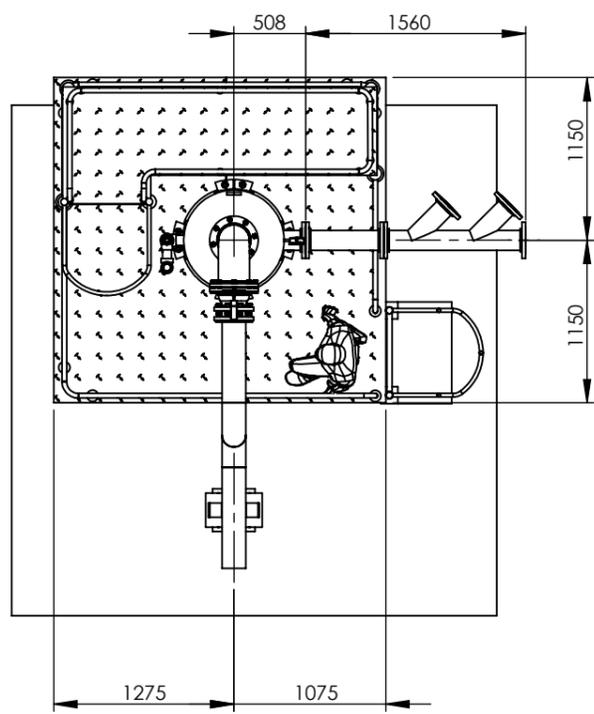
VISTA ISOMÉTRICA
ESCALA 1 : 20

POS.	CANT.	DESCRIPCION	NORMA	MATERIAL	OBSERVACION
5	2	Platina 1/4"x4"	ASTM	A 36	
4	20	Perfil L 4"x4"x1/4"	ASTM	A 36	
3	1	Canal U 6"x8.2"	ASTM	A 36	
2	1	Platina 1/4"x4"	ASTM	A 36	
1	4	TUBO 4" SCH. 40, Grado B	ASTM	A 53	

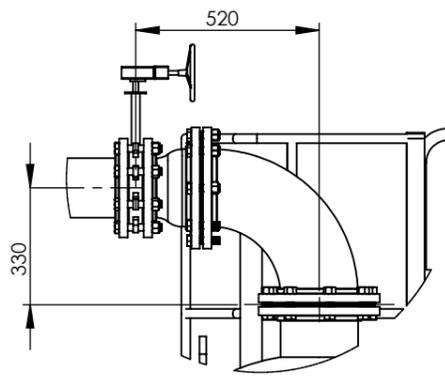
NOMBRE			FIRMA			FECHA					
DIBUJ. HEBER JARA / MARIANO CHAVEZ						19/10/2020					
REV.											
APROB.											
			MÉTODO DE PROYECCIÓN			MATERIAL: ACERO A-36 / A 53					
									PESO:		
PROYECTO: DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA SA						DIBUJO: SOPORTES DE TUBERÍAS DE DISTRIBUCIÓN DE VAPOR FLASH			A3 N° Plano: PRO.IM.UNS_003		
						ESCALA INDICADA			HOJA 1 DE 1		



VISTA FRONTAL
ESCALA 1 : 50

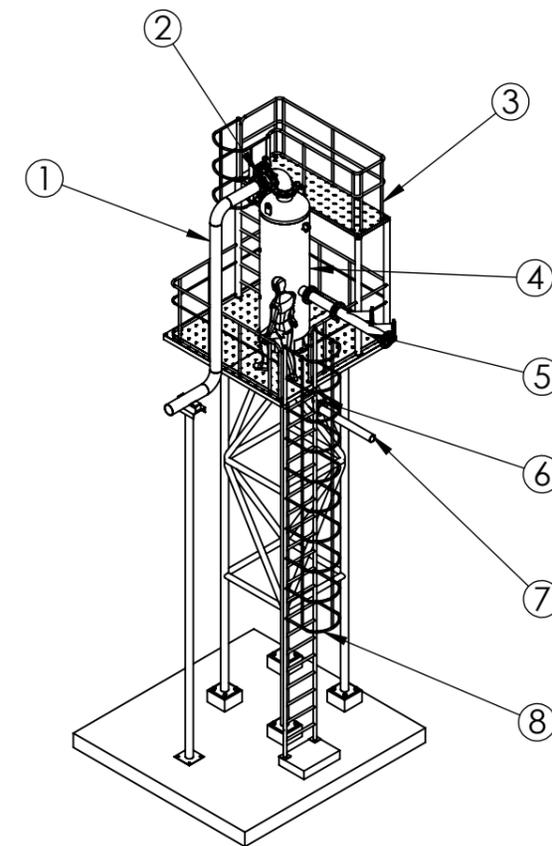


VISTA PLANTA
ESCALA 1 : 50



DETALLE A
ESCALA 1 : 20

MONTAJE DE TANQUE FLASH



VISTA ISOMÈTRICA
ESCALA 1 : 100

POS.	CANT.	DESCRIPCIÓN	NORMA	MATERIAL	OBSERVACIÓN
8	1	ESCALERA DE GATO			
7	1	TUBO 4" SCH. 40, Grado B	ASTM	A 53	TB. Condensado
6	1	TRAMPA DE VAPOR	ISO 6552		
5	1	MANIFOLD			
4	1	TANQUE FLASH	ASME VIII, Div. 1		
3	1	TORRE DE ELEVACION DE TANQUE		A 36/A 53	
2	1	VÁLVULA MARIPOSA	ISO 5211		
1	1	TUBO 6" SCH. 40, Grado B	ASTM	A 53	TB. Proceso

