



**INSTITUTO TECNOLÓGICO DE COSTA RICA
ESCUELA DE INGENIERÍA ELECTROMECAÁNICA**

Coopeagropal R.L

“Propuesta de ahorro energético en el sistema de vapor para la planta de Coopeagropal R.L.”

Informe de Práctica de Especialidad para optar por el Título Ingeniero en
Mantenimiento, grado Licenciatura.

Cristofer Umaña Salas

Laurel Noviembre, 2017



Carrera evaluada y acreditada por
Canadian Engineering Accreditation
Board (**CEAB**)

Información General

A. Estudiante

Nombre: Cristofer Umaña Salas

Cédula: 604170667

Carné ITCR: 201256376

Dirección de su residencia en época lectiva: Naranjo de Laurel, Corredores, Puntarenas.

Dirección de su residencia en época no lectiva: Naranjo de Laurel, Corredores, Puntarenas.

Celular: 85278948

Email: cristofer.gnr@gmail.com

B. Proyecto

Nombre del Proyecto: Propuesta de ahorro energético en el sistema de vapor para la planta de Coopeagropal R.L.

Profesor asesor: Oscar Eduardo Monge Ruiz.

Horario de trabajo del estudiante: lunes a viernes de 7:30 am – 3:00 pm.

C. Empresa

Dirección: El Roble de Laurel, Corredores, Puntarenas.

Teléfono: 2780-0000

Fax: 2780-0495

Asesor en la empresa: Jose Luis Marín.

Correo del asesor: j.marin@coopeagropal.co.cr

Actividad Principal: extracción y refinera de aceite de palma africana.

Dedicatoria

A mi madre, Marta Salas Castrillo y a mi padre, Jorque Umaña León, por darme todo lo que pudieron, y más.

Agradecimiento

A mis padres, amigos, profesores y demás personas que contribuyeron en la realización de este proyecto.

Índice General

Información General	2
Dedicatoria	3
Agradecimiento	4
Resumen	14
Abstrac	15
Introducción.....	16
Capítulo 1 Generalidades de la Empresa.....	17
1.1 Reseña Histórica	17
1.2 Estructura.....	18
1.3 Cultivo de Palma	18
1.4 Palma africana	20
1.5 Aceite de palma.....	21
1.6 Proceso de Extracción	22
1.6.1 Corta y Recolección.....	23
1.6.2 Control de pesaje.....	23
1.6.3 Esterilización.....	23
1.6.4 Desfrutado	23
1.6.5 Digestión y Prensado.....	24
1.6.6 Clarificación	24
1.6.7 Palmistería.....	24
1.6.8 Refinado	24
Capítulo 2 Definición del Problema	26
2.1 Problema a resolver	26
2.2 Objetivo general	27
2.3 Objetivos específicos	27
2.4 Justificación.....	28

2.4.1	Situación actual.....	28
2.4.2	Situación deseada.....	29
2.5	Viabilidad.....	29
Capítulo 3	Marco teórico.....	31
3.1	Sistema de vapor.....	31
3.1.1	Importancia de los sistemas de vapor.....	31
3.1.2	Funcionamiento básico.....	31
3.2	Sistema de distribución.....	32
3.3	Cabezales de distribución.....	33
3.4	Venas de vapor.....	33
3.5	Definición de caldera.....	33
3.6	Biomasa.....	35
3.7	Vapor de agua.....	36
3.8	Agua saturada.....	36
3.9	Vapor saturado.....	37
3.10	Vapor sobrecalentado.....	37
3.11	Condensado.....	38
3.12	Vapor flash.....	39
3.13	Trampas de vapor.....	40
3.14	Métodos de comprobación de estado de las válvulas.....	45
3.14.1	Comprobación de temperatura.....	45
3.14.2	Comprobación Visual:.....	45
3.14.3	Pruebas ultrasónicas.....	45
Capítulo 4	Metodología.....	46
Capítulo 5	Importancia de Recuperar el Condensado.....	48
5.1	Problemas en la tubería.....	48
5.2	Ahorro de energía.....	49

5.3	Reducción de los costes de combustible	51
5.4	Reducción en los costes de agua.....	51
5.5	Reducción de los costes de tratamientos químicos.....	51
5.6	Reducción en los costes de vertidos	52
5.7	Periodo de amortización de la recuperación de condensado.....	52
Capítulo 6 Equipos involucrados en recuperación de condensado		53
Capítulo 7 Estudio del Sistema de Vapor		55
7.1	Esterilización	55
7.2	Extracción	56
7.3	Palmistería y clarificación.....	57
7.4	Refinería.....	57
7.5	Almacenamiento.....	60
Capítulo 8 Etapas para Selección de Trampas de Vapor.....		61
8.1	Etapa 1 Recolectar información necesaria.....	61
8.1.1	Presión en la entrada de la trampa [barg].....	61
8.1.2	Contra presión en la salida de la trampa [barg]	61
8.1.3	Diferencial de presión	62
8.1.4	Carga máxima de condensado [kg/h]	63
8.2	Etapa 2 Escoger tipo de trampa.....	66
8.3	Etapa 3 Aplicar un factor de seguridad	67
8.3.1	Factor de seguridad por aplicación.....	67
8.3.2	Factor de seguridad por tipo de trampa.....	68
8.3.3	Factor de seguridad por exactitud de los datos	68
8.4	Etapa 4 Utilizar tablas de capacidad de los fabricantes	68
Capítulo 9 Selección de trampas.....		69
9.1	Refinería 1.....	70
9.1.1	Presión de entrada y contrapresión	70

9.1.2	Carga de condensado	70
9.1.3	Tipo de trampa.....	73
9.1.4	Factor de seguridad.....	74
9.1.5	Capacidad de trampas.....	76
9.2	Refinería 2.....	77
9.2.1	Presión de entrada y contrapresión	77
9.2.2	Carga de condensado	78
9.2.3	Factor de seguridad.....	78
9.2.4	Capacidad de trampas.....	79
9.3	Tanques de Almacenamiento.....	79
9.3.1	Presión de entrada y contrapresión	79
9.3.2	Carga de condensado	80
9.3.3	Factor de seguridad.....	80
9.3.4	Capacidad de trampas.....	80
Capítulo 10	Dimensionado de tuberías	81
10.1	Líneas de drenaje hacia la trampa.....	81
10.2	Línea de descarga de trampa	81
10.2.1	Relación entre volumen de condensado y vapor flash	82
10.2.2	Dimensionado de tuberías por cálculo	87
10.2.3	Dimensionado de tubería por gráfica.....	90
10.3	Línea de descarga común.....	94
10.3.1	Refinería 1	96
10.3.2	Refinería 2.....	99
10.3.3	Línea común entre refinería 1 y 2.....	101
10.3.4	Tanques de almacenamiento	101
10.4	Tanque flash	103
10.4.1	Tanque flash para refinerías.....	104

10.4.2	Tanque flash para tanques de almacenamiento.....	105
10.5	Línea de retorno con bomba.....	106
10.5.1	Selección de bomba mecánica.....	106
10.6	Línea de retorno con bomba.....	109
Capítulo 11	Análisis Económico.....	110
11.1	Trampas de vapor.....	110
11.2	Equipos y tuberías.....	110
11.3	Costo de agua.....	111
11.3.1	Energía eléctrica.....	112
11.3.2	Tratamientos químicos.....	116
11.3.3	Salario de operadores.....	118
11.3.4	Costo total de agua.....	119
11.4	Costo de biomasa.....	120
11.4.1	Energía eléctrica.....	120
11.4.2	Salario de operadores.....	122
11.4.3	Costo total de biomasa.....	122
11.5	Costo producción de vapor.....	123
11.6	Ahorro en agua.....	123
11.7	Ahorro de biomasa.....	124
11.7.1	Energía.....	126
11.7.2	Toneladas de biomasa.....	126
Conclusiones.....		128
Recomendaciones.....		129
Bibliografía.....		129
Anexos.....		132
Apéndices de siglas.....		148

Índice de Figuras

Figura 1. Coopeagropal R.L	17
Figura 2. Organigrama de Coopeagropal R.L	18
Figura 3. Cultivo de palma aceitera	19
Figura 4. Diagrama de producción	22
Figura 5. Diagrama general de un sistema de vapor.....	32
Figura 6. Diagrama detallado de un sistema de vapor	32
Figura 7. Caldera pirotubular.....	34
Figura 8. Caldera acuatubular	34
Figura 9. Caldera mixta	35
Figura 10. Agua saturada	36
Figura 11. Proceso de cambio de estado	37
Figura 12. Vapor sobrecalentado	37
Figura 13. Tubería con condensado.....	38
Figura 14. Trampa de Vapor Termodinámica.....	40
Figura 15. Trampa de Vapor Tipo Flotador y Termostática.....	41
Figura 16. Trampa de Vapor Mecánica de Flotador Libre	41
Figura 17. Trampa de Vapor Mecánica de Balde Invertido	42
Figura 18. Trampa de Vapor Mecánica de Balde Abierto.....	43
Figura 19. Trampa de Vapor Termostática Bimetálica	43
Figura 20. Trampa de Vapor Termostática de Expansión de Líquido	44
Figura 21. Contenido de calor del vapor y del condensado a la misma presión	49
Figura 22. Sistema típico de vapor junto con el retorno de condensado	50
Figura 23. Transferencia de calor con contacto indirecto.....	53
Figura 24. Proceso de extracción.....	56
Figura 25. Diagrama de refinería 1.....	57
Figura 26. Diagrama de refinería 2.....	59
Figura 27. Línea elevada de retorno	62
Figura 28. Ejemplo factor de seguridad.....	68
Figura 29. Colocación de válvula para medir condensado	71
Figura 30. Recomendación para cabezales de distribución	74
Figura 31. Ejemplo de cómo seleccionar tubería	95

Figura 32. Acomodo de tuberías en la refinería 1	97
Figura 33. Acomodo de tuberías en la refinería 2	99
Figura 34. Distribución de tanques de almacenamiento.....	101
Figura 35. Tuberías de tanques de almacenamiento	102
Figura 36. Tanque de vapor flash.....	103
Figura 37. Densidad del vapor a 100 kPa	146
Figura 38. Densidad del vapor a 150 kPa.	146
Figura 39. Volumen específico del vapor a 100 kPa	146
Figura 40. Volumen específico del vapor a 150 kPa.	147
Figura 41. Tamaños de entrada y salida para bomba MFP14.....	147

Índice de Tablas

Tabla 1. Composición de un racimo de fruta fresca	21
Tabla 2. Resumen sobre consumos y gastos.....	28
Tabla 3. Porcentaje de RFF convertidos en biomasa.....	35
Tabla 4. Capacidad calórica de la biomasa.....	36
Tabla 5. Metodología.....	47
Tabla 6. Velocidades recomendadas para el vapor	48
Tabla 7. Detalle de utilización del vapor en extracción.....	56
Tabla 8. Detalle de utilización del vapor en refinería 1	58
Tabla 9. Detalle de utilización del vapor en refinería 2.....	60
Tabla 10. Condensación en tuberías aisladas.....	64
Tabla 11. Datos de presiones en equipos	70
Tabla 12. Medición experimental de condensados	73
Tabla 13. Factor de seguridad.....	75
Tabla 14. Características de trampas seleccionadas	76
Tabla 15. Datos de presiones en equipos	77
Tabla 16. Medición experimental de condensados	78
Tabla 17. Factor de seguridad.....	78
Tabla 18. Características de las trampas seleccionadas	79
Tabla 19. Datos de presiones en equipos	79
Tabla 20. Medición experimental de condensados	80
Tabla 21. Factor de seguridad.....	80
Tabla 22. Características de todas las trampas seleccionadas.....	80
Tabla 23. Relación de volúmenes	86
Tabla 24. Diámetros de tubería cédula 40 a la salida de la trampa.....	89
Tabla 25. Diámetros de tubería cédula 40 a la salida de la trampa.....	93
Tabla 26. Diámetros para tubería común de la refinería 1	98
Tabla 27. Diámetros para tubería común de la refinería 2	100
Tabla 28. Diámetros para tubería común de refinería 1 y 2	101
Tabla 29. Diámetros para tubería común de la refinería 2	102
Tabla 30. Cotización de trampas de vapor marca TLV	110
Tabla 31. Precio de bombas y tanque flash	111
Tabla 32. Cotización de tubería de 6 metros en acero al carbono, cédula 40.....	111

Tabla 33. Costo mensual establecido por el ICE para tarifa en media tensión (T-MT).....	113
Tabla 34. Costos por energía eléctrica en bombas de agua para caldera	116
Tabla 35. Costos en químicos para agua de caldera en diciembre de 2016..	117
Tabla 36. Costos mensuales de químicos para agua de caldera en el año 2016	118
Tabla 37. Salario de operadores de tecniaguas	119
Tabla 38. Costos por energía eléctrica utilizada en la fabricación de biomasa	121
Tabla 39. Salario de operadores en palmistería y caldera	122
Tabla 40. Dinero ahorrado en agua.....	123
Tabla 41. Temperatura final de mezcla entre agua de alimentación y condensado caliente.....	125
Tabla 42. Ahorro de biomasa y disminución de ceniza	127
Tabla 43. Costos incurridos con compra de madera para revolver con biomasa	127
Tabla 44. Superficie de tubería por metros	132
Tabla 45. Propiedades termodinámicas del vapor	133
Tabla 46. Selección de trampas según aplicación	134
Tabla 47. Selección de trampas y factores de seguridad según aplicación ...	135
Tabla 48. Modelos de trampas de flotador y termostato según su aplicación	136
Tabla 49. Cargas de condensado en tuberías.....	137
Tabla 50. Fricción en tuberías de condensado.....	138
Tabla 51. Dimensionado de tubería común.....	139
Tabla 52. Diámetros nominales para tubería acero al carbono, cédula 40. ...	140

Resumen

El proyecto se realizó en Coopeagropal R.L., que es una empresa dedicada a la extracción y refinación de aceite de palma, ubicada en El Roble de Laurel, Corredores. Allí se realiza un estudio de la red de vapor para determinar la factibilidad de implementar un sistema de retorno de condensado, como manera de ahorro de energía, agua y combustible; lo cual comprende un análisis de las posibles áreas de implementación, así como de los equipos cuyo funcionamiento permita el recuperado de condensado limpio.

Se realiza el diseño de un sistema de retorno, tomando en cuenta las zonas donde se genera mayor condensado recuperable, como sucede en las dos refinерías y los tanques de almacenamiento de producto final. El diseño incluye la selección y dimensionado de trampas de vapor en equipos, selección de tuberías, tanques de vapor flash y bombas mecánicas de condensado, con un costo total del proyecto de ₡8 817 416.

Se determina que podría retornarse 3,624 toneladas de condensado a la caldera y a su vez, se obtiene el ahorro económico que trae esto consigo, incluyendo la disminución en consumo de agua en al menos 14% y biomasa en un 2,3%, para obtener un retorno de la inversión en tan solo 10 meses después de la instalación.

Además, el factor económico no es lo único positivo en la posible implementación de un sistema como este, de modo que una disminución en el consumo de biomasa implica una menor cantidad de ceniza procesada, al igual que la cantidad de agua que se le sustrae al planeta, lo cual es de gran ayuda para la conservación del medio ambiente.

Palabras claves: Condensado, vapor flash, trampas de vapor, biomasa, serpentines, caldera.

Abstrac

The project was conducted in Coopeagropal R.L., which is a company dedicated to the extraction and refining of palm oil, located in El Roble de Laurel, Corredores. There, a study of the steam network is carried out to determine the feasibility of implementing a condensate return system, as a way to save energy, water and fuel; which includes an analysis of the possible areas of implementation, as well as the equipment whose operation allows the recovery of clean condensate.

The design of a return system is carried out, taking into account the areas where a greater recoverable condensate is generated, as in the refineries and storage tanks for the final product. The design includes the selection and size of steam traps in equipment, selection of pipes, flash steam tanks and mechanical condensate pumps, with a total project cost of ₡ 8 817 416.

It was determined that 3,624 tons of condensate could be returned to the boiler and, in turn, the economic savings that this brings with it, including the decrease in water consumption by at least 14% and biomass by 2.3%, to obtain a return on investment in just 10 months after installation.

In addition, the economic factor is not the only positive thing in the possible implementation of a system like this, so that a decrease in the consumption of biomass implies a lower amount of processed ash, as well as the amount of water that is subtracted from the planet, which is of great help for the conservation of the environment.

Key words: Condensado, vapor flash, trampas de vapor, biomasa, serpentines, caldera.

Introducción

El ahorro y el consumo responsable de la energía son parte esencial del desarrollo en las empresas, pero también es importante para el planeta, que ha estado consumiendo sus recursos naturales de forma exponencial en los últimos años.

Ahora todas las industrias tratan de ser más eficientes, evitando el desperdicio de los recursos que poseen y optimizando los procesos para que sean lo más rentable posible. Estas medidas de ahorro y eficiencia energética están enfocadas en la reducción de los costos económicos causados por el consumo de la energía, además del intento por disminuir los problemas ambientales que ha estado presentando el planeta.

La creciente demanda de energía, el elevado costo del combustible y los problemas ambientales, requieren que las industrias estén en constante mejora, de manera que los programas de ahorro de energía son de gran ayuda para el beneficio económico, así como para el beneficio ambiental.

En este caso, el ahorro de energía involucra el condensado que se obtiene de los diferentes procesos que hay en una planta. En los últimos años y por la necesidad de mejora continua, la industria ha transformado los sistemas de condensado. Lo que antes era un inservible subproducto del sistema de vapor, ahora se ha convertido en un recurso valioso para cualquier empresa, que reduce costos de producción de vapor al disminuir la cantidad de agua de alimentación a la caldera y a su vez, disminuye las emisiones de gases en la atmósfera al utilizar menos combustible.

El hecho de reducir la alimentación de agua a la caldera supone un ahorro grande económicamente por su gran costo económico debido a los tratamientos químicos, que, dependiendo del proceso, pueden ser más detallados y minuciosos que otros. Pero la parte económica no es lo único en juego, sino que entra a escena la parte del costo ambiental, que también es una situación importante debido a la lucha diaria en todo el mundo para utilizar el agua de manera eficaz y de esta forma evitar que se agote.

Capítulo 1 Generalidades de la Empresa

1.1 Reseña Histórica

Coopeagropal R.L es una Cooperativa agroindustrial de productores de palma aceitera, que se encuentra en el Sur del país; en Laurel de Corredores para ser exactos y que se dedica a la extracción y refinación del aceite de palma. Fue fundada el 3 de mayo de 1986, por un grupo de agricultores visionarios que vieron una gran oportunidad en el cultivo de la palma aceitera.

Coopeagropal R.L inicia sus operaciones con un pequeño almacén de insumos donde se le compraba la materia prima a sus asociados y se vendía a otras empresas; pero después empezaron a desarrollar todo el proceso, desde la extracción, hasta la comercialización del aceite embotellado y otros derivados de la fruta, bajo la marca “En Su Punto”.

Posee poco más de 11 000 m² de terreno con plantación, al menos 500 asociados y 400 empleados. Genera alrededor del 80% del empleo indirecto de la región de Coto Sur.