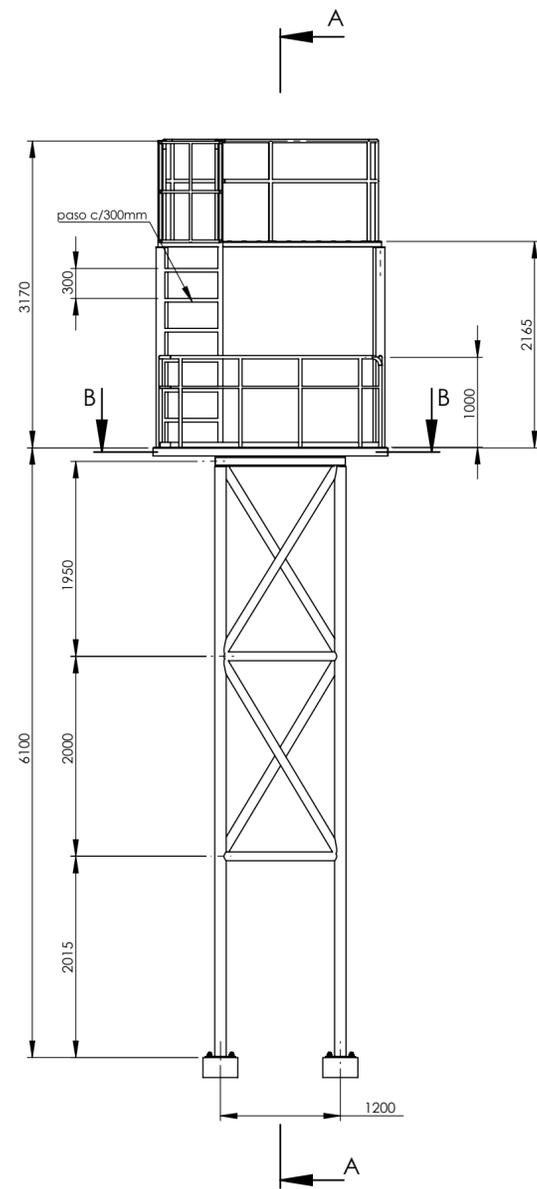
NOMBRE	FIRMA	FECHA
DIBUJ. HEBER JARA / MARIANO CHAVEZ		19/10/2020
REV.		
APROB.		

TÍTULO:
DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA SA

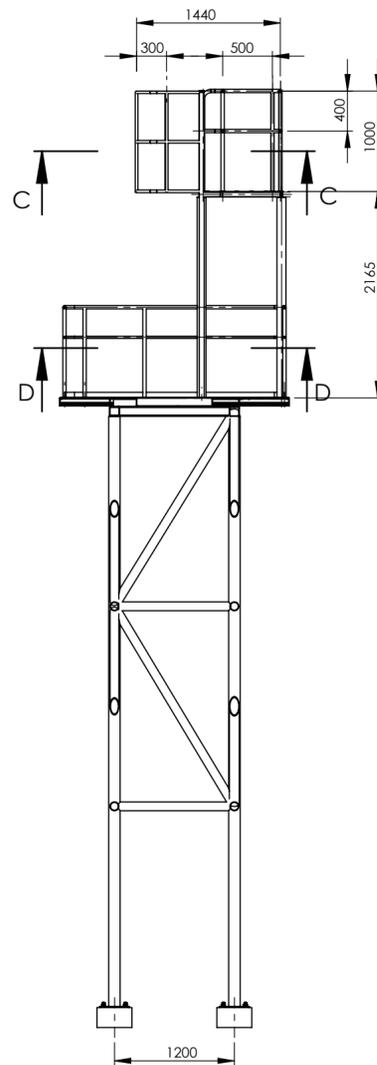
	MÉTODO DE PROYECCIÓN:	MATERIAL:
		ACERO AL CARBONO A-36
	PESO:	

DIBUJO: MONTAJE DE TANQUE Y MANIFOLD	A3
ESCALA: INDICADA	Nº Plano: PRO.IM.UNS_004
HOJA 1 DE 1	

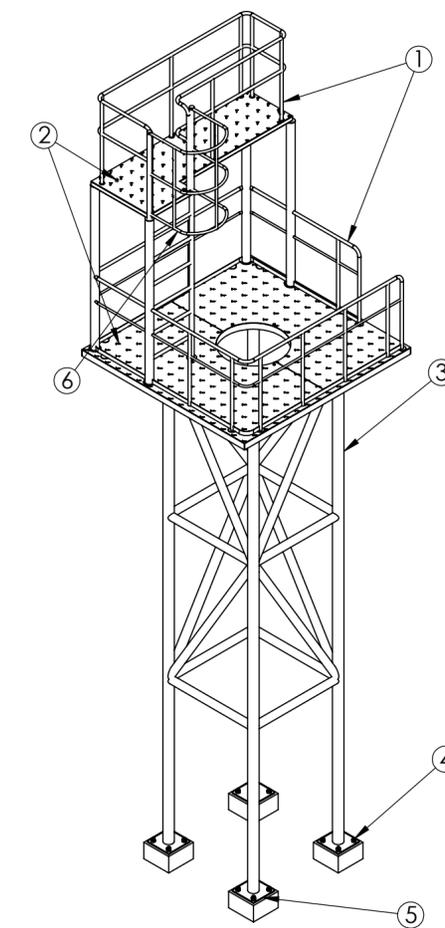
TORRE ELEVACION DE TANQUE FLASH



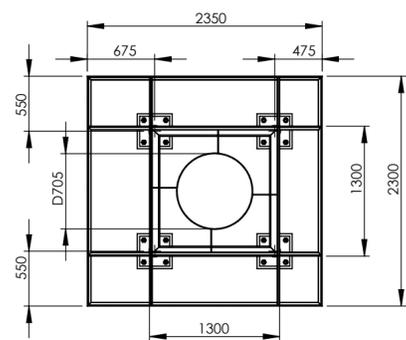
VISTA IFRONTAL
ESCALA 1 : 50



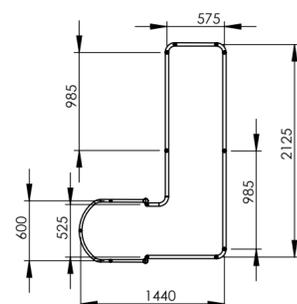
SECCION A-A
ESCALA 1 : 50



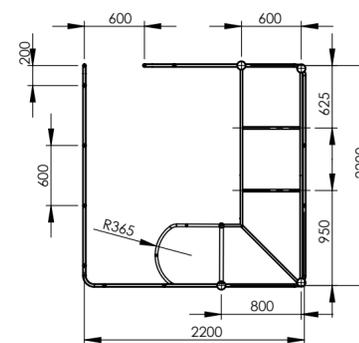
VISTA ISOMÈTRICA
ESCALA 1 : 50



SECCION B-B
ESCALA 1 : 50



SECCION C-C
ESCALA 1 : 50

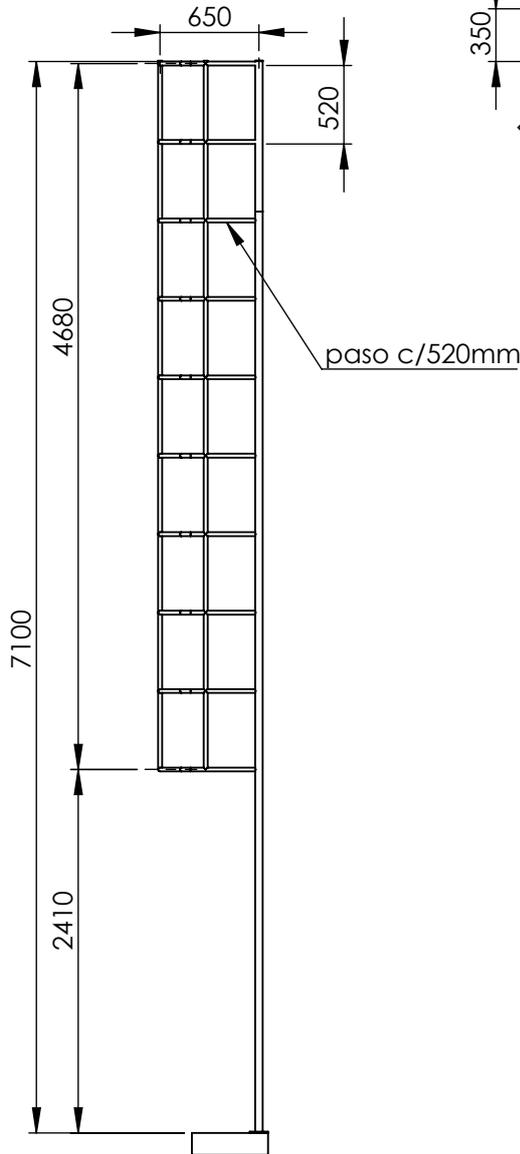


SECCION D-D
ESCALA 1 : 50

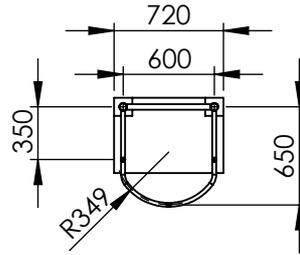
12	Escalera Gato	2	Tubo 1", sch. 40 Grado B	ASTM	A53	Tubo de 6m
11		1	Tubo 1 1/4", sch. 40 Grado B	ASTM	A53	Tubo de 6m
10	Plancha. Anc.	4	Plancha lisa, 300x300x9.5mm	ASTM	A36	
9	PERNO ANC.	16	Perno Hex. 1"x12" UNC, GR. 2	SAE J429	Ac. Carbono	
8	ESTRUCTURA	1	L 3"x3"x1/4"	ASTM	A36	Perfil de 6m
7		1	Canal U, 2"x 1"	ASTM	A36	Perfil de 6m
6		3	Canal U, 3"x 1 3/8"	ASTM	A36	Perfil de 6m
5		10	Tubo 3", sch. 40 Grado B	ASTM	A53	Tubo de 6m
4		5	Tubo 4", sch. 40 Grado B	ASTM	A53	Tubo de 6m
3	PISO	4	Plancha estriada 4x8x3/16"	ASTM	A36	
2	BARANDAS	3	Platina 1/8" X 2"	ASTM	A36	Platina de 6m
1		5	Tubo 1 1/4", sch. 40 Grado B	ASTM	A53	Tubo de 6m
POS.	ELEMENTO	CANT.	DESCRIPCIÓN	NORMA	MATERIAL	OBSERVACIÓN

NOMBRE		FIRMA		FECHA		TÍTULO: DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACION DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA SA
DIBUJ. HEBER JARA / MARIANO CHAVEZ				19/10/2020		
REV.						
APROB.						
	MÉTODO DE PROYECCIÓN:		MATERIAL:		DIBUJO: MONTAJE DE TANQUE Y MANIFOLD	A2 Nº Plano: PRO.IM.UNS_005
			ACERO A-36 / A -53			
			PESO:		ESCALA: INDICADA	
						HOJA 1 DE 1