Figura 1. Coopeagropal R.L

Fuente. Coopeagropal R.L

1.2 Estructura

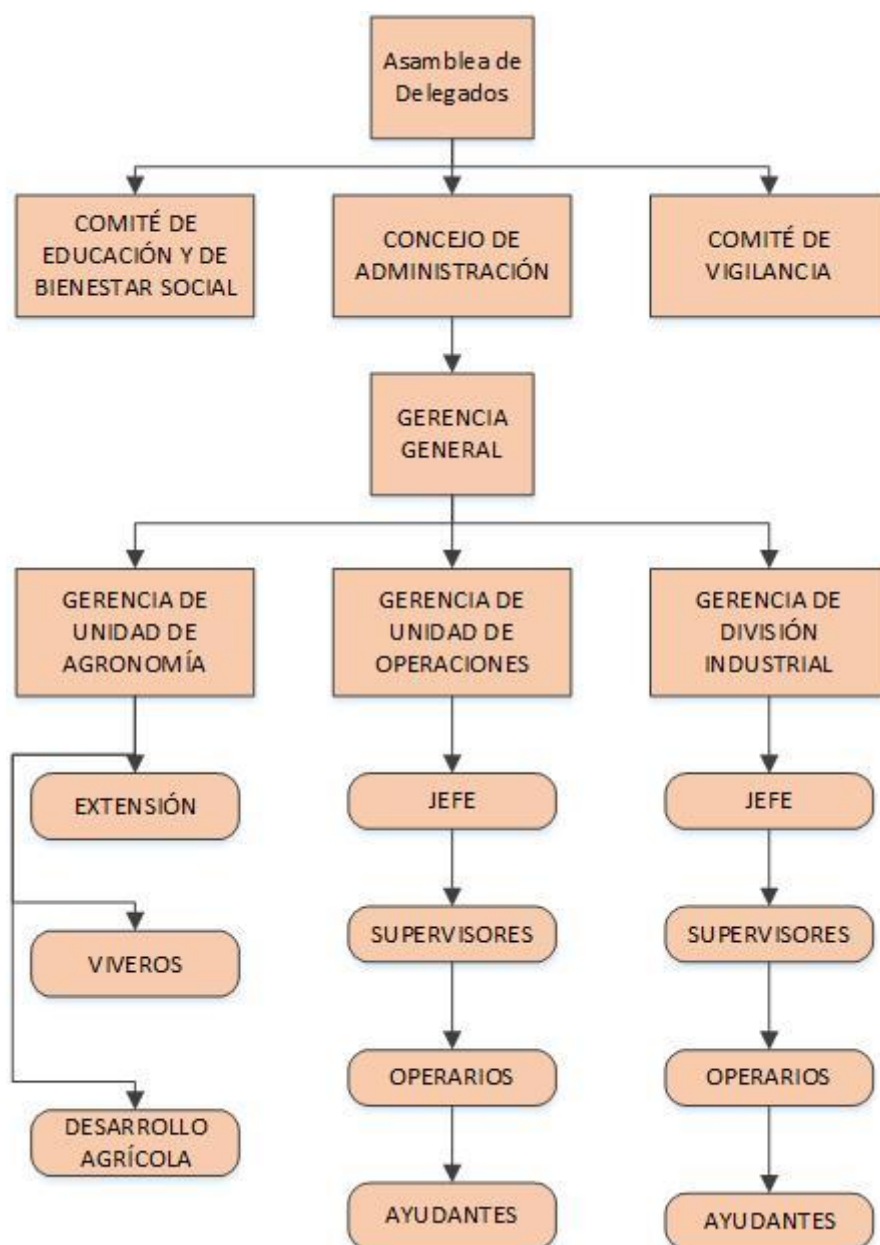


Figura 2. Organigrama de Coopeagropal R.L

Fuente. Elaboración propia (Visio, 2013)

1.3 Cultivo de Palma

El cultivo de la palma aceitera a gran escala inició en el país en 1944, cuando la Compañía Bananera estableció las primeras plantaciones comerciales en el continente americano; sin embargo, la semilla de la palma aceitera fue introducida en Costa Rica en 1928. Desde entonces el área sembrada ha aumentado significativamente, llegando a ser uno de los principales productos de cultivo.



Figura 3. Cultivo de palma aceitera

Fuente. Venegas, Salazar, & Montero (2013)

En la Figura 3 se puede apreciar el crecimiento del cultivo de palma aceitera, pasando de 4 000 hectáreas en 1950, a 52 600 hectáreas en 2007. Hasta el 2013, según CANAPALMA, hay más de 2 000 productores; además, proyecta que cerca de 35 000 personas dependen de la actividad en las zonas marginales rurales de Costa Rica (Venegas, Salazar, & Montero, 2013).

Luego de que la actividad bananera cesara después de 50 años de explotación. Se abrió una crisis económica y social en el pacífico sur de grandes dimensiones. Así se gestó el conflicto en la zona en los años 80's que desembocó en desempleo e invasiones precaristas. El estado reaccionó ante las invasiones de las fincas mediante el establecimiento de asentamientos campesinos gestionados por el Instituto de Desarrollo Agrario (IDA) y con programas productivos financiados con fondos externos como los Proyectos Coto Sur y Unesur destinados a promover el cultivo de la palma africana en tierras que antes fueron bananeras.

El IDA en conjunto con habitantes del asentamiento propusieron un modelo de desarrollo con alternativas productivas viables, que crearan fuentes de empleo y buenos ingresos como la palma africana, que promovieran la calidad de vida de los habitantes de la zona Coto Sur y arraigo en la zona. Fue así como obtuvo en 1986 a través de organismos internacionales como el Banco Interamericano de Desarrollo y la Commonwealth Development Corporation, el financiamiento por un monto aproximado de \$ 48 millones para darle vida al “Proyecto Agroindustrial de Coto Sur”. La organización responsable de llevar las riendas del proyecto y el desarrollo del asentamiento fue Coopeagropal R.L, la cual nace un 3 de mayo de 1986 con tan solo 63 asociados productores de palma aceitera.

En 1988 se otorgan créditos a 81 parceleros para la siembra de 697 hectáreas. Mejoró significativamente el nivel de vida de los habitantes de la zona (ingresos, salud, agua potable, vivienda, educación), se generaron nuevas fuentes de empleo, se incrementó la seguridad productiva con un cultivo permanente y se logró la integración de la cadena productiva con la instalación de una planta extractora de aceite crudo y otra de palmistería.

1.4 Palma africana

Este tipo de cultivo se caracteriza por su alta producción de aceite, que son aproximadamente cuatro a cinco toneladas por hectárea al año. Produce de tres a cuatro veces más aceite que otras especies como el maní, la soja, girasol, ajonjolí. El tronco de la palma africana es vertical y alcanza hasta los 25 metros de altura. Dilata tres años para empezar la cosecha.

Cinco o seis meses después de haber sido fecundada una flor femenina, se tiene el racimo con frutos maduros. Este es de forma ovoide, erizado de espinas, de 10 a 50 centímetros de largo, 10 a 35 centímetros de ancho y con un peso de 10 a 60 Kg. El número de racimos por la planta y por año es variable, dependiendo esto de la edad y de factores genéticos.

El fruto es de forma ovoide, de tres a cinco centímetros de largo, con un peso entre ocho y quince gramos. Tiene un contenido de caldo en el pericarpio de un 40 a un 55%. Una vez que el fruto ha sido cortado, este debe ser procesado en las siguientes ocho horas, debido a que después de ese lapso, por una acción enzimática, el grado de acidez aumenta, lo que es perjudicial; puede llegar a dañarse el producto, lo que, lógicamente, lo que inutiliza el proceso (Prendas, 2012).

Tabla 1. Composición de un racimo de fruta fresca

Parte	Peso (%)
Pinzote	18
Fibra	12
Cascarilla de coquito	6
Coquito	9
Aceite limpio	22
Agua	30
Residuos	3

Fuente. Planta extractora de Coopeagropal R.L

1.5 Aceite de palma

El aceite obtenido de la pulpa del fruto de la palma aceitera es de color rojizo, con un punto de fusión que puede variar de los 33°C hasta los 44°C, según la variedad y región de donde provenga.

Tiene la particularidad de tener una fracción líquida considerable que se puede separar por enfriamiento y posterior filtración, llamada oleína y una fracción sólida estearina. El aceite de palma se utiliza en la elaboración de mantecas, margarinas, parafán y jabones.

1.6 Proceso de Extracción

La Figura 4 muestra el proceso de extracción de forma resumida, para entender de manera sencilla como es que se procesa el aceite de palma.

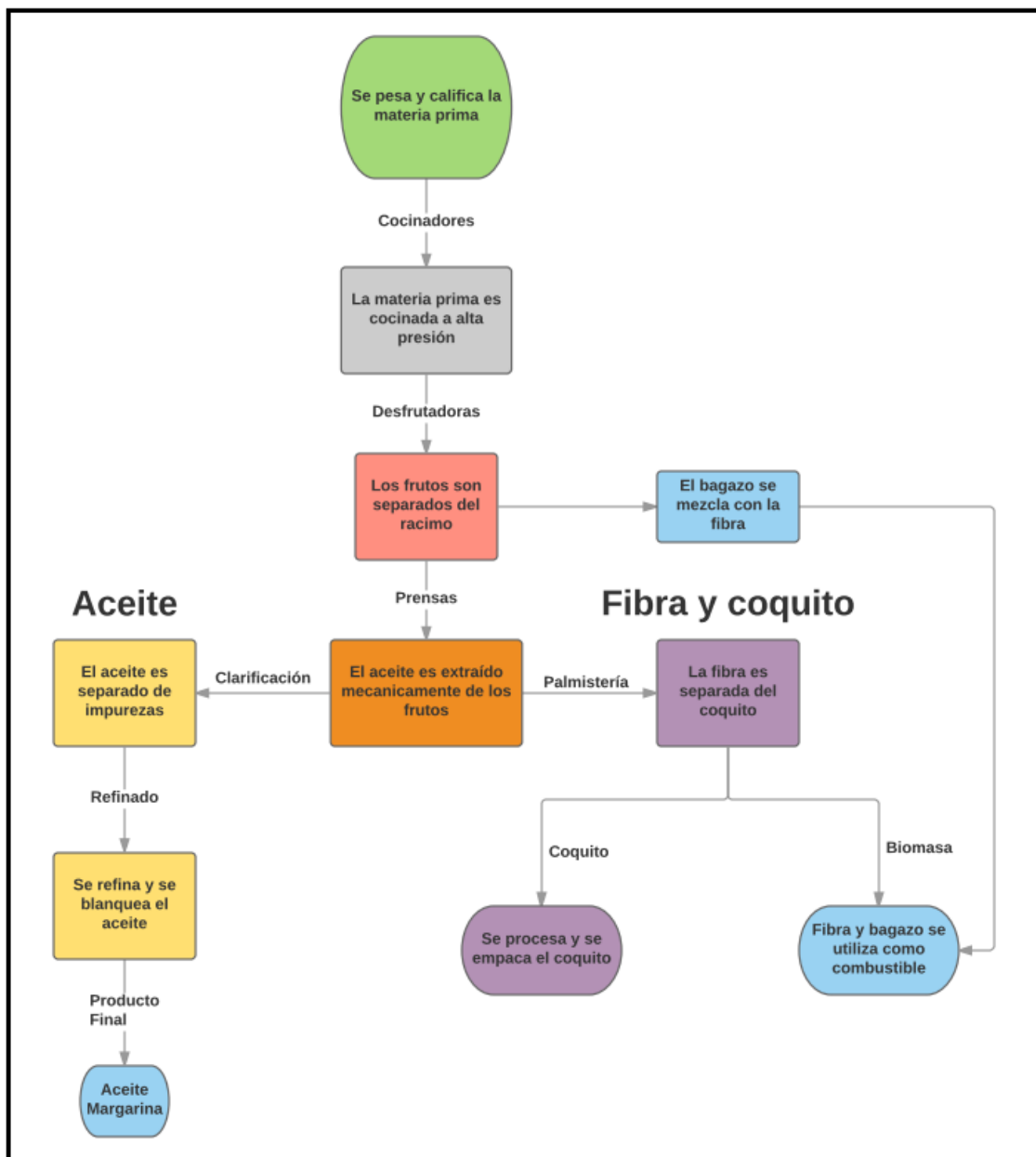


Figura 4. Diagrama de producción

Fuente. Elaboración propia (Lucidchart online)

Coopeagropal R.L (2017) describe el proceso de extracción a como sigue:

1.6.1 Corta y Recolección.

El proceso inicial es la corta y la recolección de los racimos de fruto fresco (RFF) en el campo de cultivo, para luego ser llevados a la planta extractora.

1.6.2 Control de pesaje

En esta sección, la planta recibe los RFF para someterlos a un debido proceso de control, para efectos de pago. Los RFF son pesados y revisados cuidadosamente para determinar su buen estado, donde se determina si están verdes, maduros, sobre maduros o con mucho tallo.

También se califica el fruto suelto, que sería un punto importante para alcanzar niveles altos de extracción. Mencionan los operarios que el fruto suelto debe ser al menos un 7% del peso total y con ello se asegura que los RFF fueron cortados en su debido momento y que el fruto que se desprendió durante la corta fue recogido.

La fruta se recibe en una báscula para determinar el peso ingresado. Luego, los RFF se distribuyen por medio de tolvas con puertas hidráulicas en las canastas para iniciar el proceso de esterilización.

1.6.3 Esterilización

Las canastas son llevadas por medio de rieles hasta los autoclaves, donde ingresa vapor saturado a un poco más de 100 °C y con ello debilitar la unión de los frutos con los racimos, desactivar las enzimas que causan la degradación del aceite a ácidos grasos, debilitar la pared celular de las partículas de aceite para hacer fácil su extracción y separar el coquito de la cáscara. Este proceso puede durar aproximadamente 90 minutos y se controla automáticamente.

1.6.4 Desfrutado

Cuando las canastas salen del proceso de esterilización, se elevan con el puente de grúa para vaciarlos en el desfrutador, que es un cilindro horizontal rotatorio donde se separan los frutos del pinzote (tallo). Los pinzotes vacíos se descargan al final del cilindro para ser prensados y desmenuzados, de esta manera se les extrae el aceite que almacenaron durante el proceso de esterilización.

1.6.5 Digestión y Prensado

En cilindros verticales, los frutos entran en un proceso de macilación o digestión a una temperatura de 95 °C. Después los frutos se llevan a unas prensas de tornillos sin fin para evacuar el contenido líquido con una mezcla de aceite, agua y sólidos finos.

1.6.6 Clarificación

Clarificación es la etapa de purificación del aceite crudo extraído de las prensas. Se elimina agua, lodo y materia celular. En esta parte del proceso, se logra separar el aceite del resto de los componentes por medio de decantación y centrifugación.

1.6.7 Palmistería

Se recuperan las nueces de la fase sólida restante del proceso de prensado. En un desfibrador en forma de columna de aire que arrastra las fibras a un ciclón que las separa del coquito. Estas fibras se llevan a calderas donde se utilizan como combustible.

El pericarpio de las nueces se quiebra al prensarse con las paredes dentadas del quebrador para separar el coquito de las cáscaras, donde estas últimas son llevadas a la caldera.

1.6.8 Refinado

El aceite se transfiere al tanque blanqueador que se encuentra a un vacío de aproximadamente 40 mbar. Mantener el vacío es indispensable a fin de no permitir que el aceite se oxide, lo cual es uno de los principales requisitos de calidad en este proceso. El sistema se mantendrá al vacío durante toda la refinación física. En el proceso de 31 blanqueo, el vacío cumple, además, la función de arrastrar el vapor que está siendo inyectado y trazas de humedad que aún estén presentes en el aceite.

Después de transferido el aceite crudo se agrega a las tierras arcillosas, preparadas químicamente para absorber todas las sustancias impuras que el proceso de extracción haya podido agregar al aceite. Las tierras de blanqueo vienen ya mezcladas con una parte del aceite.

El aceite blanqueado se vuelve a filtrar (en los filtros pulidores) para remover cualquier resto de tierras de blanqueo y se lleva a un tanque “desaireador” al vacío, donde se elimina cualquier traza de humedad o aire que quedaren presentes. Luego se bombea a través de calentadores, hasta el cilindro de destilación. Una vez en el cilindro de destilación, se mantiene bajo vacío y es sometido a elevadas temperaturas para descomponer los betacarotenos y volatilizar los ácidos grasos libres presentes en el aceite.

Capítulo 2 Definición del Problema

2.1 Problema a resolver

Debido al proceso productivo descrito anteriormente, se necesita que la caldera genere al menos 25 toneladas de vapor por hora, que es a una gran cantidad de vapor y, por consiguiente, la masa de agua utilizada para ello es considerable. Después de que el vapor de agua realice su proceso en la planta, este es tirado al ambiente, mientras que el condensado viaja por tuberías hasta caer a los desagües.

Claramente hay un desperdicio económico al no reutilizar el condensado, ya que se desperdicia la masa del agua, el calor, la biomasa y los tratamientos químicos que le dan, donde este último supone el gasto económico más grande para generar vapor, junto con la generación de la biomasa, utilizada como combustible. En verano, cuando hay baja producción de fruta, se escasea la biomasa y deben comprar madera para uso como combustible, con un costo elevado para Coopeagropal R.L.

Otra situación que genera desperdicio es la no recirculación del agua, que es el recurso natural más valioso que se posee y si no se controla su uso a nivel mundial, llegará el momento en que el gasto del agua por parte de las personas será mayor a la generación del planeta y esto traerá graves consecuencias.

A pesar de que el agua que alimenta la caldera no es potable y proviene de un río cercano a la planta, hay un gasto económico considerable en verano debido a la escasez del agua. Cuando en verano se seca el lago que abastece las 2000 toneladas de agua que utiliza la planta por día, deberá transportar el líquido de otro río más grande que se encuentra al menos a 4 km de distancia, por medio de bombas que utilizan unos 100 L de diésel por día (poco más de medio estañón).

2.2 Objetivo general

Realizar un análisis en la red de vapor de la planta de Coopeagropal R.L para determinar factibilidad de implementación de un sistema de retorno de condensado.

2.3 Objetivos específicos

1. Determinar en cuáles zonas de la planta podría implementarse un sistema de recuperación de condensado.
2. Diseñar un sistema de retorno de condensado para disminuir costos de producción de vapor.
3. Estimar disminución de consumo de agua y de biomasa, para conocer reducción en el impacto al ambiente.
4. Realizar un análisis económico para determinar la viabilidad del proyecto.

2.4 Justificación

La realización de este proyecto tiene como meta la mejora del sistema de vapor de Coopeagropal R.L, que es una industria altamente calificada y como tal, tiene políticas que se enfocan en la mejora continua de las instalaciones, adaptándolas a las mejores prácticas disponibles, siempre que sea económicamente viable.

2.4.1 Situación actual.

Actualmente Coopeagropal R.L no cuenta con un sistema de recuperación de condensado y el hecho de no tener instalado ese tipo de sistema de ahorro supone una preocupación para la planta. Saben que es importante adoptar este sistema para no seguir con el desperdicio del condensado, que involucra pérdidas de energía, agua, biomasa y tratamientos químicos.

Al no tener un sistema de recuperación de condensado, el consumo de agua proveniente de los ríos es considerable, debido a la gran producción de vapor de la caldera. En invierno, el agua se extrae con bombas eléctricas de un río cercano a la planta y dejando de lado el desperdicio de esta materia prima por un momento, hay que tomar en cuenta el uso de las bombas y el gasto de los tratamientos químicos.

En verano el gasto de combustible ronda los ₡47 000 por día, producto del transporte de agua desde el río grande. Las grandes distancias que el agua debe recorrer hacen que las bombas consuman más diésel que si el recorrido fuera menor, porque según Cengel & Cimbala (2013), entre más distancia recorra una sustancia por una tubería, más grande será la caída de presión debido a la fricción y como resultado, se requerirá un mayor esfuerzo en el dispositivo que causa el movimiento; en este caso la bomba.

Tabla 2. Resumen sobre consumos y gastos

Tipo	Consumo	Gasto
Agua	2000 m ³ /día	-
Diésel	100 L/día	47 000 ₡/día
Químicos	-	2 500 000 ₡/mes

Fuente. Coopeagropal. R.L

2.4.2 Situación deseada

El proyecto está enfocado mayormente en la reutilización del condensado proveniente de diversos procesos, el cual ayudará a bajar la demanda de agua por parte de la caldera y a su vez, la demanda de combustible y tratamientos químicos. También es importante por su impacto en el ambiente, de modo que se utilizará menos agua de los ríos cercanos, menos electricidad y la cantidad de cenizas producto de la biomasa quemada será menor. Esto sería un pequeño pero importante paso para ayudar al planeta.