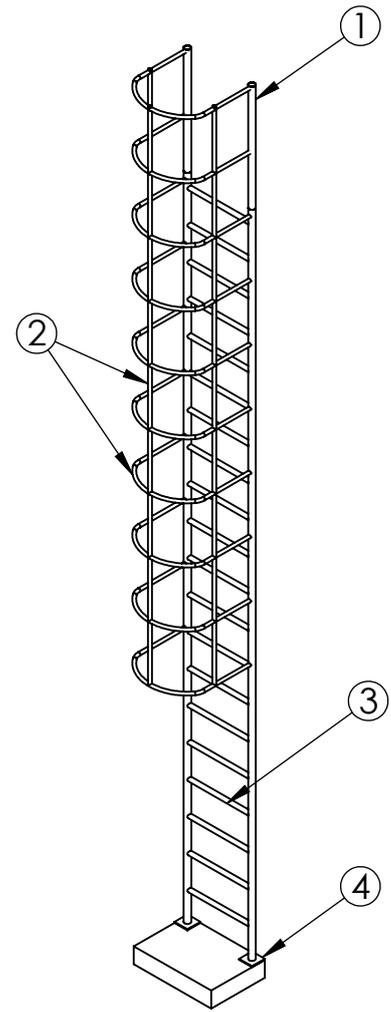
ESCALERA DE GATO



VISTA FRONTAL
ESCALA 1 : 50



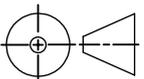
VISTA PLANTA
ESCALA 1 : 50



VISTA ISOMÉTRICA
ESCALA 1 : 50

POS.	CANT.	DESCRIPCIÓN	NORMA	MATERIAL	OBS.
4	2	PLANCHA DE ANCLAJE	ASTM	A 36	6"x6"x1/4"
3	30	TUBO 1" SCH. 40, Grado B	ASTM	A 53	30 m tub.
2	12	TUBO 1 1/4" SCH. 40, Grado B	ASTM	A 53	12 m tub.
1	25	TUBO 2 1/2" SCH. 40, Grado B	ASTM	A 53	25 m tub.

NOMBRE		FIRMA	FECHA
DIBUJ.	HEBER JARA / MARIANO CHAVEZ		19/10/2020
REV.			
APROB.			

	MÉTODO DE PROYECCIÓN: 	MATERIAL: ACERO AL CARBONO A-36
		PESO:

TÍTULO:

DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA SA

DIBUJO:

ESCALERA DE GATO

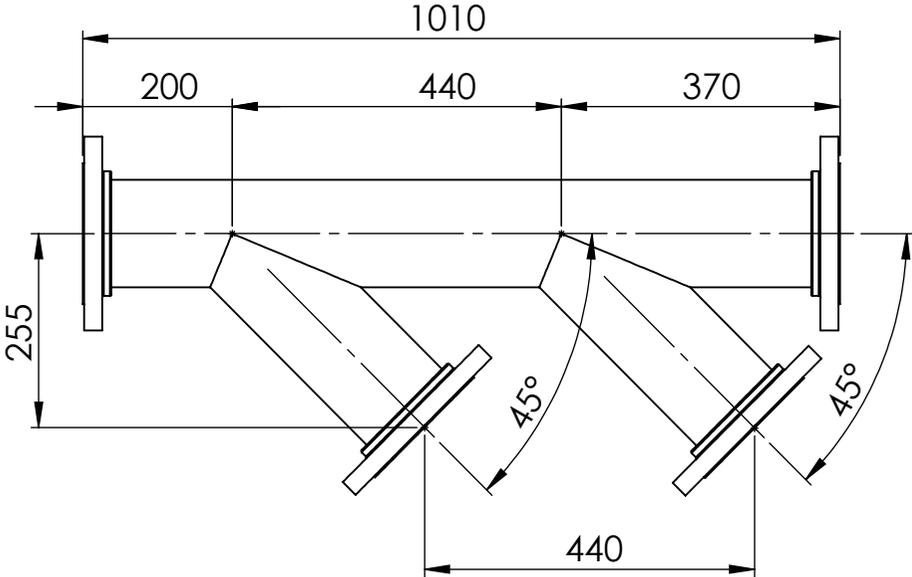
A4

Nº Plano:
PRO.IM.UNS_006

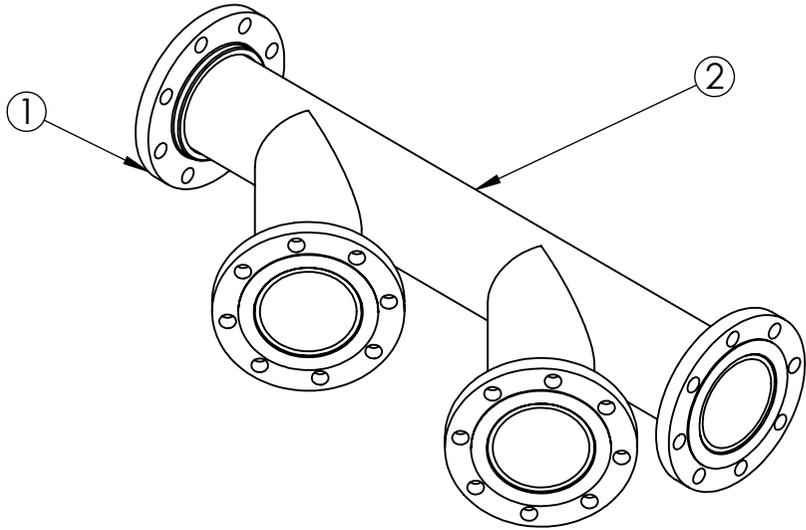
ESCALA 1:50

HOJA 1 DE 1

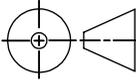
MANIFOLD

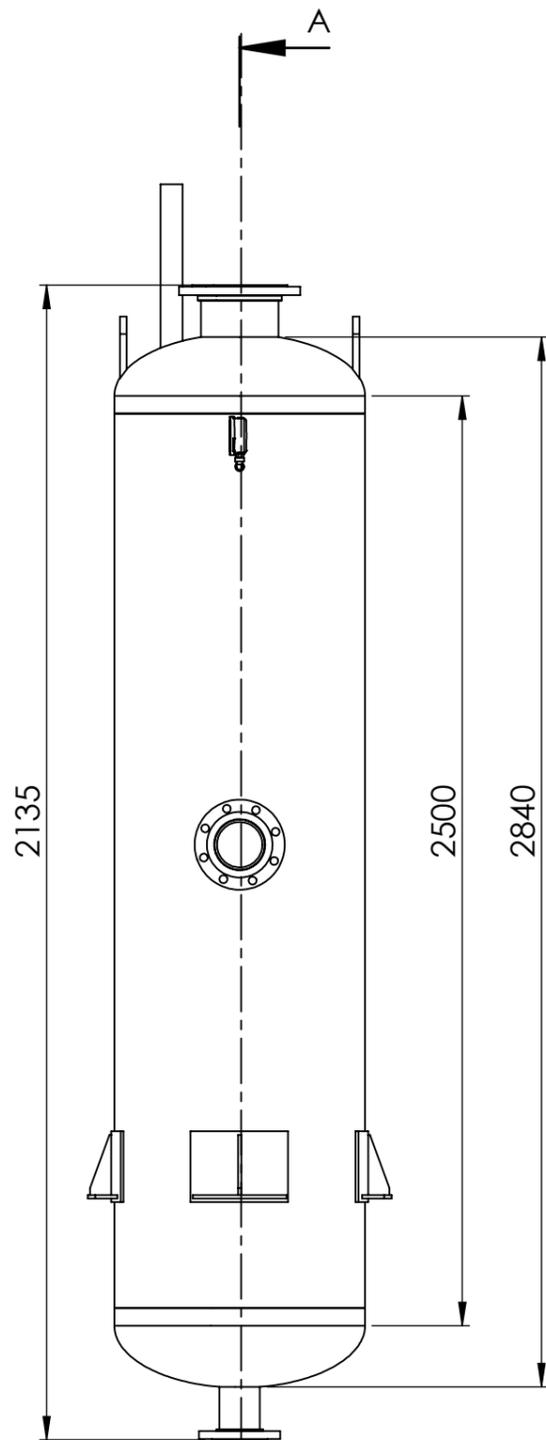


VISTA PLANTA
ESCALA 1 : 10

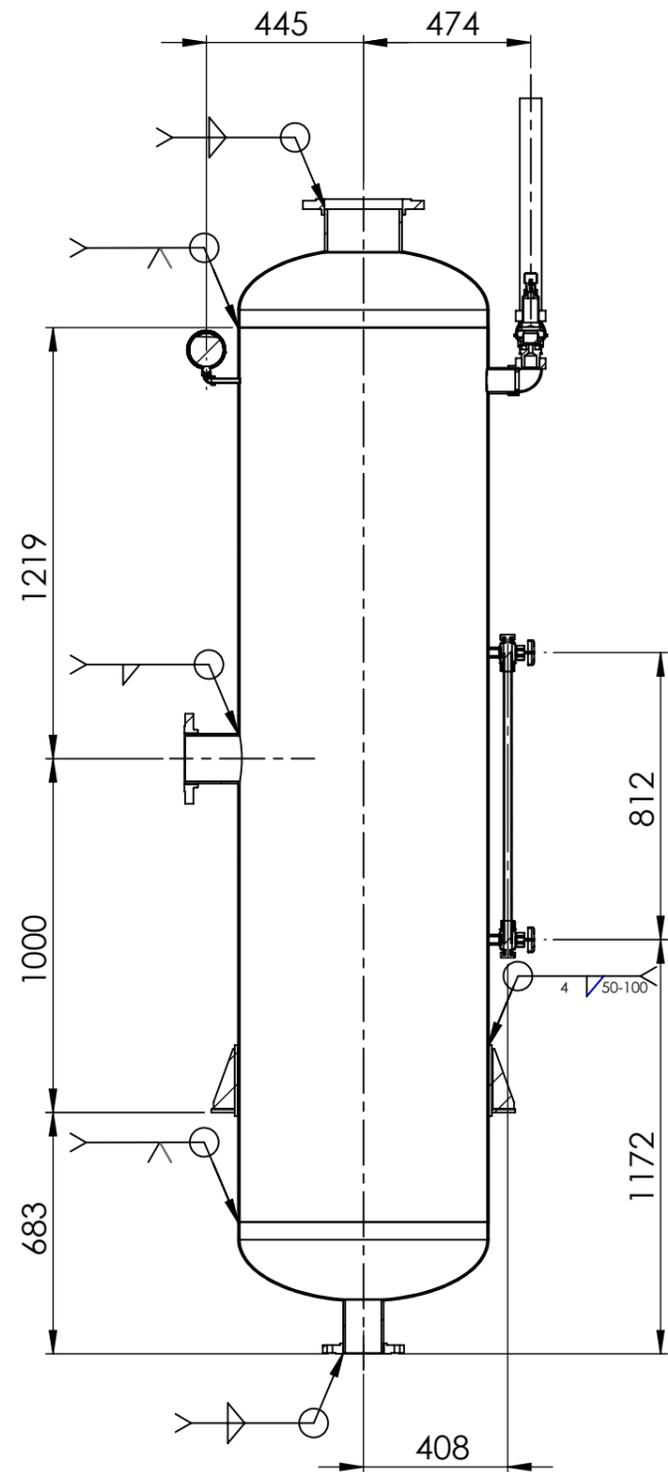


VISTA ISOMÉTRICA
ESCALA 1 : 10

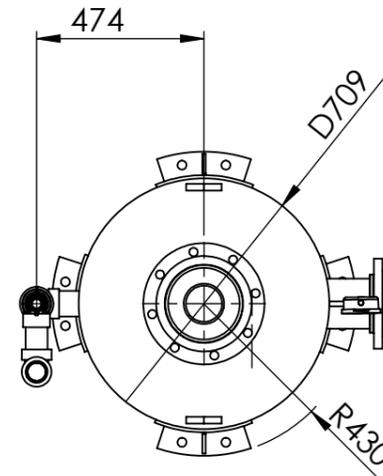
2	2	TUBO 2" SCH. 40, Grado B	ASTM	A 53	2 m
1	5	Brida slip on DN 125, clase 150	ASME B16.5	ASTM A105	
POS.	CANT.	DESCRIPCIÓN	NORMA	MATERIAL	OBSERVACIÓN
		NOMBRE	FIRMA	FECHA	TÍTULO: DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA SA
DIBUJ.	HEBER JARA / MARIANO CHAVEZ			19/10/2020	
REV.					
APROB.					
		MÉTODO DE PROYECCIÓN: 	MATERIAL:	DIBUJO: MANIFOLD	
			ACERO AL CARBONO A-36		
			PESO:	ESCALA 1:50	Nº Plano: PRO.IM.UNS_007
				HOJA 1 DE 1	



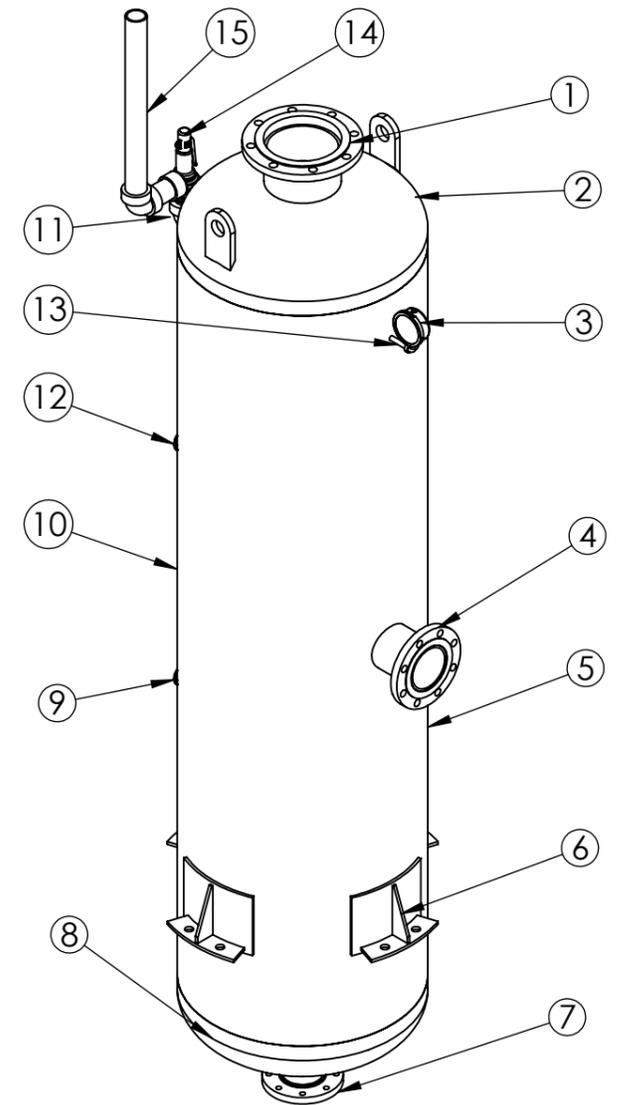
VISTA FRONTAL
ESCALA 1 : 20



SECCIÓN A-A
ESCALA 1 : 20



VISTA PLANTA
ESCALA 1 : 20