La idea de recuperar el condensado para optimizar el uso del agua es una de las formas más eficientes para tal fin, sin causar el riesgo de disminuir o afectar el proceso; además, es una manera versátil por los diferentes usos que se le puede dar a la energía en forma de calor y no afecta el proceso productivo. Se puede aumentar la eficiencia de la caldera, usar la alta temperatura del agua para mantener caliente algún tipo de aceite u otro producto y quizás, emplearla para lavar equipos.

Al final, el proyecto contará con un sistema de recuperación de condensado que permita sacar el mejor provecho de esa energía y ahorrar la mayor cantidad posible de biomasa, que no será un ahorro inmediato de dinero, pero en verano será enorme.

2.5 Viabilidad

Ante las posibles formas de utilizar el condensado, hay que hacer un estudio para definir cuáles son las más importantes, de tal forma que se aprovechen los recursos lo mejor posible. Seguramente se encontrarán mejores posibilidades que otras, donde el éxito del proyecto se verá relacionado con aquellas que aprovechen de mejor manera los recursos, pero habrá otras que no sean tan eficientes, las cuales hay que valorar introducir en el diseño o no.

Para identificar las posibles zonas de aplicación del proyecto, el primer paso es conocer detalladamente como funciona cada una de las partes que integran el proceso relacionado con los sistemas de vapor y para eso se necesita la ayuda de las personas que trabajan en Coopeagropal. R.L; específicamente aquellos que conozcan el área en estudio. Cada una de esas personas será de gran ayuda para lograr familiarizarse con la planta, lo que podría llamarse como el primer gran paso para dar inicio al diseño.

Los operarios de los equipos involucrados son las personas que conocen mejor el funcionamiento de dicho dispositivo y será de gran ayuda contar con la experiencia que poseen, para poder tomar datos o realizar mediciones. También es importante contar con la ayuda de los encargados de mantenimiento, de manera que ellos pueden facilitar información de gastos materiales y económicos.

Los equipos involucrados tienen instrumentos de medición, además la planta cuenta algunos externos de gran importancia como lo es la pistola láser para medir temperaturas. Esto ayudará en el proceso de medición que es un paso importante en el desarrollo del proyecto.

Capítulo 3 Marco teórico

3.1 Sistema de vapor

Es un sistema que se utiliza para transferir energía por medio del vapor de agua. Las calderas son las encargadas de llevar el agua al estado gaseoso, que luego viaja por tuberías hasta llegar al usuario o a los equipos.

3.1.1 Importancia de los sistemas de vapor

- A. Desde hace 200 años el vapor ha sido una de las fuentes principales de energía térmica para el ser humano.
- B. Es utilizado para muchas aplicaciones a nivel industrial.
- C. La energía que transporta por unidad de masa es grande.

3.1.2 Funcionamiento básico

- A. Genera vapor a partir del agua.
- B. El agua necesita una fuente de calor externa para evaporarse.
- C. La fuente de calor se genera gracias a algún tipo de combustible.
- D. Los combustibles usados pueden ser: bunker, diésel, gas o biomasa.
- E. El proceso de combustión se genera en la caldera.
- F. El vapor viaja desde la caldera hasta los equipos, a través de tuberías.
- G. El vapor entrega su energía en los procesos y se condensa.
- H. Es importante retornar el condensado a la caldera siempre que sea posible.

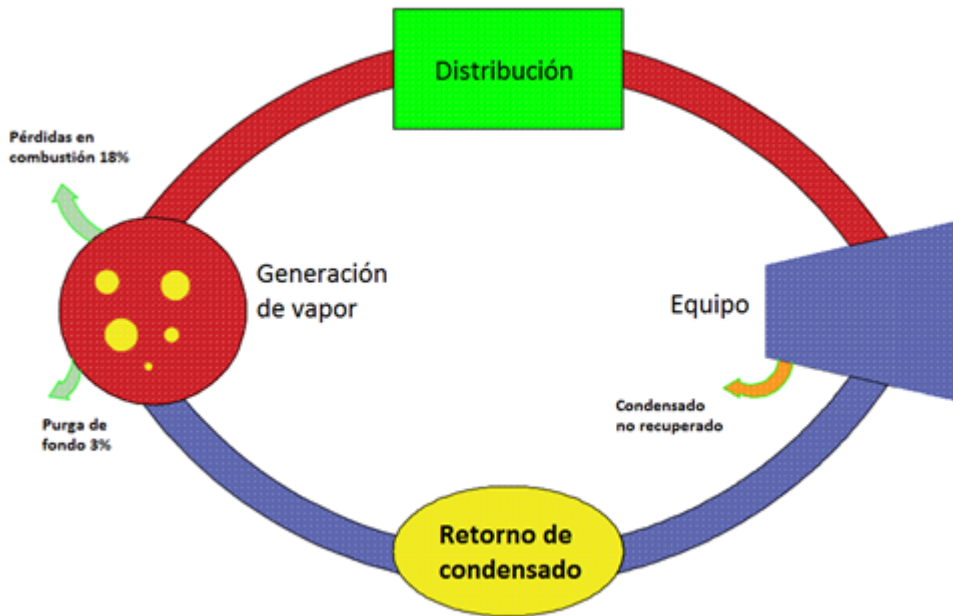


Figura 5. Diagrama general de un sistema de vapor

Fuente. Elaboración propia (AutoCAD 2015)

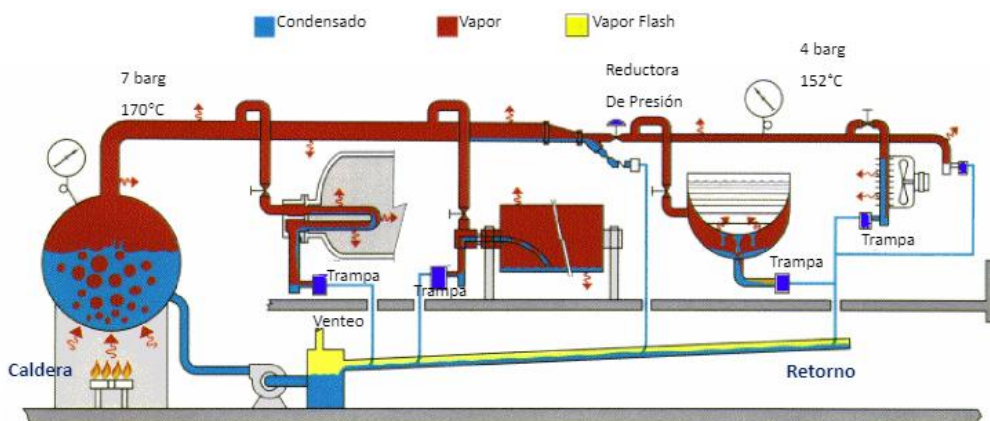


Figura 6. Diagrama detallado de un sistema de vapor

Fuente. Spirax Sarco, 2014

3.2 Sistema de distribución

Armstrong International (1998) asegura que, los sistemas de distribución de llevan el vapor de la caldera hacia los equipos que lo utilizan. Estos sistemas transportan el vapor a todo punto de la planta donde es requerida su energía en forma de calor.

Un sistema de distribución consta de tres componentes principales, como lo son sus cabezales, tuberías principales y ramales de alimentación. Estos componentes tienen ciertas funciones específicas en el sistema de vapor y, junto con los separadores y las trampas de vapor, contribuye al uso eficiente del vapor.

3.3 Cabezales de distribución

Un cabezal de vapor es una clase especial de tubería de distribución porque puede recibir vapor de una o varias calderas al mismo tiempo. Lo más común es que sea una tubería horizontal a la que se le alimenta el vapor por la parte superior, y al mismo tiempo se alimentan las tuberías principales de distribución. Es importante trampear el cabezal de forma correcta para asegurarse que cualquier sustancia indeseable (agua de la caldera y/o partículas) será removida del vapor antes de que sea distribuido. Las trampas de vapor que le dan servicio al cabezal deben ser capaces de descargar grandes cantidades de condensado y partículas en forma instantánea. Resistencia al impacto hidráulico debe ser otro factor importante al seleccionar el tipo de la trampa (Armstrong International, 1998).

3.4 Venas de vapor

Las venas de vapor están diseñadas para mantener el fluido en una tubería a una cierta temperatura uniforme. En la mayoría de los casos, las venas de vapor se usan en tuberías a la intemperie, donde es importante que se tomen en cuenta las condiciones climatológicas.

3.5 Definición de caldera

La caldera es una máquina que se utiliza para generar vapor o agua caliente, por medio de transferencia de calor a una presión constante. Existen diferentes tipos de calderas, las cuales se clasifican en pirotubulares, acuatubulares y mixtas.

1. **Caldera pirotubular:** Los gases calientes pasan por los tubos y la parte externa de los tubos se encuentra sumergida en agua. Es una construcción sencilla y de bajo costo si se compara con otros tipos; además tiene la virtud para ajustarse a los cambios de volúmenes de vapor demandados por el proceso productivo (Bonilla, 2016).



Figura 7. Caldera pirotubular

Fuente. Imágenes de Google

- 2. Caldera acuotubular:** En este caso el agua pasa por dentro de los tubos y los gases calientes por fuera. La trayectoria del agua forma un circuito cerrado que inicia en el domo superior, donde el vapor es separado de la fase líquida que baja a través de los tubos hacia el domo inferior, retornando por el tubo de elevación para llegar al domo superior nuevamente (Bonilla, 2016).

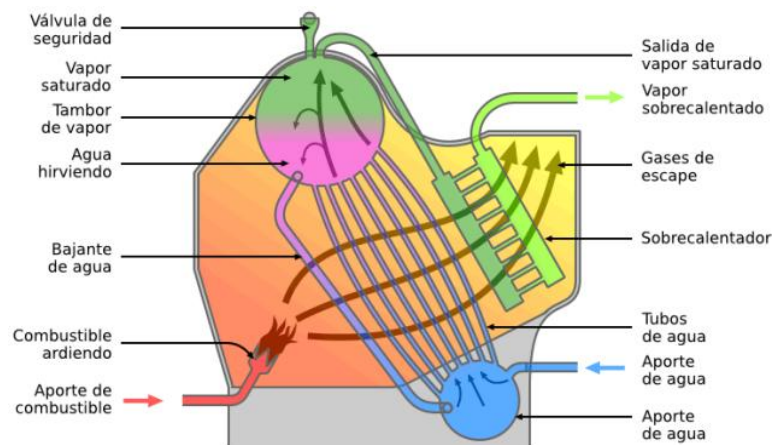


Figura 8. Caldera acuotubular

Fuente. Bonilla (2016)

- 3. Caldera mixta:** Esta caldera fusiona los dos tipos descritos anteriormente. Inicia como si de una acuatubular se tratara y luego se inserta a una segunda etapa de construcción pirotubular. Con ella se logra un elevado volumen de vapor a una alta eficiencia.



Figura 9. Caldera mixta

Fuente. Bonilla (2016).

3.6 Biomasa

La biomasa es un tipo de materia prima renovable que se originan a partir de materia orgánica. Se utiliza como combustible en las calderas acuatubulares, siendo una fuente menos contaminante que otros combustibles como búnker o diésel. A partir de la Tabla 1 se puede determinar cuánto es el porcentaje de RFF que se convierte en biomasa.

Tabla 3. Porcentaje de RFF convertidos en biomasa

Parte	Peso (%)
Pinzote	18
Fibra	12
Cascarilla de coquito	6
Total	36

Fuente. Coopeagropal R.L

La Tabla 4 muestra la capacidad calórica de la biomasa, dato importante para uso en análisis económico.

Tabla 4. Capacidad calórica de la biomasa

Parte	Composición	Capacidad calórica (MJ/kg)
Pinzote	50%	20,2
Fibra	33%	13,8
Cascarilla	17%	19,2
Total	-----	17,87

Fuente. Venegas, Salazar, & Montero, 2013

3.7 Vapor de agua

El vapor de agua es la fase gaseosa del agua, que se produce al agregar calor hasta que la temperatura ronde los 100 °C, mientras la presión se encuentra constante a 1 atm. Es importante mencionar que a esas condiciones la fase líquida también existe, lo cual se detalla más adelante. El vapor de agua tiene características similares a la de los gases, porque llena por completo las paredes del recipiente en el que se encuentra, pero no sigue la ley de los gases ideales.

3.8 Agua saturada

Cuando el agua se encuentra a 20 °C y a 1 atm (ESTADO 1), existe en fase líquida y se le llama agua saturada. Mientras se transfiere más calor, la temperatura del agua sube hasta los 100 °C (ESTADO 2). En este punto el agua sigue siendo líquida y también agua saturada, pero la mínima adición de calor hará que empiece a evaporarse, dando paso a un estado entre líquido y gas (Cengel & Boles, 2009).

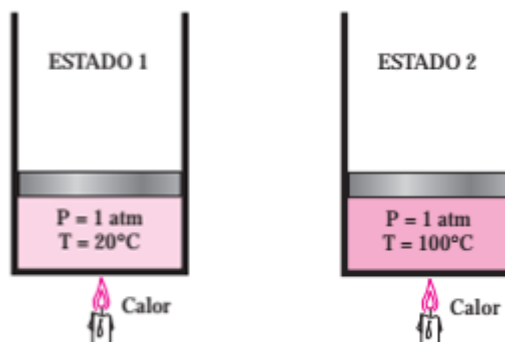


Figura 10. Agua saturada

Fuente. Cengel & Boles (2009)

3.9 Vapor saturado

Cengel & Boles (2009) mencionan que luego de agregar calor al estado 2, el agua empieza a evaporarse a temperatura constante, de modo que a mitad del proceso habrá cantidades iguales de agua y vapor saturado (ESTADO 3). Cuando el líquido se haya convertido totalmente en vapor, cualquier adición de calor en el cilindro aumentará la temperatura y cualquier disminución hará que el vapor se condense (ESTADO 4).

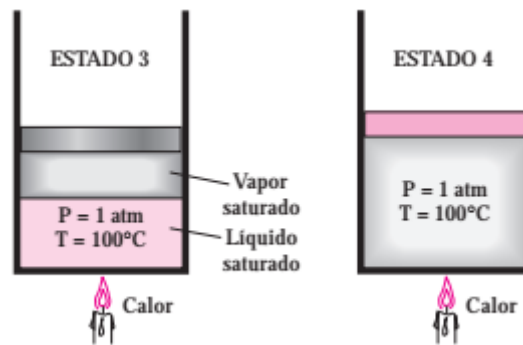


Figura 11. Proceso de cambio de estado

Fuente. Cengel & Boles (2009)

3.10 Vapor sobrecalentado

Si al cilindro del estado 4 (Figura 11) se le agrega calor, la temperatura empezará a aumentar al igual que el volumen específico y a partir de ese punto el vapor se le llama vapor sobrecalentado. En la Figura 11 se puede observar que la temperatura aumentó hasta 300 °C y seguirá siendo vapor sobrecalentado aún si hay una disminución de temperatura, mientras se mantenga por encima de los 100 °C.



Figura 12. Vapor sobrecalentado

Fuente. Cengel & Boles (2009)

3.11 Condensado

El condensado es el cambio de fase de gas a líquido y se genera cuando hay una disminución importante de calor latente en el vapor de agua. Cuando esto sucede, una parte del vapor se convierte en agua.

El Calor Latente, puede ser removido de forma intencional, por medio de un intercambio de calor en el proceso, pero también puede darse de forma no intencional, por la pérdida de calor en los tubos.

Lo ideal sería no tener pérdidas de calor tan grandes, porque esto hace que el sistema se esté llenando constantemente de agua (condensado), lo que provoca corrosión en las tuberías y peligro por golpes de ariete (MONARO, 2017).

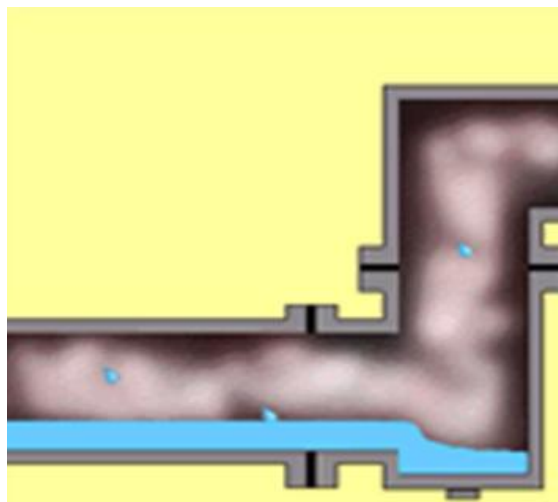


Figura 13. Tubería con condensado

Fuente. MONARO (2017)

3.12 Vapor flash

Se le conoce como vapor flash al vapor que se forma cuando al condensado a altas temperaturas se le disminuye la presión súbitamente. TLV INTERNATIONAL (2017) menciona:

El vapor flash nos es tan diferente del vapor normal, simplemente es un nombre conveniente que es utilizado para explicar cómo se forma el vapor. Vapor normal o "vivo" se genera en la caldera, o en un generador de vapor por recuperación de calor - mientras que el vapor flash se genera cuando condensado de alta temperatura/presión se expone a una gran caída de presión tal como la descarga de una trampa de vapor.

El vapor flash se calcula con la fórmula siguiente:

Ecuación 1

$$VF = \frac{h_{f1} - h_{f2}}{h_{fg2}}$$

VF = Porcentaje de vapor flash.

h_{f1} = Calor sensible del condensado antes de ser descargado.

h_{f2} = Calor sensible del condensado después de ser descargado.

h_{fg2} = Calor latente del vapor.

3.13 Trampas de vapor

TLV INTERNATIONAL (2017) afirma que, las trampas de vapor son un tipo de válvula automática que filtra el condensado y los gases como el aire que no se pueden condensar. Entonces, las trampas de vapor se usan en los sistemas de recuperación de condensado para asegurar que no se desperdicie el vapor mientras se saca el agua del sistema. Los tipos de trampas son las siguientes:

A. Termodinámica:

Opera con el flujo de vapor flash. El principio es mediante una diferencia de presión entre el flujo de vapor y el flujo de condensado que se genera en el disco, cuando la presión de entrada del disco se reduce la presión del condensado levanta el disco y se descarga.

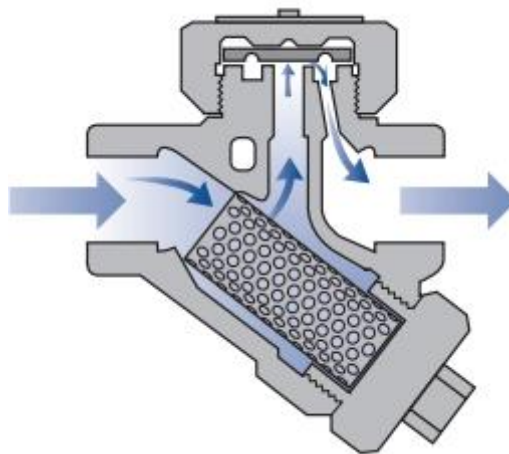


Figura 14. Trampa de Vapor Termodinámica

Fuente. Spirax Sarco, 2014

Las ventajas que presentan estas trampas, es que no son destruidas por golpe de ariete o congelación, pero las desventajas que presentan es que no trabajan bien en presiones por debajo de los 3,5 psig o con porcentajes de contrapresión altos, alrededor del 80%.

B. Mecánica

Hace uso de la diferencia de densidad entre el vapor y el condensado. Existen dos tipos de diseños básicos.

Flotador y termostática: funciona mediante una boya que está conectada a una palanca, el vapor entra al cuerpo de la trampa y cuando este comienza a condensarse, este levanta la boya, la cual mueve la palanca que deja el orificio de descarga libre.

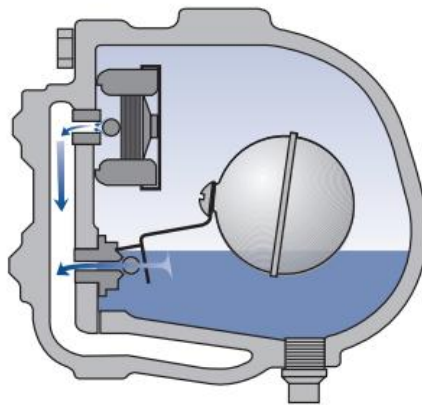


Figura 15. Trampa de Vapor Tipo Flotador y Termostática

Fuente. Spirax Sarco, 2014

Existe una variación con esta trampa, la cual se conoce como Trampa Mecánica de Flotador Libre, la cual posee el mismo principio que la anterior, pero su variación es que su orificio de salida se encuentra la parte inferior y no hay ninguna palanca que sujete la boya.

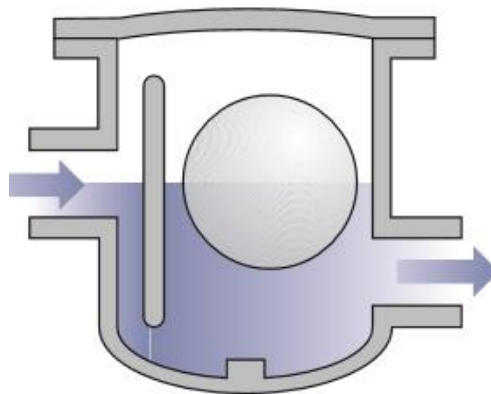


Figura 16. Trampa de Vapor Mecánica de Flotador Libre

Fuente. Spirax Sarco, 2014

Cubeta invertida: posee un balde, el cual tiene la abertura por abajo, de ahí deriva su nombre, esta funciona de manera simple, mientras el vapor que este dentro del balde lo mantenga a flote, este mantendrá el cerrado el orificio de salida

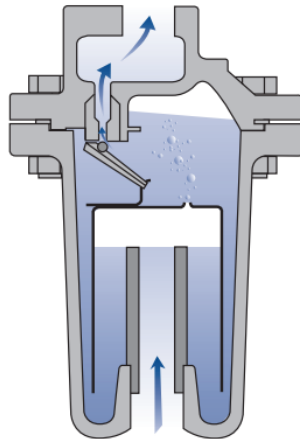


Figura 17. Trampa de Vapor Mecánica de Balde Invertido

Fuente. Spirax Sarco, 2014

Existe otra variación con respecto a esta trampa, la cual se conoce como Trampa Mecánica de Balde Abierto: esta funciona de la siguiente manera, dentro de la trampa se encuentra un balde abierto el cual estará flotando mientras permanezca vacío, cuando la trampa se comience a llenar de condensado este comenzará a elevar el balde, lo cual provocará que se cierre la trampa, cuando está se cierre, el aumento en el nivel del condensado comenzará a llenar el balde y este volumen hará que el balde se llene y comience a descender, lo cual provocará que la trampa se abra y comience a expulsar todo el condensado dentro.

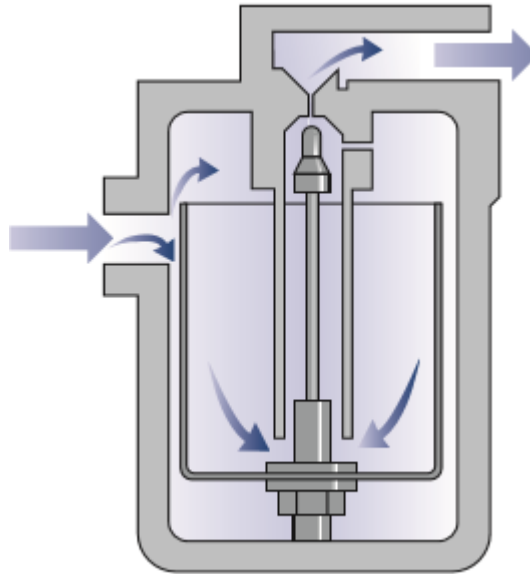


Figura 18. Trampa de Vapor Mecánica de Balde Abierto

Fuente. Spirax Sarco, 2014

C. Termostática

Identifica el cambio de temperatura en el condensado para funcionar.

Trampa Termostática Bimetálica: se llama de esta manera por esta conformada por dos láminas delgadas de materiales distintos, que al haber un cambio de temperatura, estos se dilatan en distintas cantidades, esta se encuentra abierta al arranque, para descargar todo el condensado y vapor que se encuentra dentro, cuando comience a circular el vapor un de los extremos de la placa permanece fijo y el otro comenzará a dilatarse debido al cambio de temperatura, lo cual provocará que el orificio de salida se cierre

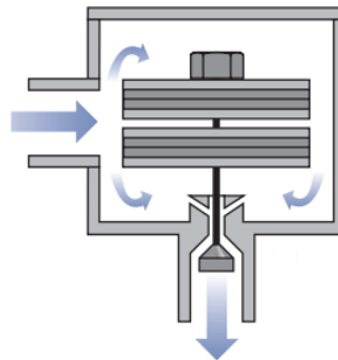


Figura 19. Trampa de Vapor Termostática Bimetálica

Fuente. Spirax Sarco, 2014

Trampa de Expansion Termostatica de Líquido: su funcionamiento se basa en lo siguiente, al principio la trampa se encuentra abierta, un dispositivo en su interior el cual está lleno de aceite mineral, cuando el vapor entra en la trampa y comienza a fluir alrededor del dispositivo, se da una transferencia de calor, la cual hace que el aceite mineral se expanda dentro de la trampa, esto causará que la trampa se cierre

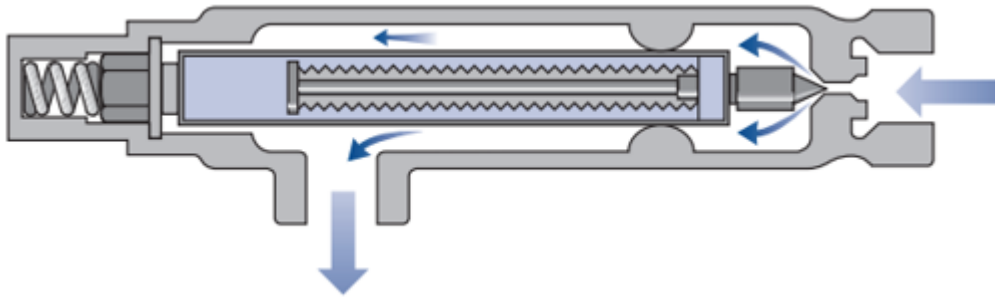


Figura 20. Trampa de Vapor Termostática de Expansión de Líquido

Fuente. Spirax Sarco, 2014

3.14 Métodos de comprobación de estado de las válvulas.

Es importante saber si una trampa está trabajando con normalidad o está teniendo fugas de vapor. Estos son los métodos más efectivos para tal situación.

3.14.1 Comprobación de temperatura

Revisar si la temperatura en la salida es menor que la entrada. De no ser este el caso, hay posibilidades de que la trampa esté dañada en posición abierta. Si la salida está a temperatura ambiente quiere decir que está dañada, pero en posición cerrada.

3.14.2 Comprobación Visual:

A veces se puede distinguir entre vapor flash y fugas de vapor, esto por el color del vapor a la salida de la trampa, esto es posible distinguir cuando una trampa está descargando vapor, pero este no tiene descargado de condensado del todo, solo se ve vapor en la descarga.

3.14.3 Pruebas ultrasónicas

El vapor produce un sonido mayor y constante al cerrarse las trampas, en cambio el condensado produce un crujido y los niveles cambian con las trampas cargadas, el problema de este método es que se requiere un técnico altamente capacitado.

Capítulo 4 Metodología

Para cumplir con el tiempo establecido para la realización del proyecto, se debe contar con una agenda, la cual, hay que seguir detalladamente para aprovechar el tiempo de la mejor forma posible. A continuación, se muestra una lista de las actividades que se deben ejecutar para realizar el proyecto:

Tabla 5. Metodología

Reconocimiento de la planta	1. Se reconocen las instalaciones y como se lleva a cabo el proceso productivo.
	2. Se entiende como se realiza el proceso de extracción
	3. Se determinan las funciones que tiene el vapor en cada proceso.
	4. Se determina puntos para realizar el proyecto.
Reconocimiento de los equipos	1. Se determinan las funciones que realizan los equipos en el proceso.
	2. Se entiende cómo funcionan los equipos.
	3. Se eligen los equipos a estudiar
	4. Se solicita al personal a cargo todos los datos posibles de los equipos.
Medición y recolección de datos	1. Se miden temperaturas de entrada y salida de los equipos.
	2. Se anotan presiones de entrada.
	3. Se miden diámetros de tuberías.
	4. Se miden distancias entre puntos de importancia.
	5. Se calcula cantidad de vapor en tuberías.
	6. Se realiza prueba para medir flujo de condensados
Diseño del proyecto	1. Se seleccionan trampas de vapor
	2. Se seleccionan tuberías
	3. Se seleccionan otros equipos importantes
	4. Se determina cuanto condensado de retorna
	5. Se determina cuánto cuesta un kilogramo de biomasa
Análisis económico	1. Se realiza el cálculo de los ahorros
	2. Se cotizan los equipos seleccionados
	3. Se determina que el proyecto es económicamente factible.
	4. Se expondrá a Coopeagropal R.L los beneficios que obtendrán al implementar el proyecto, para su posible implementación.

Fuente. Elaboración propia.

Capítulo 5 Importancia de Recuperar el Condensado

5.1 Problemas en la tubería

Spirax Sarco (s.f) hace referencia a que las tuberías de vapor tendrán condensado a causa de las pérdidas por radiación. Por ejemplo, una tubería de 100 mm de diámetro con buen aislamiento, 30 m de longitud, con una presión de vapor a 700 kPa y una temperatura ambiente de 10°C, condensará aproximadamente 16 kg de vapor por hora. Esta cantidad de condensado es menos del 1 % de la capacidad de transporte del conducto y aunque parece poco, significa que, al pasar una hora, dentro de la tubería habrá vapor más 16 litros de agua, y con el pasar del tiempo aumentará la cantidad.

Si no se purga el condensado de forma efectiva, aparecerán problemas de corrosión y golpe de ariete. El vapor se volverá húmedo, creando una disminución de su potencial de transferencia de calor y en situaciones donde se acumule mucha agua, la sección de tubería disponible para el paso del vapor se ve reducida, de manera que la velocidad del vapor superará los límites recomendados (Spirax Sarco, s.f).

Tabla 6. Velocidades recomendadas para el vapor

Vapor	Velocidad (m/s)
Sobrecalentado	40-60
Saturado	25-40
Ramales	15-25

Fuente. Spirax Sarco

Con respecto al golpe de ariete, Spirax Sarco (s.f) afirma:

El golpe de ariete se produce cuando el condensado en lugar de ser purgado en los puntos bajos del sistema, es arrastrado por el vapor a lo largo de la tubería, y se detiene bruscamente al impactar contra algún obstáculo del sistema. Las gotitas de condensado acumuladas a lo largo de la tubería, como se muestra en la Figura 11, con el tiempo forman una bolsa 'sólida' de agua que será arrastrada por la tubería a la velocidad del vapor. Estas velocidades pueden ser de 30 km/h o más. Esta bolsa de agua es densa e incompresible y, cuando viaja a una velocidad elevada, tiene una energía cinética considerable. (p.19)

5.2 Ahorro de energía

Retornar el condensado al tanque de alimentación de la caldera, se dice que es el método más efectivo para mejorar la eficiencia del sistema de vapor, porque contiene cerca de una cuarta parte de la energía que posee el vapor. Si el condensado es tirado al drenaje, se estaría desperdiciando energía y agua valiosa, por lo tanto, la mayoría de las plantas con sistema de vapor ahora reconocen el condensado como un recurso valioso y no como un desecho producto de la utilización del vapor (Spirax Sarco, s.f).

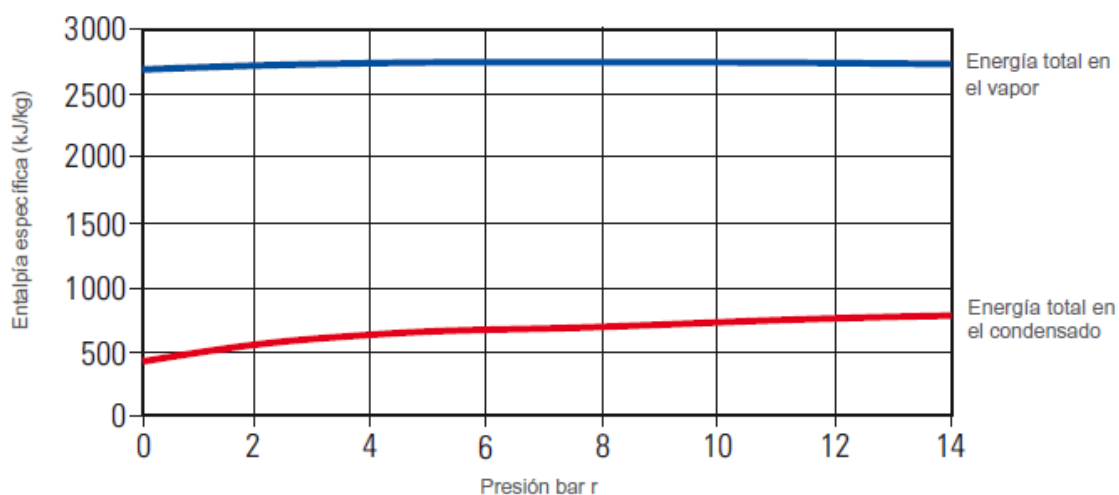


Figura 21. Contenido de calor del vapor y del condensado a la misma presión

Fuente. Spirax Sarco

Spirax Sarco (s.f) dice que aplicaciones donde el condensado no se puede retornar a la caldera por razones de operación, donde el vapor se inyecta en el producto final, como en el procesamiento de alimentos, tratamiento de químicos o tintes, donde las partículas de los alimentos podrían entrar en el sistema de recuperación de condensado. De hecho, este tipo de condensado sí se podría regresar a la caldera o utilizarlo para tal fin, instalando sistemas que detecten contaminación o sistemas de intercambio de calor para calentar agua limpia.

El condensado es agua destilada con un poco de sólidos totales disueltos (TDS). Si se retorna más condensado al tanque de alimentación, se reduce la cantidad de sólidos totales disueltos y a su vez, la necesidad de purga de la caldera, que se hace para reducir la concentración de sólidos disueltos en la caldera. Por lo tanto, de esta manera, se reduce la pérdida de energía de la caldera durante el proceso de purga (Spirax Sarco, s.f).

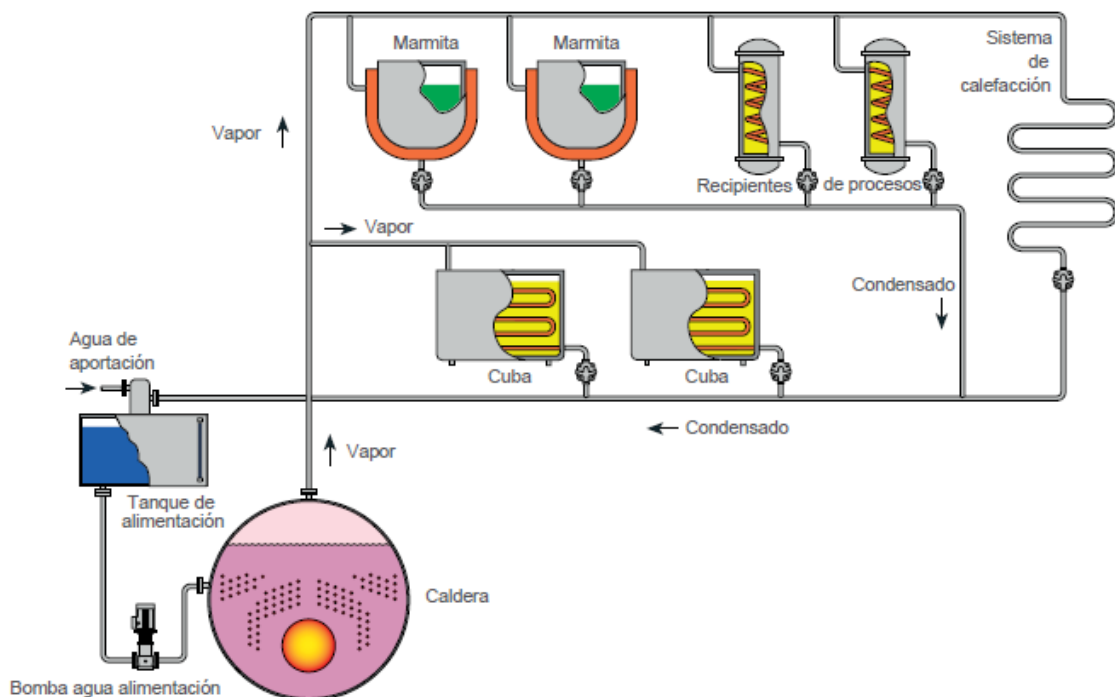


Figura 22. Sistema típico de vapor junto con el retorno de condensado

Fuente. Spirax Sarco

5.3 Reducción de los costes de combustible

Se sabe que el condensado tiene alrededor de un 25% de la energía que posee el vapor del que procede. Se puede ahorrar millones de colones por año en energía, solo con retornar el condensado al tanque de alimentación de la caldera. También se puede utilizar para calentar el agua de alimentación que viene a temperatura ambiente, así la caldera necesitará mucho menos energía para convertir el agua en vapor, lo que quiere decir que, se necesitará menos combustible para generar vapor a partir de agua que ya entra caliente en lugar de agua fría.

Según Spirax Sarco (s.f), por cada 6°C de aumento en la temperatura del agua de alimentación que se obtiene utilizando la energía del condensado, equivale a un ahorro de combustible de 1% aproximadamente.

En caso de la caldera que trabaja con biomasa, es posible reducir el consumo de dicho combustible y aunque por el tipo de proceso de la planta no se pueda detener la elaboración de este, el ahorro es importante cuando se avecine el verano, por la escasez de materia prima para su elaboración que, por supuesto no puede haber faltar, ya que sin la cantidad suficiente, la caldera no podría producir todo el vapor que la planta demanda.

5.4 Reducción en los costes de agua

Cuando el condensado no es retornado a la caldera y es desechado en el drenaje, se debe reponer por agua de la red. Lo que involucra una mayor utilización de las bombas eléctricas.

5.5 Reducción de los costes de tratamientos químicos

Reutilizar el máximo de condensado posible, reduce la necesidad de añadir productos químicos costosos para el tratamiento del agua.

5.6 Reducción en los costes de vertidos

El condensado no se puede retornar a la red de alcantarillado público por encima de 43°C, ya que es perjudicial para las plantas y animales. Antes de realizar esta acción, debe enfriarse en casos donde el condensado esté por encima de temperatura establecida, lo que podría incurrir en costes adicionales. En la mayoría de países se aplican restricciones similares y se les pueden multar en caso de incumplimiento.

5.7 Periodo de amortización de la recuperación de condensado

Un sistema eficaz de recuperación de condensados es capaz de pagarse por su propia cuenta toda la inversión realizada, en un periodo relativamente corto.

Para aplicaciones donde el vapor no tenga contacto directo con la materia prima, lo ideal sería recuperar una tasa de condensados de al menos un 75% y por lo general la amortización suele estar entre uno y dos años, haciendo que sea una oferta atractiva para las empresas, pero cada sistema es diferente y sólo el estudio respectivo de ahorro puede determinar la amortización de un proyecto en particular.

Hay plantas donde el retorno de la inversión se da en más de dos años y aun así es un proyecto que ofrece importantes ahorros en costes a largo plazo, pero en la economía actual, con la reducción en presupuestos, es un poco difícil invertir en proyectos por adelantado, a pesar de que podrían ahorrar dinero.