POS.	CANT.	DESCRIPCIÓN	NORMA	MATERIAL	OBSERVACIÓN
15	1	TUBO 2" SCH. 40, Grado B	ASTM	A 53	L (600 mm)
14	1	VALV. SEGURIDAD	ASTM A 216		2 1/2"X 2 1/2"
13	1	NIPLA ROSCADO, SCH. 40, Grado B	ASTM	A 53	
12	1	CODO ROSC. INT. 3/4"	ANSI B 16.11.	ASTM A 105	
11	1	CODO ROSC. INT. 2 1/2"	ANSI B 16.11.	ASTM A 105	
10	1	TUBO PIREX 5/8" X 32"	Vidrio Borosilicato	ISO 1595	
9	2	GRIFO DE NIVEL ROSCABLE 5/8"	ISO 228 -1	AISI 304	
8	1	TAPA INFERIOR DE TANQUE	ASME VIII, Div. 1	ASTM A 36	
7	1	BRIDA SLIP ON DN 100, CLASE 150	ASME B16.5	ASTM A 105	
6	4	SOPORTE DE TANQUE	ASTM	A 36	
5	1	CUERPO DE TANQUE FLASH	ASME VIII, Div. 1	ASTM A 36	
4	1	BRIDA SLIP ON DN 125, CLASE 150	ASME B16.5	ASTM A 105	
3	1	MANÓMETRO DIAL 4", 1/4" NPT 0 -50 psi	ASME B 40.100		
2	1	TAPA SUPERIOR DE TANQUE	ASME VIII, Div. 1	ASTM A 36	
1	1	BRIDA SLIP ON DN 200, CLASE 150	ASME B16.5	ASTM A 105	

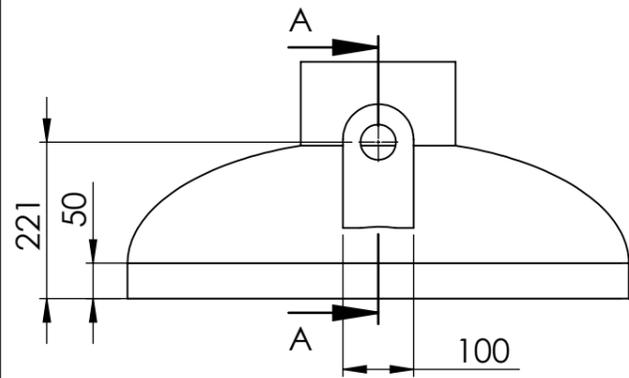
NOMBRE	FIRMA	FECHA
DIBUJ. HEBER JARA / MARIANO CHAVEZ		19/10/2020
REV.		
APROB.		