Capítulo 6 Equipos involucrados en recuperación de condensado

Se debe tener en cuenta que no todos los equipos que utilicen vapor deben poseer una línea de retorno de condensado. El condensado solamente es posible retornarlo hacia la caldera si se mantiene limpio, de modo que este no haya tenido contacto directo con ninguna materia prima involucrada en el proceso. Esto quiere decir que para retornar el condensado, el equipo que transfiere energía en forma de calor al aceite de palma, debe hacerlo por medio de un serpentín o cualquier otro método donde el vapor esté separado del aceite por medio de una pared conductora del calor.

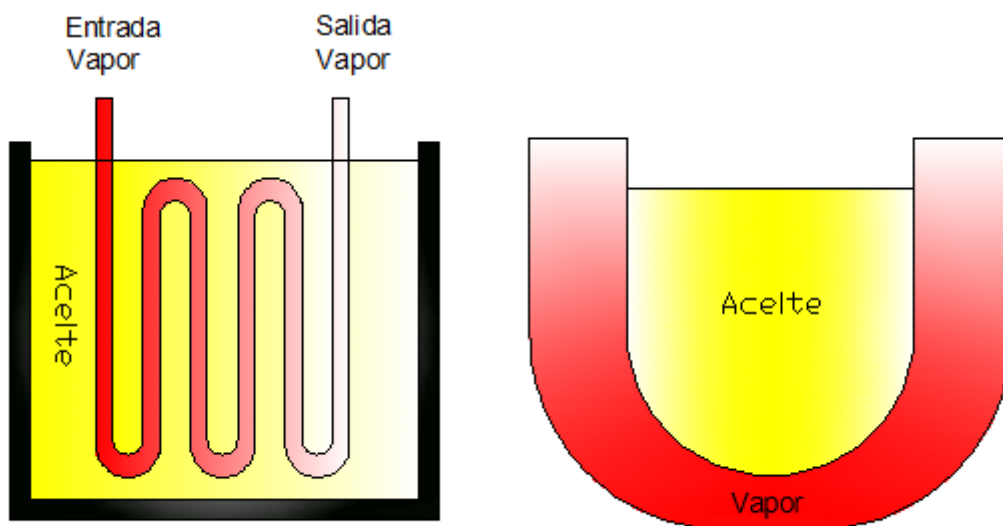


Figura 23. Transferencia de calor con contacto indirecto

Fuente. Elaboración propia (AutoCAD 2006)

Según la Figura 23, esos son dos equipos que podrían tener una línea de retorno y, por lo tanto, se hará el estudio respectivo para determinar los equipos dentro de la planta que cuenten con una configuración similar, para luego seleccionar una trampa de vapor que cumpla con las condiciones dadas. Es importante saber que otros equipos que utilizan vapor como las turbinas, no cuentan con esta configuración, pero de igual forma pueden tener línea de retorno, ya que no trabajan con el aceite de palma como muchos de los otros equipos.

Aparte de los equipos, se deben tomar en cuenta las tuberías principales de vapor y las líneas de trazado. Estas últimas son tuberías normalmente de 3/4 de pulgada, que se unen por fuera a las tuberías que transportan el aceite, para mantener una temperatura constante durante los recorridos y así evitar que se solidifique.

Capítulo 7 Estudio del Sistema de Vapor

La planta cuenta con seis secciones que utilizan vapor y es importante reconocer la función que este tiene en cada proceso, para luego determinar cuáles serán los puntos vitales donde se pueda recuperar la mayor cantidad posible de condensado. Las zonas donde la recuperación sea despreciable en comparación con otras de mayor consumo, no se tomarán en cuenta para el diseño, por lo que es esencial reconocer todo el sistema de vapor y seleccionar de buena forma los puntos a incluir en el sistema de retorno de condensado.

Se hará un análisis para determinar a cuáles de las siguientes secciones se les puede incluir en el diseño de recuperación de condensado:

7.1 Esterilización

En esta sección se usa vapor para esterilizar los RFF dentro de una autoclave. El contacto entre el producto y el vapor es directo, por tal motivo no podría retornarse un condensado desde esta zona. Es importante destacar que en este proceso de esterilización es donde se consume prácticamente un 65% de todo el vapor proveniente de la caldera, pero no funciona un sistema de retorno, por el hecho de la contaminación en el condensado.

Cuando el vapor que envía el distribuidor es demasiado, entra una válvula de alivio para descargar vapor antes de llegar a los cocinadores y evitar que entre más de lo necesario. En un principio se tenía la idea de condensar este vapor y retornarlo a la caldera, pero cuando entra al distribuidor le agregan agua no trata adecuadamente para la caldera y en ese instante se contamina.

7.2 Extracción

Este proceso es donde se esteriliza y luego se le extrae el aceite a los RFF.

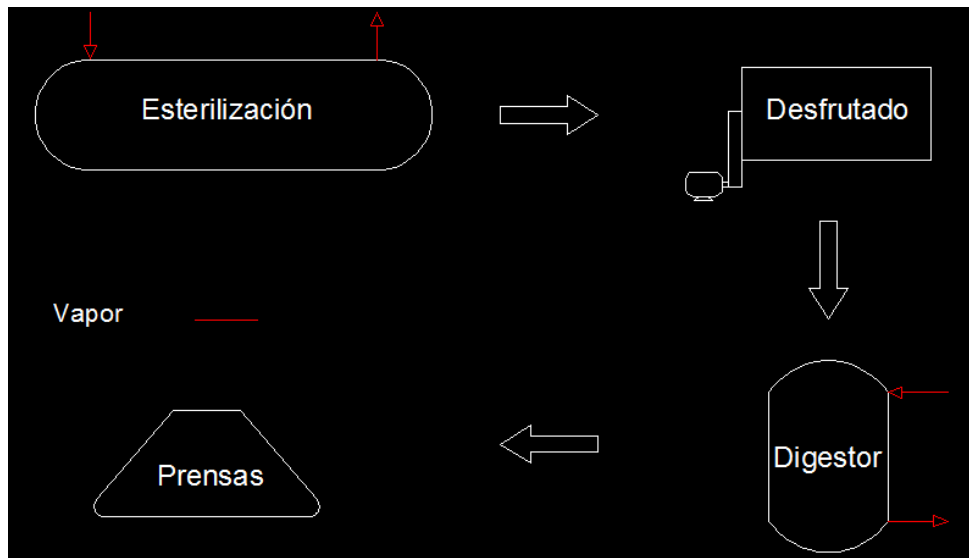


Figura 24. Proceso de extracción

Fuente. Elaboración propia (AutoCAD 2006)

La tabla siguiente muestra una breve explicación de cómo se utiliza el vapor en extracción y de cuáles equipos pueden involucrarse en el diseño.

Tabla 7. Detalle de utilización del vapor en extracción

Equipo	Utiliza vapor	Contacto con Aceite	Recuperación	Detalle
Esterilización	Sí	Directo	No	Contacto con RRF
Desfrutado	No	-	No	-
Digestor	Sí	Directo	No	Contacto con aceite
Prensas	Sí	Directo	No	Contacto con aceite

Fuente. Elaboración propia.

En esta sección ningún equipo puede incluirse en la recuperación del condensado y se dejará de lado en lo que resta del proyecto.

7.3 Palmistería y clarificación

En esta parte de la planta hay alguno que otro equipo que podría utilizarse en el sistema de retorno, pero son pocos y contienen una baja tasa de condensado que mejor no se toma en cuenta, básicamente por recomendación de Juan Diego Castaing, jefe de planta en Coopeagropal R.L.

7.4 Refinería

Esta sección contiene dos refinerías, que poseen varios equipos utilizadores de vapor. Es una de las secciones más importantes en el proyecto por el gran aporte de condensado que genera y por ello se realizan diagramas y análisis un poco más detallados que los anteriores, donde se puede observar en color rojo las tuberías que transportan vapor, las de color amarillo transportan aceite y la azul contiene agua. Luego de un análisis, se determina a cuáles equipos se les pueden retornar el condensado, según muestra la Tabla 8.

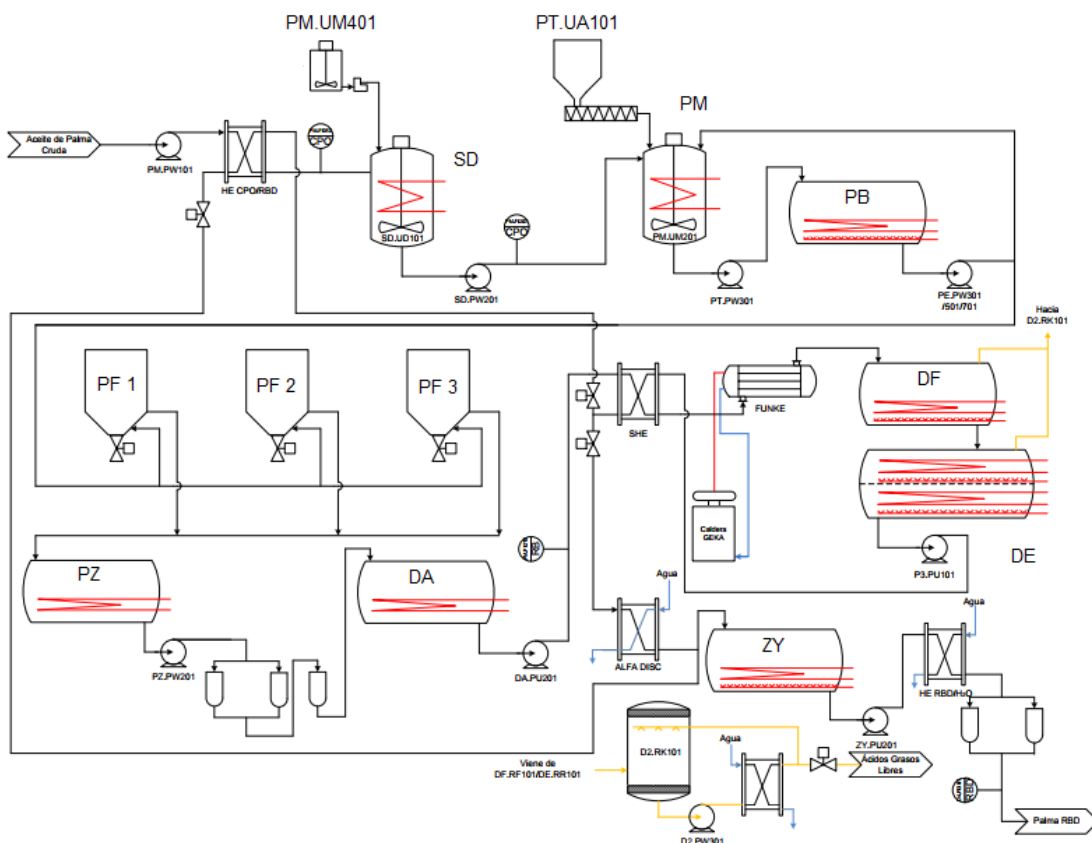


Figura 25. Diagrama de refinería 1

Fuente. Elaboración propia (AutoCAD 2006)

Tabla 8. Detalle de utilización del vapor en refinería 1

Equipo	Utiliza vapor	Contacto con Aceite	Recuperación	Detalle
Tanque SD	Sí	Indirecto	Sí	
Blanqueador PB	Sí	Indirecto	Sí	
Filtros	Sí	Directo		Contacto con tierra blanqueo
Tanque DF	Sí	Directo		
Tanque PZ	Sí	Indirecto	Sí	
Desaireador DA	Sí	Indirecto	Sí	
Tanque DE	Sí	Directo		Contacto con aceite
Tanque PM	No	-	No	-
Tanque PT	No	-	No	-
Tanque ZY	Sí	Indirecto	Sí	
RRAG	Sí	Indirecto	Sí	
Tanque esterina	Sí	Indirecto	Sí	
Funke	Sí	Indirecto	No	Vapor de otra fuente
Tanque	Sí	Indirecto	Sí	
Intercambiador 1	Sí	Indirecto	Sí	
Tanque inter 1	Sí	Indirecto	Sí	
Tanque inter 2	Sí	Indirecto	Sí	

Fuente. Elaboración propia

A continuación, se muestra el análisis para la refinería 2. En la Tabla 9 se detallan los equipos a incluir en el diseño.

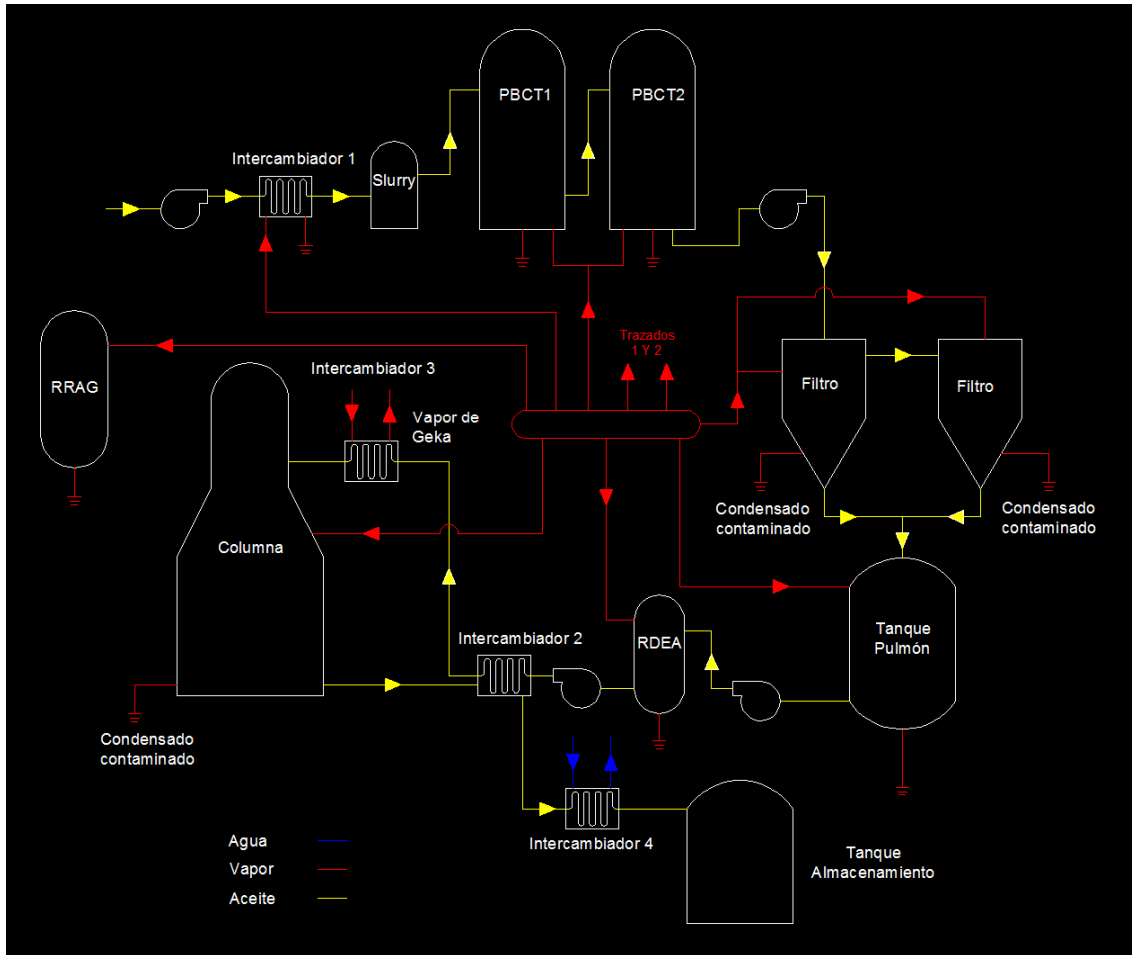


Figura 26. Diagrama de refinería 2

Fuente. Elaboración propia (AutoCAD 2006)

Tabla 9. Detalle de utilización del vapor en refinería 2

Equipo	Utiliza vapor	Contacto con Aceite	Recuperación	Detalle
Intercambiador 1	Sí	Indirecto	Sí	-
Slurry	No	-	No	-
PBCT	Sí	Indirecto	Sí	-
Filtro	Sí	Directo	No	Contacto con aceite
Tanque Pulmón	Sí	Indirecto	Sí	-
RDEA	Sí	Indirecto	Sí	
Intercambiador 2	No	-	No	Utiliza aceite
Intercambiador 3	Sí	Indirecto	No	Vapor de otra fuente
Intercambiador 4	No	-	No	Utiliza agua
RRAG	Sí	Indirecto	Sí	-
Barbotaje	Sí	Directo	No	Contacto con aceite
Trazado 1	Sí	Indirecto	Sí	-
Trazado 2	Sí	Indirecto	Sí	-
Unidad Vacío	Sí	-	No	Recircula

Fuente. Elaboración propia

La refinería 1 cuenta con 15 equipos idóneos para el retorno del condensado y la refinería 2 cuenta con 6. Ambas refinerías serán tomadas en cuenta para el diseño y se les realizará el estudio debido.

7.5 Almacenamiento

Almacenamiento será una zona importante para el estudio, debido a que son tanques con mucho condensado. Todos los tanques serán incluidos, alrededor de 30.

Capítulo 8 Etapas para Selección de Trampas de Vapor

Los beneficios de seleccionar la mejor trampa de vapor para una aplicación en particular, no se aprovecharán si la trampa no se selecciona con el tamaño adecuado. Es una mala práctica escoger una trampa de 3/4 de pulgada simplemente porque la tubería donde va instalada también es de 3/4 de pulgada.

Bastos (2017) menciona en las notas del curso de sistemas de vapor: lección 11, que se puede seleccionar el tamaño de las trampas de vapor en 3 etapas, pero según mi criterio, podrían ser 4. Cada una de ellas tiene diferentes pasos, que son de suma importancia para seleccionar las trampas del tamaño adecuado, los cuales serán detallados a continuación.

8.1 Etapa 1 Recolectar información necesaria

Esta primera etapa es la más importante, porque indica las condiciones de operación de los equipos. A continuación, se mencionan las variables a determinar en esta primera parte.

8.1.1 Presión en la entrada de la trampa [barg]

Se refiere a la presión que hay en la trampa, después de equipo o alguna regulación de presión debido a una válvula. Determinar la presión puede ser relativamente fácil, tomando el dato de un manómetro en el punto de interés.

8.1.2 Contra presión en la salida de la trampa [barg]

Presión causada por elevaciones, fricción en tuberías o el condensado llevado a un tanque presurizado. En caso de las elevaciones que hay entre la trampa y la línea de retorno, menciona Armstrong (1998) que, se puede tomar como buena aproximación: 1 m = 0,1 barg.

La contrapresión puede ser medida directamente de un manómetro a la salida de la trampa, pero si no fuera posible, podría realizarse un estimado si se utiliza la siguiente ecuación:

Ecuación 2

$$P_{out} = P_0 + 0,1 \times H + h$$

Donde:

P_{out} = Contrapresión [barg]

P_0 = Presión en tubería o en tanque de retorno [barg]

H = Elevación entre trampa y línea de retorno [m]

h = Presión por fricción en tuberías [barg]

La presión en la tubería o en el tanque de retorno, se puede tomar realizando una lectura de un manómetro en ese punto.

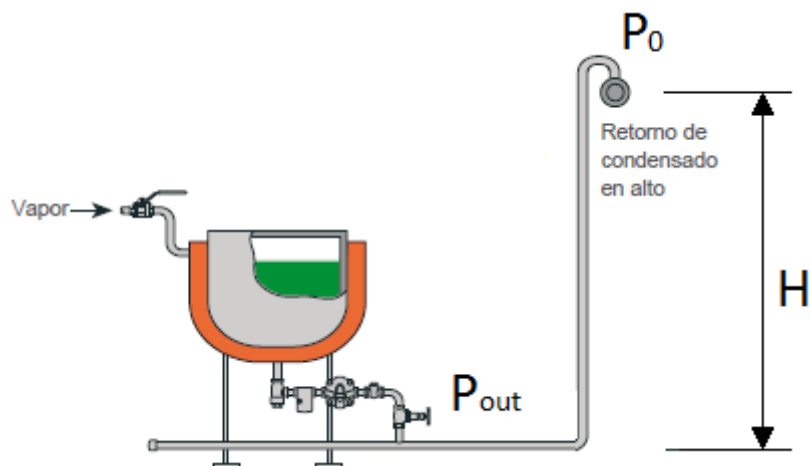


Figura 27. Línea elevada de retorno

Fuente. Armstrong (1998)

8.1.3 Diferencial de presión

El diferencial de presión es la diferencia entre la presión de entrada y la contrapresión. La trampa debe ser capaz de abrir venciendo esta presión diferencial.

Cuando la planta está operando a toda capacidad, la presión del vapor a la entrada de la trampa puede ser menor que la presión del cabezal de vapor. Y la presión en el cabezal de retorno de condensado puede estar a presión mayor que la atmosférica.

8.1.4 Carga máxima de condensado [kg/h]

Para seleccionar una trampa de vapor, se necesita conocer la cantidad de condensado que manejarán los equipos en un tiempo determinado. Los fabricantes de equipos estándares para vapor usualmente suministran gráficos o tablas con tasas de condensación de sus equipos, y cuando esta no es disponible, la cantidad de condensado debe ser calculada o medida experimentalmente.

La mejor forma de conocer las tasas de condensación sería realizar una medición experimental (se detalla en el capítulo 9), pero también se pueden emplear estos métodos de cálculos para las diferentes situaciones:

A. Condensado en cabezales

La capacidad requerida para la trampa se puede calcular mediante la siguiente fórmula:

Ecuación 3

$$C = \dot{m} \times 0,1$$

C = Carga de condensado [kg/h].

\dot{m} = Flujo másico en la entrada del cabezal [kg/h].

0,1 = Valor típico del acarreo anticipado.

B. Tuberías principales y ramales de alimentación

Las trampas se deben de seleccionar para que descarguen el condensado producido por pérdidas de radiación durante la operación normal del equipo. Si estas son seleccionadas basadas en la carga de arranque, las trampas serán muy grandes. Las cargas de condensado en tuberías aislada térmicamente se pueden obtener de la Tabla 10.

Tabla 10. Condensación en tuberías aisladas

Tamaño de Tubo (in)	Presión, bar(g)								
	1	2	4	8	12	16	32	40	60
	Kilos de Condensado por Hora por Metro								
0.5	0.04	0.05	0.07	0.09	0.10	0.12	0.17	0.19	0.25
0.75	0.05	0.06	0.08	0.11	0.13	0.14	0.21	0.23	0.30
1	0.06	0.08	0.10	0.13	0.15	0.18	0.25	0.29	0.37
1.25	0.08	0.09	0.12	0.16	0.19	0.22	0.31	0.35	0.45
1.5	0.09	0.11	0.13	0.18	0.21	0.24	0.35	0.40	0.51
2	0.11	0.13	0.16	0.22	0.26	0.30	0.43	0.48	0.63
2.5	0.13	0.15	0.19	0.26	0.31	0.35	0.50	0.57	0.75
3	0.15	0.18	0.23	0.30	0.37	0.42	0.60	0.69	0.89
3.5	0.17	0.20	0.26	0.34	0.41	0.47	0.68	0.78	1.01
4	0.19	0.23	0.29	0.38	0.46	0.52	0.76	0.86	1.12
5	0.23	0.27	0.35	0.46	0.56	0.64	0.92	1.05	1.36
6	0.27	0.32	0.41	0.54	0.65	0.75	1.08	1.23	1.60
8	0.34	0.41	0.52	0.69	0.83	0.95	1.38	1.57	2.05
10	0.41	0.50	0.63	0.84	1.02	1.16	1.69	1.93	2.51
12	0.48	0.58	0.74	0.98	1.19	1.36	1.98	2.26	2.95
14	0.52	0.63	0.81	1.07	1.30	1.48	2.16	2.46	3.22
16	0.59	0.72	0.91	1.21	1.47	1.68	2.44	2.79	3.65
18	0.66	0.80	1.02	1.35	1.64	1.87	2.73	3.12	4.08
20	0.72	0.88	1.12	1.49	1.80	2.07	3.01	3.44	4.50
24	1.04	1.25	1.59	2.10	2.52	2.88	4.14	4.72	6.12

Fuente. Armstrong International (1998)

Todos los valores en esta tabla presuponen una eficiencia del aislamiento del 75% y temperatura ambiente de 21 °C. Para presiones o diámetros de la tubería no incluidos en la tabla se puede usar la siguiente fórmula:

Ecuación 4

$$C = \frac{S \times L \times U \times E \times (T - T_{amb})}{H}$$

Donde:

C = Condensado [kg/h].

S = superficie exterior de tubería [m^2/m]. Ver Tabla 44, columna 3.

L = Longitud de tubería

U = Pérdidas de calor [$kJ/h m^2 °C$]. Ver Gráfica 5.

T = Temperatura del vapor [°C].

T_{amb} = Temperatura ambiente [°C].

E = 1 menos la eficiencia del aislamiento térmico. (Eficiencia de aislamiento del 75%: $1 - 0.75 = 0.25$, o sea $E = 0.25$)

H = Calor latente del vapor. Ver

Tabla 45, columna 5.

C. Líneas de trazado

La carga de las líneas de trazado se determina con la fórmula siguiente:

Ecuación 5

$$C = \frac{S \times L \times U \times E \times (T_p - T_{amb})}{H}$$

Donde:

C = Condensado [kg/h].

S = superficie externa de tubería de producto [m^2/m]. Ver Tabla 44, columna 3.

L = Longitud de tubería

U = Pérdidas de calor [$kJ/h m^2 \text{ } ^\circ C$]. Ver Gráfica 5.

T = Temperatura del producto [$^\circ C$].

T_{amb} = Temperatura ambiente [$^\circ C$].

E = 1 menos la eficiencia del aislamiento térmico. (Eficiencia de aislamiento del 75%: $1 - 0.75 = 0.25$, o sea $E = 0.25$)

H = Calor latente del vapor. Ver

Tabla 45, columna 5.

D. Serpentes

Ecuación 6

$$C = \frac{60 \times L \times C_p \times \Delta T}{H}$$

Donde:

C = Condensado [kg/h]

60 = 60 min/h

L = Flujo del líquido, en L/min

C_p = Calor específico del líquido en kJ/kg °C

ΔT = Incremento de temperatura [°C].

H = Calor latente del vapor. Ver

Tabla 45, columna 5.

E. Estimación de consumo de vapor

De igual modo, podrían estimarse los flujos de vapor en la entrada de los equipos con ayuda de la ecuación de conservación de la masa, aunque este método no es certero:

Ecuación 7

$$\dot{m} = \frac{A \times V}{v}$$

Donde:

\dot{m} = Flujo másico [kg/h]

A = Área transversal [m^2]

V = Velocidad del vapor [m/s]

v = Volumen específico [m^3/kg]

Para realizar el estimado, se necesitan parámetros de operación que son fáciles de conseguir, como diámetros, velocidades y volumen específico del vapor a diferentes presiones dadas. También se puede estimar utilizando las calculadoras en línea de las compañías expertas en vapor como Spirax Sarco o de TLV.

8.2 Etapa 2 Escoger tipo de trampa

La aplicación para la cuál será utilizada la trampa de vapor, determina qué tipo de característica debe tener esta. Las tablas 46, 47 y 48 presentan el tipo de trampa apropiado según la aplicación. Es importante notar que las aplicaciones pueden tener diferentes tipos de trampas y no hay una definitivamente mejor que otra, por lo que sería bueno consultar a un profesional de algún fabricante como Spirax Sarco, Armstrong o LTV.

8.3 Etapa 3 Aplicar un factor de seguridad

Los técnicos a cargo de la instalación de trampas han notado que estas trabajan de mejor forma si se utiliza un factor de seguridad cuando se seleccionan. Por ejemplo, para un intercambiador de calor que genera 300 kg/h de condensado, puede requerir una trampa con capacidad de hasta 900 kg/h para que trabaje eficazmente, lo que es un factor de seguridad de 3.

Con la información de la carga de condensado, se multiplica por un factor de seguridad que puede variar de 1,25 a 6, dependiendo de la aplicación, tipo de trampa y exactitud de los datos, según indica Bastos (2017) en su material didáctico.

8.3.1 Factor de seguridad por aplicación

Bastos (2017) indica que hay aplicaciones donde se calientan flujos de aire elevados, con cargas intermitentes con una tasa de condensación por encima de la media. Este caso puede ser tratado con una pierna colectora de diámetro mayor, pero también se puede utilizar un factor de seguridad alto.

El diseño y la aplicación de la unidad donde se emplea vapor, son factores más importantes que la carga de condensado. Armstrong (1998) propone un ejemplo en la siguiente figura, donde se puede observar 3 condensadores con cargas iguales de condensado y presiones de operación similares, pero con diferentes factores de seguridad.

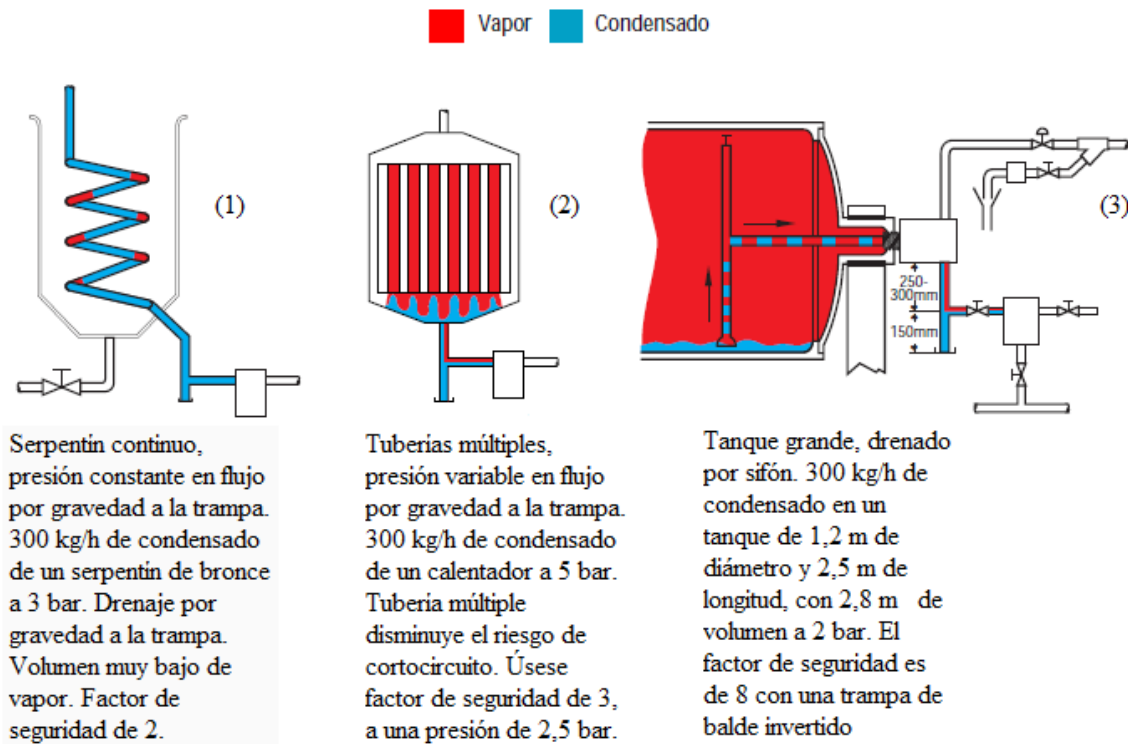


Figura 28. Ejemplo factor de seguridad

Fuente. Armstrong (1998)

8.3.2 Factor de seguridad por tipo de trampa

Algunos tipos de trampa como las termodinámicas, termostáticas y las de flotador, que trabajan de manera inmediata al haber condensado, permiten factores de seguridad tan bajos como 1,25 a 1,0. Por otra parte, las trampas de balde invertido y de presión equilibrada, que deben esperar a que el vapor pase a través de un pequeño orificio en un balde o que el condensado se enfríe, requieren un mayor factor de seguridad (Bastos, 2017).

8.3.3 Factor de seguridad por exactitud de los datos

La exactitud de los datos de carga de condensado afectará el factor de seguridad que se aplique y un factor de 1,5 podría ser efectivo para manejar el error de una estimación o medición práctica.

8.4 Etapa 4 Utilizar tablas de capacidad de los fabricantes

Una vez que se tienen todos los datos de las etapas 1, 2 y 3, se debe buscar en las tablas de capacidad de los fabricantes para elegir el tamaño adecuado de la trampa de vapor. Las tablas de capacidad deben estar basadas en condiciones

reales de operación con condensado caliente y no con agua fría. Rivas (2006) sugiere respetar el factor de seguridad, pero no sobredimensionar las trampas de vapor. Las trampas de vapor son, ocasionalmente, sub-capacitadas, pero más a menudo son sobredimensionadas.

En algunas plantas, la capacidad combinada de las trampas, debido al sobredimensionamiento, es de 10 a 15 veces el consumo total de vapor de la planta. Dejando a un lado la inversión inútil en la compra, las trampas sobredimensionadas pueden ser una fuente de dificultades. Al seleccionar trampas de vapor, debe tenerse en cuenta lo siguiente:

- A. Algunas trampas, tales como la cubeta invertida y las termostáticas de presión equilibrada darán una menor eficiencia térmica.
- B. Las trampas que tienen una descarga intermitente pueden descargar simultáneamente con otras trampas regímenes de flujo extremadamente altos, produciendo contrapresiones anormales.
- C. Las trampas sobredimensionadas con descarga intermitente pueden producir regímenes de flujo repentinos que contribuirán a golpes de ariete.

Capítulo 9 Selección de trampas

De acuerdo con las etapas del capítulo 8, se llevará a cabo la selección y dimensionamiento de cada una de las trampas de vapor necesarias en los puntos de interés, de manera que, la planta cuente con una mayor eficiencia y una mayor cantidad de condensado recuperado.

La selección de trampas se hará para todo aquel equipo que pueda ser incluido en el retorno del condensado; sin embargo, es importante mencionar que solo se cambiará la trampa en aquellos casos donde las actuales no funcionen correctamente o estén mal seleccionadas. Entonces, se seleccionarán las trampas incluso para los equipos cuyos dispositivos se encuentren es buen estado, esto por si en algún momento hubiese que cambiarlos, pero no se incluirán en la cotización.

9.1 Refinería 1

9.1.1 Presión de entrada y contrapresión

La presión de entrada y contrapresión se toman experimentalmente de los manómetros instalados antes y después de las trampas.

Tabla 11. Datos de presiones en equipos

Equipo	Presión entrada (kPa)	Presión salida (kPa)	Diferencial de presión (kPa)	Vapor flash
Tanque SD	400	150	250	5%
Blanqueador PB	400	100	300	6%
Tanque PZ	400	100	300	6%
Desaireador DA	400	100	300	6%
Tanque ZY	400	100	300	6%
RRAG	400	150	250	5%
Tanque esterina	400	150	250	5%
Tanque	400	150	250	5%
Intercambiador	400	150	250	5%
Tanque	400	150	250	5%
Tanque	400	150	250	5%
Cabezal principal	400	150	250	5%
Cabezal Barbotaje	400	100	300	6%
Cabezal Vacío	1200	100	1100	14%
Cabezal 1	400	150	250	5%
Cabezal Tanque	400	150	250	5%

Fuente. Elaboración propia (Excel 2013)

9.1.2 Carga de condensado

Para determinar la cantidad de condensado en los equipos y cabezales de distribución, se decide hacer mediciones prácticas en las salidas de las trampas de vapor que se encuentren en buen estado. Como las salidas de las trampas están unidas a una tubería que contiene todos los condensados de la refinería 2, la medición resulta no ser tan sencilla al no tener libre un punto libre para recolectar el condensado.

Lo más fácil de realizar fue colocar una válvula de bola de tres vías en vez de la válvula de bola normal (donde indica la flecha en la siguiente figura), para tener la salida de la trampa completamente abierta y evitar que la contrapresión devuelva el condensado que no se necesita. Este procedimiento se realiza una vez que la planta haya hecho un paro y no circule vapor por las tuberías.

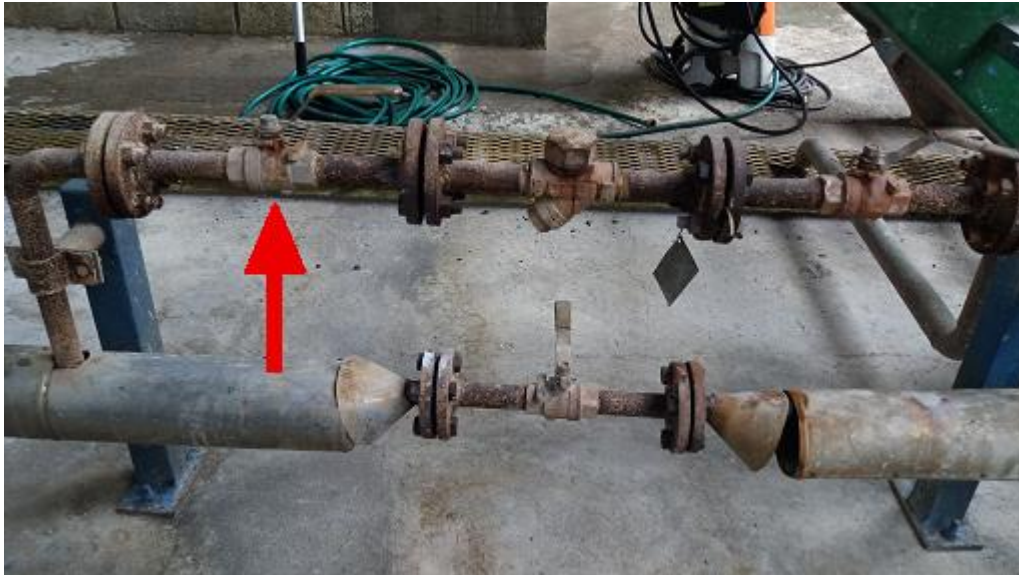


Figura 29. Colocación de válvula para medir condensado

Fuente. Elaboración propia

Una vez instalada la válvula y la planta ha arrancado con normalidad, se coloca un balde limpio de 30 litros debajo de la salida de la válvula y se deja llenar por 10 minutos para equipos que no consumen más de 150 kg/h. Una vez transcurrido el tiempo indicado, se coloca el balde en una balanza digital para medir la masa del condensado. Este procedimiento se realiza 3 veces para cada equipo y se hace un promedio de los kilogramos que indica la balanza, para luego multiplicar por 6 para obtener la tasa de condensado en kg/h.

Para los equipos que consumen mucho más de 150 kg/h, las 3 mediciones por equipo se realizan en tandas de 1 minuto y después se multiplican por 60 para el resultado en kg/h de condensado.

La masa de condensado que indica la balanza no es la masa que debe descargar la trampa. No hay que olvidar que una parte del condensado se convierte en vapor flash al ser descargado a una presión menor y por ello, la balanza mide menos de lo que en realidad se descarga. A los kilogramos de condensado que hay en el balde hay que sumarle el porcentaje de vapor flash desprendido o utilizar la fórmula siguiente:

Ecuación 8

$$m_t = \frac{m}{1 - VF}$$

Para obtener la masa del vapor flash se tiene:

Ecuación 9

$$m_{VF} = m_t \times VF$$

Donde:

m_t = masa de condensado total.

m = masa de condensado medido.

VF = Porcentaje de vapor flash.

Las tres mediciones por equipo se realizaban en distintas horas del día, en operaciones normales y así asegurarse que la cantidad de condensado no iba a variar de forma drástica a distintos momentos. La tabla siguiente muestran los números obtenidos de dichas mediciones, que se realizan de la misma forma para todos los equipos de la planta.

Es importante destacar que no se realizaron mediciones a todos los equipos, por la gran cantidad que hay en toda la planta, y el tiempo que, para ello es considerable, tomando en cuenta que se debía hacer la modificación de las válvulas en todas las tuberías que poseían trampas. Ante esta situación y con ayuda de los operadores e ingenieros de Coopeagropal R.L, se determina cuáles equipos operan de manera similar, en cuanto a consumo y construcción, donde la mayoría de ellos son tanques con serpentines.