TÍTULO:
DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA SA

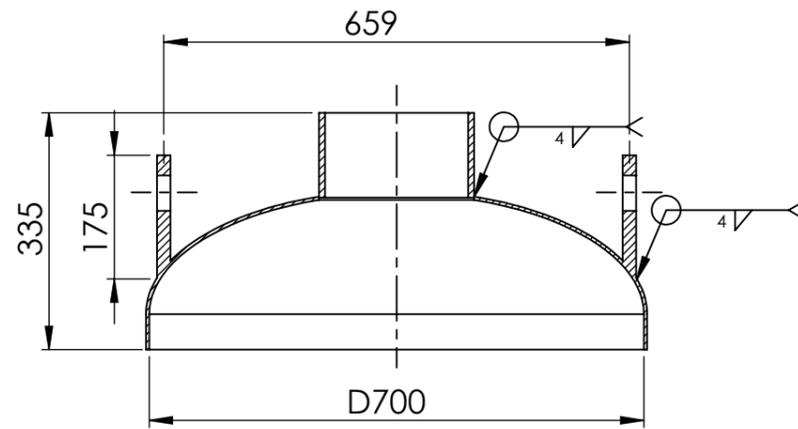
	MÉTODO DE PROYECCIÓN:	MATERIAL:
		ACERO AL CARBONO A-36
	PESO:	

DIBUJO:	A3
TANQUE FLASH	Nº Plano: PRO.IM.UNS_008
ESCALA 1:20	HOJA 1 DE 1

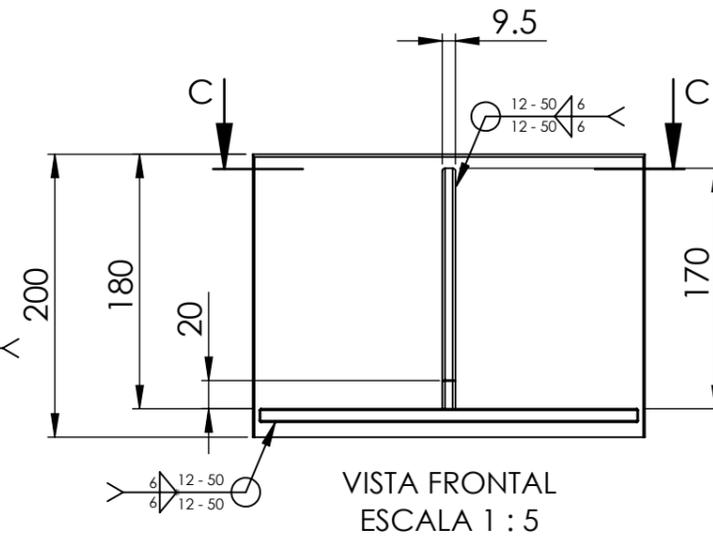
TAPA SUPERIOR DE TANQUE



VISTA FRONTAL
ESCALA 1 : 10

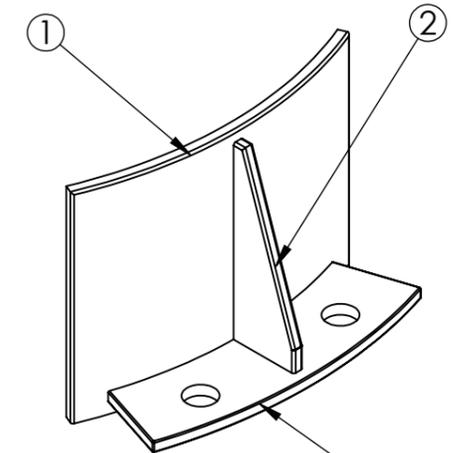


SECCIÓN A-A
ESCALA 1 : 10

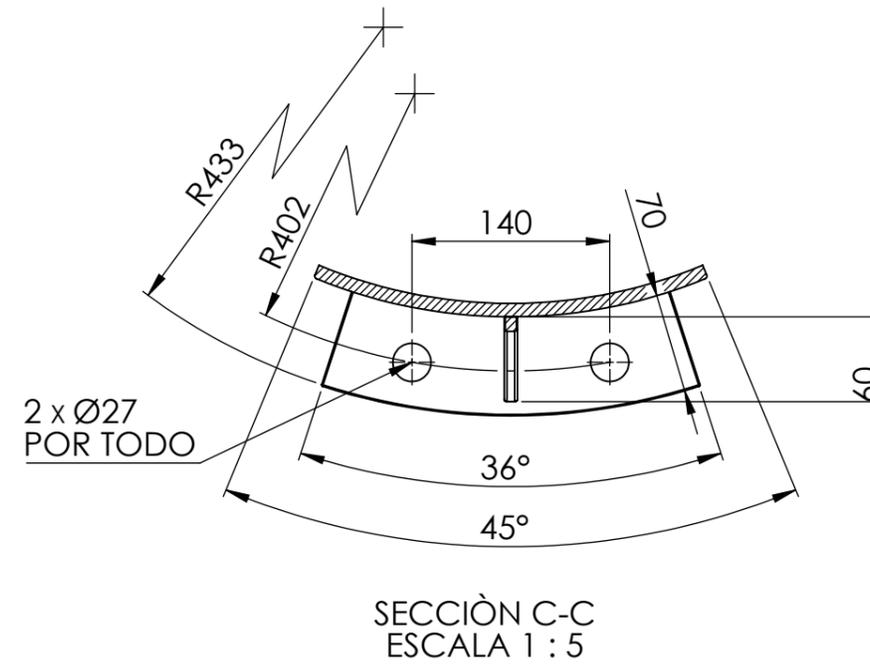


VISTA FRONTAL
ESCALA 1 : 5

SOPORTE DE TANQUE (4)