Entonces, para los equipos similares, con diámetros iguales en las tuberías de vapor, se decide medir solamente uno de ellos y asumir las mismas tasas de condensados. En la Tabla 16 se pueden observar el resultado de las mediciones, donde las filas que contienen diferente color indican que fueron mediciones diferentes.

Tabla 12. Medición experimental de condensados

Equipo	kg de condensado cada 10 minutos				Condensado medido (kg/h)	Condensado total (kg/h)	Vapor flash (kg/h)
	Medición 1	Medición 2	Medición 3	Promedio			
Tanque SD	19	17	20	19	112	118	6
Blanqueador PB	31	27	29	29	174	185	11
Tanque PZ	19	17	20	19	112	119	7
Desaireador DA	19	17	20	19	112	119	7
Tanque ZY	19	17	20	19	112	119	7
RRAG	15	17	14	15	92	97	5
Tanque esterina	23	26	25	25	148	155	7
Tanque oleína	19	17	20	19	112	118	6
Intercambiador 1*	6	6	6	6	360	378	18
Tanque	19	17	20	19	112	118	6
Tanque	13	11	12	12	72	76	4
Cabezal principal	2.1	1.8	2.3	2.1	12	13	1
Cabezal Barbotaje	2.1	1.8	2.3	2	12	13	1
Cabezal Vacío	2.1	1.8	2.3	2	12	14	2
Cabezal Tanques	2.1	1.8	2.3	2	12	13	1
Cabezal tanques	2.1	1.8	2.3	2	12	13	1
Total						1172	

Fuente. Elaboración propia (Excel 2013)

Medición cada 1 minuto*

9.1.3 Tipo de trampa

Para escoger el tipo de trampas a utilizar en equipos, se cuenta con la recomendación de David Alvarado Matamoros, asesor técnico de TegnoSagot. Menciona que, para las aplicaciones donde se cuentan con intercambiadores de calor por medio de serpentín, lo más usual es utilizar trampas de flotador y termostato, lo cual se puede confirmar con las recomendaciones de las tablas 46 (Heating Coils) y 47 (Radiadores Aletados & Tubos Serpentín) que se encuentra en anexos.

Se decide utilizar la trampa de flotador serie J3S-X con brida, que recomienda TLV para intercambiadores y serpentines en la Tabla 48. Para los cabezales y tuberías de distribución, Spirax Sarco recomienda trampas termodinámicas (ver

Tabla 46), al igual que TLV en la especificación de la trampa A3N que se puede ver en la siguiente figura.

■ Aplicación

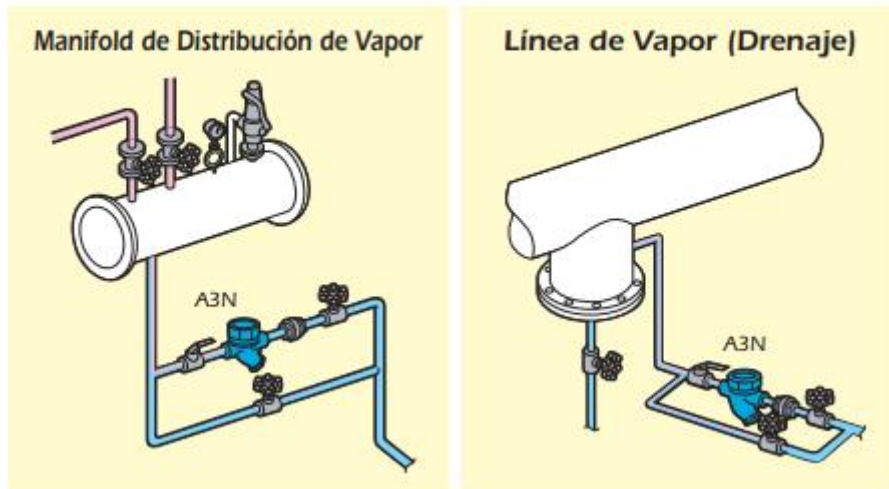


Figura 30. Recomendación para cabezales de distribución

Fuente. TLV International

9.1.4 Factor de seguridad

Para usar un factor de seguridad se toma en cuenta las recomendaciones del capítulo 8.3, donde mencionan tres variables que determinan el factor, pero en este caso se utilizan solamente dos y así evitar que las trampas se dimensionen demasiado grandes. Se aplicará un factor por el tipo de aplicación, sumado al factor por exactitud de los datos.

De la Tabla 47 tomamos un factor de seguridad de 2 para la aplicación Radiadores Aletados & Tubos Serpentin y se le suma otro factor de 1 para compensar un posible error en las mediciones. Al final se obtiene un factor de seguridad de 3 para equipos y 2 para los distribuidores, que contienen poco condensado y posiblemente cualquier trampa descargue mucho más que eso.

Tabla 13. Factor de seguridad

Equipo	Factor de seguridad	Condensado total (kg/h)	Capacidad de trampa (kg/h)
Tanque SD	3	118	354
Blanqueador PB	3	185	555
Tanque PZ	3	119	357
Desaireador DA	3	119	357
Tanque ZY	3	119	357
RRAG	3	97	291
Tanque esterina	3	155	465
Tanque oleína	3	118	354
Intercambiador*	3	378	1134
Tanque	3	118	354
Tanque	3	76	228
Cabezal principal	2	13	26
Cabezal Barbotaje	2	13	26
Cabezal Vacío	2	14	28
Cabezal Tanques	2	13	26
Cabezal tanques	2	13	26

Fuente. Elaboración propia (Excel 2013)

9.1.5 Capacidad de trampas

Una vez se tienen todos los datos necesarios, se busca en la hoja de datos del fabricante para dimensionar el tamaño correcto de la trampa.

Tabla 14. Características de trampas seleccionadas

Equipo	Tipo	Serie	Capacidad de trampa (kg/h)	Diferencial de presión (kPa)	Orificio	Capacidad real (kg/h)
Tanque SD	F&T	J3S-X	354	250	10	400
Blanqueador PB	F&T	J3S-X	555	300	5	650
Tanque PZ	F&T	J3S-X	357	300	10	400
Desaireador DA	F&T	J3S-X	357	300	10	400
Tanque ZY	F&T	J3S-X	357	300	10	400
RRAG 1	F&T	J3S-X	291	250	10	300
Tanque esterina	F&T	J3S-X	465	250	5	600
Tanque oleína	F&T	J3S-X	354	250	10	400
Intercambiador 1*	F&T	J6S-X	1134	250	5	1500
Tanque	F&T	J3S-X	354	250	10	400
Tanque	F&T	J3S-X	228	250	21	250
Cabezal principal	T	A3N	26	250	15-25 mm	325
Cabezal Barbotaje	T	A3N	26	300	15-25 mm	350
Cabezal Vacío	T	A3N	28	1100	15-25 mm	600
Cabezal Tanques	T	A3N	26	250	15-25 mm	325
Cabezal tanques	T	A3N	26	250	15-25 mm	325

Fuente. Elaboración propia

9.2 Refinería 2

9.2.1 Presión de entrada y contrapresión

Tabla 15. Datos de presiones en equipos

Equipo	Presión entrada (kPa)	Presión salida (kPa)	Diferencial de presión (kPa)	Vapor flash (%)
Intercambiador 2	400	150	250	5
PBCT 1	400	150	250	5
PBCT 2	400	150	250	5
Tanque Pulmón	400	100	300	6
RDEA	400	100	300	6
RRAG 2	400	100	300	6
Cabezal principal	400	150	250	5
Cabezal Barbotaje	400	100	300	6
Cabezal Vacío	1 200	100	1 100	14

Fuente. Elaboración propia (Excel 2010)

9.2.2 Carga de condensado

Tabla 16. Medición experimental de condensados

Equipo	kg de condensado cada 10 minutos				Condensado medido (kg/h)	Condensado total (kg/h)	Vapor flash (kg/h)
	Medición 1	Medición 2	Medición 3	Promedio			
Intercambiador 2	13	15	16	15	88	92	5
PBCT 1	24	24	21	23	138	145	7
PBCT 2	24	24	21	23	138	145	7
Tanque Pulmón	19	17	20	19	112	119	6
RDEA	19	17	20	19	112	119	6
RRAG 2	19	17	20	19	112	119	6
Cabezal principal	2.1	1.8	2.3	2.1	12	13	1
Cabezal Barbotaje	2.1	1.8	2.3	2	12	13	1
Cabezal Vacío	2.1	1.8	2.3	2	12	14	1
Total						779	

Fuente. Elaboración propia

9.2.3 Factor de seguridad

Tabla 17. Factor de seguridad

Equipo	Factor de seguridad	Condensado total (kg/h)	Capacidad de trampa (kg/h)
Intercambiador 2	3	92	276
PBCT 1	3	145	435
PBCT 2	3	145	435
Tanque Pulmón	3	119	357
RDEA	3	119	357
RRAG 2	3	119	357
Cabezal principal	2	13	26
Cabezal Barbotaje	2	7	14
Cabezal Vacío	2	11	22

Fuente. Elaboración propia

9.2.4 Capacidad de trampas

Tabla 18. Características de las trampas seleccionadas

Equipo	Tipo	Serie	Capacidad de trampa (kg/h)	Diferencial de presión (kPa)	Orificio	Capacidad real (kg/h)
Intercambiador 2	F&T	J3S-X	276	250	14	300
PBCT 1	F&T	J3S-X	435	250	5	600
PBCT 2	F&T	J3S-X	435	250	5	600
Tanque Pulmón	F&T	J3S-X	357	300	10	400
RDEA	F&T	J3S-X	357	300	10	400
RRAG 2	F&T	J3S-X	357	300	10	400
Cabezal principal	Termodinámica	A3N	26	250	15-25 mm	325
Cabezal Barbotaje	Termodinámica	A3N	14	300	15-25 mm	350
Cabezal Vacío	Termodinámica	A3N	22	1100	15-25 mm	600

Fuente. Elaboración propia

9.3 Tanques de Almacenamiento

En la planta hay cerca de 30 tanques de almacenamiento de aceite, todos iguales y por esta razón se realiza mediciones solo a tres. Al ver la cercanía de los datos, se decide escoger la misma trampa para todos, usando los datos del tanque que descarga más condensado.

9.3.1 Presión de entrada y contrapresión

Tabla 19. Datos de presiones en equipos

Equipo	Presión entrada (kPa)	Presión salida (kPa)	Diferencial de presión (kPa)	Vapor flash
Tanque 1	400	150	250	5%
Tanque 2	400	150	250	5%
Tanque 3	400	150	250	5%

Fuente. Elaboración propia (Excel 2010)

9.3.2 Carga de condensado

Tabla 20. Medición experimental de condensados

Equipo	kg de condensado cada 1 minuto				Condensado medido (kg/h)	Condensado total (kg/h)	Vapor flash (kg/h)
	Medición 1	Medición 2	Medición 3	Promedio			
Tanque 1	6.6	6.4	7.1	7	402	422	20
Tanque 2	6.1	6	6.4	6	370	389	19
Tanque 3	5.8	5.4	6.4	6	352	370	18
Promedio						394	

Fuente. Elaboración propia

9.3.3 Factor de seguridad

Tabla 21. Factor de seguridad

Equipo	Factor de seguridad	Condensado total (kg/h)	Capacidad de trampa (kg/h)
Tanque 1	3	422	1266
Tanque 2	3	389	1167
Tanque 3	3	370	1110

Fuente. Elaboración propia

9.3.4 Capacidad de trampas

Tabla 22. Características de todas las trampas seleccionadas

Equipo	Tipo	Serie	Capacidad de trampa (kg/h)	Diferencial de presión (kPa)	Orificio	Capacidad real (kg/h)
Tanque 1	F&T	J6S-X	1266	250	5	1500
Tanque 2	F&T	J6S-X	1266	250	5	1500
Tanque 3	F&T	J6S-X	1266	250	5	1500

Fuente. Elaboración propia

Capítulo 10 Dimensionado de tuberías

Los sistemas de recuperación de condensado se dividen en tres partes, donde cada una de ellas requieren diferentes consideraciones de diseño.

10.1 Líneas de drenaje hacia la trampa

El condensado debe fluir de la tubería a la trampa de vapor, que en la mayoría de los casos el flujo se mueve por gravedad, ya que la tubería de drenaje está por debajo. Esta debe tener una caída de 1 pulgada por cada 10 pies de longitud. Es importante permitir el paso de los gases no condensables y también transportar el condensado que se genera en el arranque. Para este tipo de tuberías, es suficiente seleccionar un diámetro que soporte el doble de la carga total.

10.2 Línea de descarga de trampa

Cuando las trampas están descargando condensados de diferentes presiones en la misma línea de retorno, se vuelve un poco confuso. A menudo se asume que el condensado que proviene de alta presión (AP) evita que el condensado de baja presión (BP) se descargue, dando paso a inundaciones en la trampa de BP. Sin embargo, estos términos de AP y BP solo se aplican aguas arriba de las trampas, porque aguas abajo la presión debe ser la misma en la tubería común.

En la salida de la trampa de vapor, la línea de retorno debe transportar condensado, gases no condensables y vapor flash. Donde sea posible, las líneas deberían drenar por gravedad hasta el tanque de revaporizado y deben tomarse en cuenta dos aspectos para el dimensionamiento:

Primero, una libra de vapor tiene un volumen específico de 26,8 pies cúbicos a presión atmosférica. También contiene una entalpía específica de 970 BTU. Esto significa que si la trampa descarga 100 libras por hora de condensado de 100 a 0 psig, la masa del vapor flash será 13,3 libras por hora, obteniendo un volumen total de 356,4 pies cúbicos y también una entalpía específica de 12 901 BTU. Esto parece ser una gran cantidad de vapor y puede llevar a la conclusión errónea de que la trampa está dejando pasar vapor (falla en modo abierto).

En segundo lugar, la formación del vapor flash se da dentro y después de la trampa vapor, donde se produce la caída de presión. Desde este punto, el sistema de retorno debe ser capaz de transportar el vapor flash, así como el condensado. Desafortunadamente, en el pasado, las líneas de retorno de condensado han sido dimensionados utilizando solamente el volumen de agua y no incluían el volumen del vapor de flash que está presente.

El volumen específico del agua a 0 psig es de 0,017 pies cúbicos por libra, en comparación con 26,8 pies cúbicos por libra del vapor flash a la misma presión. Dimensionar las líneas de retorno de condensado basadas en agua, es un grave error y provoca líneas drásticamente subdimensionadas para el vapor flash. Esto causa líneas de condensado presurizadas, por encima de la presión atmosférica, que a su vez provoca una contrapresión a la descarga de la trampa que puede causar fallas en el equipo e inundaciones (Spirax Sarco, 2011).

Al dimensionar las líneas de retorno de condensado, se debe tener debidamente en cuenta el volumen del vapor flash. El gráfico de la Fig. 51 (página 43) permite que las líneas de retorno se dimensionen como líneas de vapor flash, ya que el volumen del condensado es mucho menor que el del vapor liberado.

10.2.1 Relación entre volumen de condensado y vapor flash

En las tablas de mediciones de condensado se puede observar que la masa del vapor flash es pequeña en comparación a la masa del condensado, pero cuando se habla de volumen, la situación suele darse al revés. Para dejar en evidencia esta afirmación, se calculará el volumen de condensado y vapor flash para el Blanqueador PB.

A. Volumen de condensado

Ecuación 10

$$\dot{V}_c = \frac{\dot{m}}{\rho}$$

$$\dot{V}_c = \frac{185 \text{ kg/h}}{936,893 \text{ kg/m}^3}$$

$$\dot{V}_c = 0,197 \text{ m}^3/\text{h}$$

Donde:

\dot{V}_c = Volumen de condensado [m^3/h]

\dot{m} = Masa de condensado [kg/h].

ρ = Densidad del condensado a 150 kPa [kg/m^3].

B. Volumen de vapor flash

Ecuación 11

$$\dot{V} = \dot{m} \times v$$

$$\dot{V} = 11 \text{ kg/h} \times 0,715239 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$\dot{V} = 7.868 \text{ m}^3/\text{h}$$

Donde:

\dot{V} = Volumen de vapor flash [m^3/h]

\dot{m} = Masa de vapor flash [kg/h].

v = Volumen específico del vapor flash a 150 kPa m^3/kg .

C. Porcentajes volumen de condensado

Ecuación 12

$$\dot{V}_c = \frac{\dot{V}_c}{\dot{V}_c + \dot{V}} \times 100$$

$$\dot{V}_c = \frac{0,197 \text{ m}^3/\text{h}}{0,197 \text{ m}^3/\text{h} + 7.868 \text{ m}^3/\text{h}} \times 100$$

$$\dot{V}_c = 2,44\%$$

D. Porcentajes volumen de vapor flash

Ecuación 13

$$\dot{V}_c = \frac{\dot{V}}{\dot{V}_c + \dot{V}} \times 100$$

$$\dot{V}_c = \frac{7.868 \text{ m}^3/\text{h}}{0,197 \text{ m}^3/\text{h} + 7.868 \text{ m}^3/\text{h}} \times 100$$

$$\dot{V}_c = 97,56\%$$

Se obtienen un 2,44% de volumen ocupado por el condensado y un 97,56% por el vapor flash, dejando así en evidencia que es importante tomar en cuenta este último. Por esta razón, las tuberías se dimensionarán en base a la cantidad de vapor flash generado. La tabla presenta los cálculos realizados para todos los equipos.

Tabla 23. Relación de volúmenes

Equipo	Volumen Condensado (m3/h)	Volumen vapor (m3/h)	Volumen condensado	Volumen vapor
Tanque SD	0.38	14.90	2.47%	97.53%
Blanqueador PB	0.59	24.42	2.36%	97.64%
Tanque PZ	0.38	15.72	2.36%	97.64%
Desaireador DA	0.38	15.72	2.36%	97.64%
Tanque ZY	0.38	15.72	2.36%	97.64%
RRAG	0.31	12.24	2.47%	97.53%
Tanque esterina	0.50	19.69	2.47%	97.53%
Tanque oleína	0.38	14.90	2.47%	97.53%
Intercambiador*	1.21	47.89	2.47%	97.53%
Tanque	0.38	14.90	2.47%	97.53%
Tanque	0.24	9.58	2.47%	97.53%
Cabezal principal	0.03	1.10	2.47%	97.53%
Cabezal Barbotaje	0.03	1.16	2.36%	97.64%
Cabezal Vacío	0.03	2.90	1.04%	98.96%
Cabezal Tanques	0.03	1.10	2.47%	97.53%
Cabezal tanques	0.03	1.10	2.47%	97.53%
Intercambiador 1	0.30	11.71	2.47%	97.53%
PBCT 1	0.46	18.36	2.47%	97.53%
PBCT 2	0.46	18.36	2.47%	97.53%
Tanque Pulmón	0.37	12.11	3.00%	97.00%
RDEA	0.37	12.11	3.00%	97.00%
RRAG	0.37	12.11	3.00%	97.00%
Cabezal principal	0.03	1.10	2.47%	97.53%
Cabezal Barbotaje	0.03	0.89	3.00%	97.00%
Cabezal Vacío	0.03	0.89	3.00%	97.00%
Tanque 1	1.35	53.48	2.47%	97.53%

Fuente. Elaboración propia (Excel 2013)

Para dimensionar las tuberías de descarga de cada una de las trampas, se emplearán dos métodos, para luego realizar una comparación de los resultados. El primer método es por cálculo, con ayuda de la ecuación de continuidad; el segundo es con ayuda de tabla que brinda Spirax Sarco.

10.2.2 Dimensionado de tuberías por cálculo

Con el dato del flujo másico del Blanqueador PB y el volumen específico a 150 kPa se determina el flujo volumétrico.