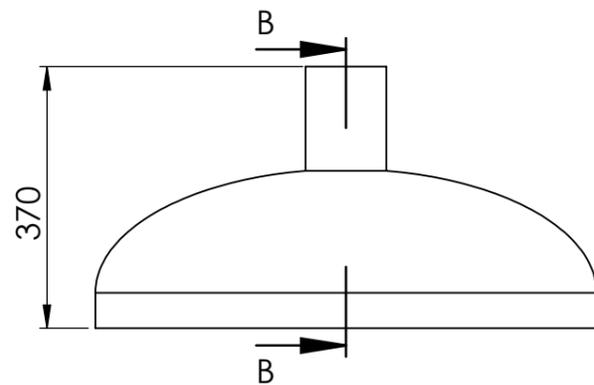


VISTA ISOMÈTRICA
ESCALA 1 : 5

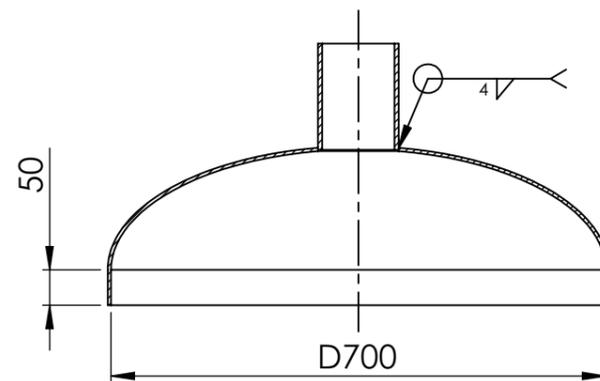


SECCIÓN C-C
ESCALA 1 : 5

TAPA INFERIOR DE TANQUE



VISTA FRONTAL
ESCALA 1 : 10



SECCIÓN B-B
ESCALA 1 : 10

POS.	CANT.	DESCRIPCIÓN	NORMA	MATERIAL	OBSERVACIÓN
3	4	Plancha soporte	ASTM	A 36	60x170x3/8"
2	4	Plancha cartel	ASTM	A 36	270x100x3/8"
1	4	Plancha refuerzo	ASTM	A 36	270x200x3/8"

NOMBRE	FIRMA	FECHA	TÍTULO: DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA SA
DIBUJ. HEBER JARA / MARIANO CHAVEZ		19/10/2020	
REV.			
APROB.			

	MÉTODO DE PROYECCIÓN:	MATERIAL: ACERO AL CARBONO A-36	DIBUJO: SOPORTES Y TAPAS DE TANQUE	A3
	PESO:			

ESCALA INDICADA	HOJA 1 DE 1
-----------------	-------------

“DISEÑO DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR FLASH EN LA EMPRESA PESQUERA CANTABRIA S.A.”

INFORME DE ORIGINALIDAD

9%

INDICE DE SIMILITUD

6%

FUENTES DE INTERNET

0%

PUBLICACIONES

6%

TRABAJOS DEL ESTUDIANTE

FUENTES PRIMARIAS

1	repositorio.uns.edu.pe Fuente de Internet	2%
2	Submitted to Universidad Cesar Vallejo Trabajo del estudiante	1%
3	www.scribd.com Fuente de Internet	1%
4	pt.scribd.com Fuente de Internet	<1%
5	docslide.us Fuente de Internet	<1%
6	docplayer.es Fuente de Internet	<1%
7	Submitted to Escuela Politecnica Nacional Trabajo del estudiante	<1%
8	Submitted to Universidad Nacional de Colombia Trabajo del estudiante	<1%

9	Submitted to Universidad de Alcalá Trabajo del estudiante	<1%
10	www.slideshare.net Fuente de Internet	<1%
11	Submitted to Pontificia Universidad Católica del Perú Trabajo del estudiante	<1%
12	dspace.unitru.edu.pe Fuente de Internet	<1%
13	patents.google.com Fuente de Internet	<1%
14	Submitted to Universidad Católica de Santa María Trabajo del estudiante	<1%
15	dokumen.tips Fuente de Internet	<1%
16	repository.lasalle.edu.co Fuente de Internet	<1%
17	Submitted to Universidad Privada Boliviana Trabajo del estudiante	<1%
18	Submitted to Universidad Tecnológica del Perú Trabajo del estudiante	<1%
19	Submitted to Universidad Politécnica Salesiana del Ecuador	<1%

20	id.scribd.com Fuente de Internet	<1 %
21	repositorio.unsa.edu.pe Fuente de Internet	<1 %
22	www.buenastareas.com Fuente de Internet	<1 %
23	www.redfitness.com.ar Fuente de Internet	<1 %
24	ri.ues.edu.sv Fuente de Internet	<1 %
25	Submitted to Universidad de Santiago de Chile Trabajo del estudiante	<1 %
26	Submitted to Universidad Politécnica de Madrid Trabajo del estudiante	<1 %
27	www.gerenciasalud.com Fuente de Internet	<1 %
28	Submitted to Universidad de San Buenaventura Trabajo del estudiante	<1 %