Ecuación 14

$$\begin{aligned}\dot{V} &= \dot{m} \times v \\ \dot{V} &= 11 \text{ kg/h} \times 0,715239 \text{ m}^3/\text{kg} \\ \dot{V} &= 7.868 \text{ m}^3/\text{h}\end{aligned}$$

Ahora utilizando la ecuación de continuidad, se determina el área transversal de la tubería. Un dato importante es tomar una velocidad para el vapor flash de 20 a 30 m/s, según lo recomienda Spirax Sarco (2011).

Ecuación 15

$$\begin{aligned}A &= \frac{FS \times \dot{V}}{Vel} \\ A &= \frac{3 \times 7.868 \text{ m}^3/\text{h}}{90\,000 \text{ m/h}} \\ A &= 2,62 \times 10^{-4} \text{ m}^2\end{aligned}$$

Donde:

A = Área transversal de la tubería [m^2]

FS = Factor de seguridad seleccionado para cada equipo.

\dot{V} = Volumen de vapor flash [m^3/h]

Vel = Velocidad del vapor flash [m/h]

Teniendo en cuenta que el área transversal de la tubería es circular, se despeja el diámetro.

Ecuación 16

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 2,62 \times 10^{-4} \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$D = 1,83 \times 10^{-2} \text{ m}$$

$$D = 18,26 \text{ mm}$$

Como se observa en el cálculo, el diámetro requerido para la tubería de descarga del Blanqueador es de 18,26 mm, pero se seleccionará un diámetro de 20 mm según la Tabla 52 para tuberías de acero al carbono que cumple con el estándar ASTM A53.

Este procedimiento de cálculo se emplea para los otros equipos, teniendo cuidado con la escogencia de los datos respectivos para cada equipo, como el flujo másico, factor de seguridad y volumen específico. La Tabla 24 muestra el resultado de los diámetros en la tubería de descarga de la trampa para todos los equipos, utilizando la herramienta de cálculo Excel 2013 para mayor facilidad.

Tabla 24. Diámetros de tubería cédula 40 a la salida de la trampa

Equipo	Diámetro (mm)	Diámetro comercial (DN)
Tanque SD	14.5	15
Blanqueador PB	18.6	20
Tanque PZ	14.9	15
Desaireador DA	14.9	15
Tanque ZY	14.9	15
RRAG 1	13.2	15
Tanque esterina	16.7	20
Tanque oleína	14.5	15
Intercambiador 1	26.0	25
Tanque	14.5	15
Tanque	11.6	15
Cabezal principal	3.9	15
Cabezal Barbotaje	4.1	15
Cabezal Vacío	6.4	15
Cabezal Tanques	3.9	15
Cabezal tanques	3.9	15
Intercambiador 2	12.9	15
PBCT 1	16.1	20
PBCT 2	16.1	20
Tanque Pulmón	13.1	15
RDEA	13.1	15
RRAG	13.1	15
Cabezal principal	3.9	15
Cabezal Barbotaje	3.6	15
Cabezal Vacío	3.6	15
Tanque 1	27.5	32

Fuente. Elaboración propia (Excel 2013)

Hay que recordar que el diámetro menor para tubería de condensados es de 15 mm y por esta razón, todos los diámetros menores se seleccionan con ese valor.

10.2.3 Dimensionado de tubería por gráfica

La gráfica para diseño de líneas de condensado puede utilizarse para seleccionar cualquier tipo de tubería para condensado, incluyendo:

- A. Drenado de líneas sin vapor flash.
- B. Líneas que contengan dos fases, que se seleccionan en base al vapor flash.
- C. Líneas de retorno bombeadas que contengan condensado a temperaturas menores de 100 °C.

De igual forma, la gráfica trabaja de buena forma para velocidades del vapor flash ligeramente menores a 20 m/s.

Para la selección de diámetros en base a la gráfica, se mostrarán dos ejemplos paso a paso, mientras que para los demás solo se mostrará el resultado final y así no hacer demasiado extenso el documento.

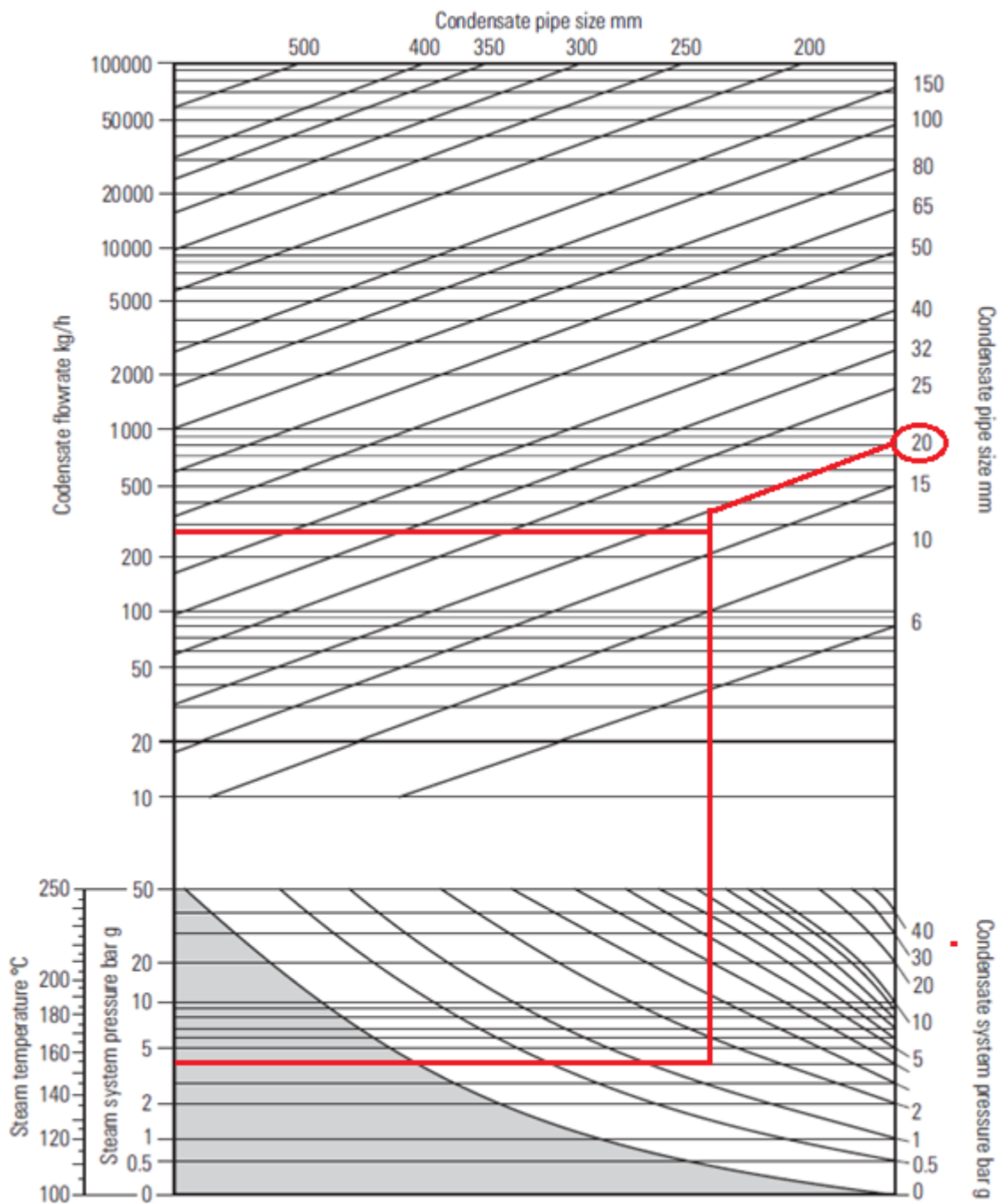
En la gráfica se dibuja una línea horizontal para establecer el punto donde la presión del vapor y la del condensado se unen. De este punto moverse verticalmente hasta encontrarse con la línea horizontal que proviene del condensado requerido. Si la línea de descarga de condensado baja y el punto está en medio de las líneas oblicuas, seleccionar el tamaño de la línea inferior. Si la línea de descarga sube, escoger el tamaño de la línea superior.

Ejemplo 1: RRAG

Carga de 291 kg/h entra a la trampa a 4 barg y se descarga a una tubería que sube 5 m hasta llegar a la línea común de condensados que se encuentra a 1 barg.

Se agrega 0,5 barg de presión estática por subida de 5 m a la línea de retorno y se tiene 1,5 barg de contrapresión en la trampa.

Gráfica 1. Ejemplo diseño de tuberías RRAG



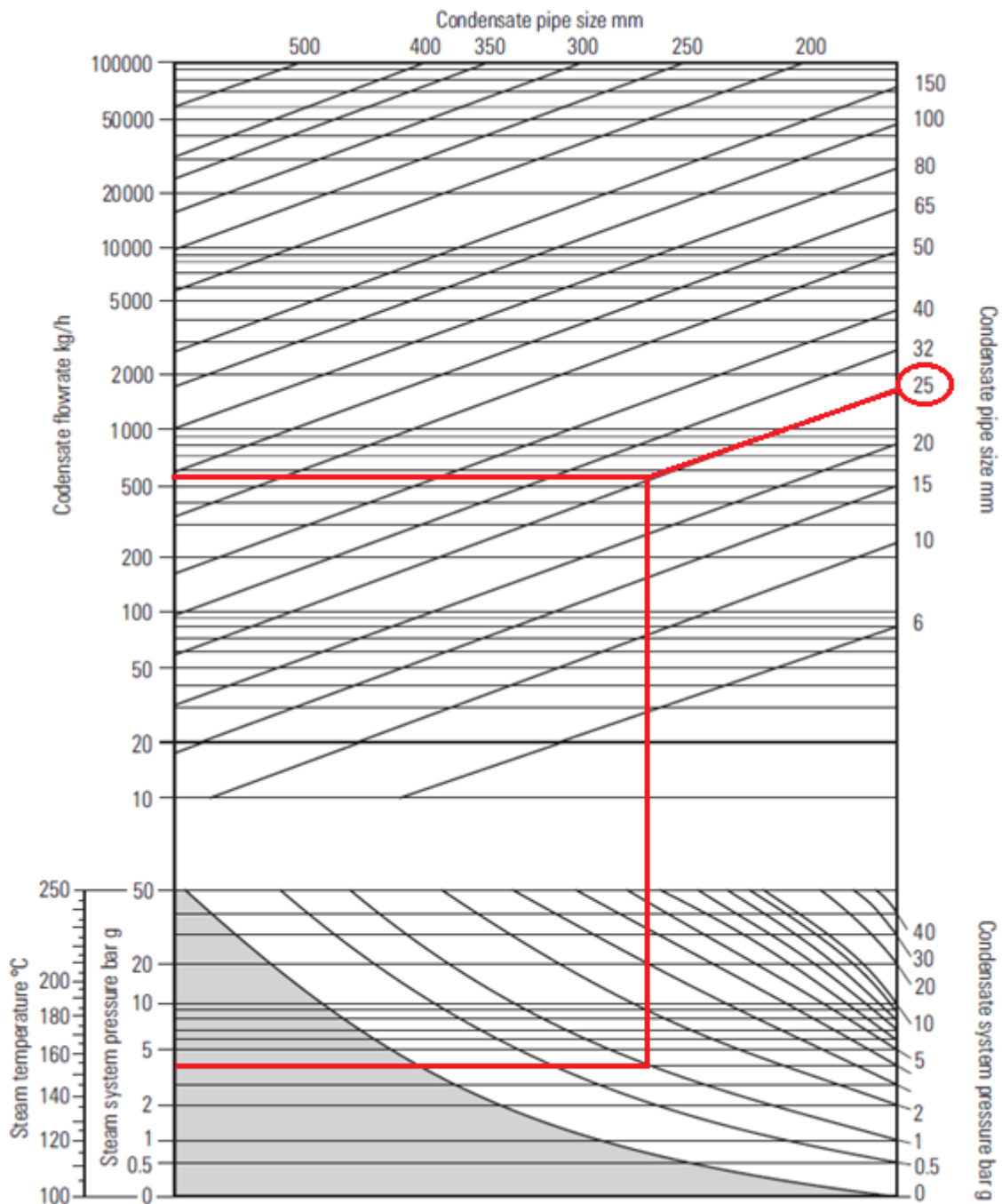
Fuente. Spirax Sarco, 2014

Como el punto quedó en medio y la línea de descarga sube, se selecciona el tamaño superior, que es 20 mm.

Ejemplo 2: Blanqueador PB

Carga de 555 kg/h entra a la trampa a 4 barg y se descarga a una tubería que baja hasta llegar a la línea común de condensados que se encuentra a 1 barg.

Gráfica 2. Ejemplo diseño de tuberías blanqueador PB



Fuente. Spirax Sarco, 2014

Como el punto quedó justo sobre la línea, se selecciona un tamaño de 25 mm.

En la Tabla 25 se detallan todos los diámetros seleccionados para cada equipo, de igual forma seleccionados con la

Gráfica 9. Dimensionamiento de líneas de descarga luego de las trampas

Gráfica 9.

Tabla 25. Diámetros de tubería cédula 40 a la salida de la trampa

Equipo	Diámetro (mm)	Diámetro comercial (DN)
Tanque SD	20	20
Blanqueador PB	25	25
Tanque PZ	20	20
Desaireador DA	20	20
Tanque ZY	20	20
RRAG 1	20	20
Tanque esterina	25	25
Tanque oleína	20	20
Intercambiador 1	32	32
Tanque	20	20
Tanque	20	20
Cabezal principal	6	15
Cabezal Barbotaje	6	15
Cabezal Vacío	6	15
Cabezal Tanques	6	15
Cabezal tanques	6	15
Intercambiador 2	20	20
PBCT 1	25	25
PBCT 2	25	25
Tanque Pulmón	20	20
RDEA	20	20
RRAG 2	20	20
Cabezal principal	6	15
Cabezal Barbotaje	6	15
Cabezal Vacío	6	15
Tanque 1	40	40

Fuente. Elaboración propia

10.3 Línea de descarga común

Una vez que las tuberías seleccionadas anteriormente salen de las trampas, estas se descargan en líneas de condensados comunes que, reciben todo el flujo. En esta ocasión serán tres líneas comunes, que saldrán de la refinería 1, refinería 2 y tanques de almacenamiento. Quizás se llegue a pensar que las selecciones de estas tuberías comunes sean un poco complicadas, por el hecho de que lleve todo el condensado y el vapor flash formado, pero este no es el caso si se hace el procedimiento adecuado. También podría pensarse que seleccionar el diámetro de la tubería en base a la suma de todo el vapor flash sería la forma correcta, pero esto significaría una sobredimensión, de modo que el condensado y el vapor flash de cada trampa no se descarga en el mismo punto de la línea común, y no se necesita un diámetro tan grande sino hasta que todo el condensado de todas las tuberías se haya juntado. Dicho esto, se aclara que la línea de retorno común debe ser dimensionada con diferentes diámetros a lo largo de todo el recorrido, en función del tamaño de cada tubería que se vaya incorporando a ella.

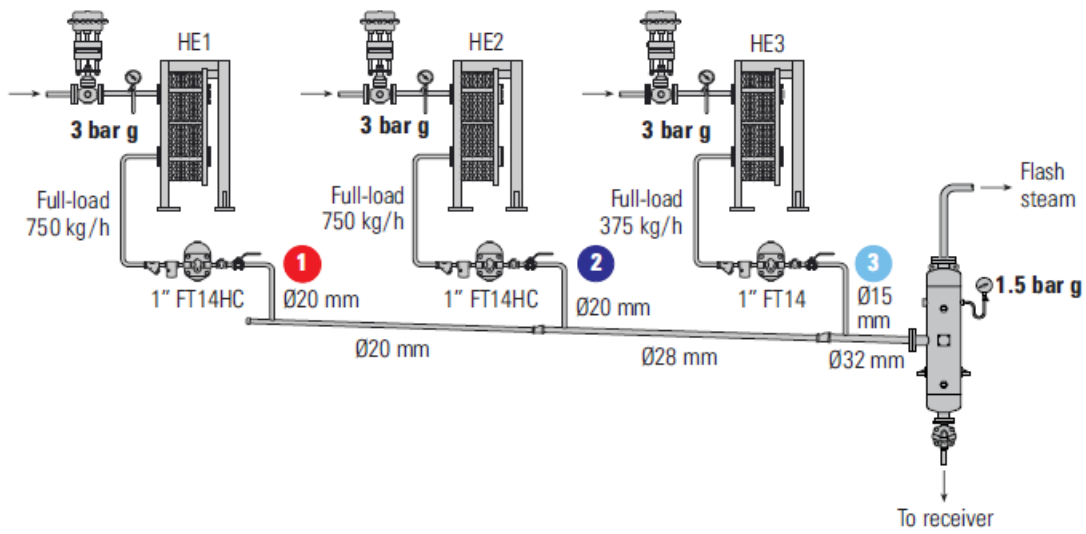
Para dimensionar las tuberías comunes se utilizará el método que propone Spirax Sarco en el libro "The Steam and Condensate Loop", donde al inicio se toma el diámetro de las dos primeras tuberías que llegan desde la trampa hasta la línea común y se calcula la raíz cuadrada de la suma de ambos elementos al cuadrado, para así determinar el diámetro de la línea común que hay después de la segunda tubería. Luego, se hace el mismo procedimiento si se agrega otra descarga, solo que esta vez se toma el diámetro de esta nueva tubería y el diámetro del resultado anterior, como se muestra a continuación en un ejemplo dado por Spirax Sarco.

Ejemplo:

La figura muestra 3 intercambiadores de calor, cada uno trabajando por separado al mismo tiempo. La entrada del condensado a la trampa se da a 3 barg y se descarga a un tanque flash que se encuentra a 1,5 barg. Utilizando la

Gráfica 9, se determinan los diámetros para las tuberías que salen de las trampas, como se puede apreciar en la figura.

Figura 31. Ejemplo de cómo seleccionar tubería



Fuente. Spirax Sarco

El diámetro de la tubería común entre la línea 1 y 2 es la misma que la línea 1 por contener solamente el condensado de ella misma. Para el tamaño de tubería común después de la línea de descarga 2, se tiene:

Ecuación 17

$$D_2 = \sqrt{d_1^2 + d_2^2}$$

$$D_2 = \sqrt{20^2 + 20^2}$$

$$D_2 = 28 \text{ mm}$$

El diámetro de la tubería común después de la línea 3 se determina:

$$D_3 = \sqrt{D_2^2 + d_3^2}$$

$$D_3 = \sqrt{28^2 + 15^2}$$

$$D_3 = 32 \text{ mm}$$

Donde:

D_2 = Diámetro de tubería común entre 2 y 3 [mm].

D_3 = Diámetro de tubería común entre 3 y tanque flash [mm].

d_1 = Diámetro de tubería 1 proveniente de la trampa [mm].

d_2 = Diámetro de tubería 2 proveniente de la trampa [mm].

d_3 = Diámetro de tubería 3 proveniente de la trampa [mm].

La dimensión teórica de 28 mm para la tubería entre las líneas 2 y 3 no existe en diámetros nominales comerciales. Cuando esto sucede y el tamaño calculado no es tan grande al diámetro nominal comercial, es práctico seleccionar el tamaño inmediatamente inferior cuando la línea común baja o se mantiene a la misma altura. En cambio, se selecciona el diámetro inmediatamente superior si la tubería común debe subir. En este caso, el diámetro para la tubería entre 2 y 3 se selecciona en 25 mm.

Spirax Sarco también brinda una tabla para dimensionar las tuberías comunes sin tener que realizar los cálculos mostrados anteriormente, la cual se puede revisar en anexos (ver Tabla 51).

Se puede notar que el dimensionado de la tubería común depende de las líneas cercanas entre sí y el orden de posición que estas lleven. Para dimensionar las tuberías y seguir este procedimiento, se ordenan las líneas de descarga con respecto al posicionamiento real de los equipos en la planta.

10.3.1 Refinería 1

En la figura siguiente se plantea el orden a seguir tanto para el cálculo, como para la distribución física de las tuberías. Se ordenan de dicha manera debido a la posición de las líneas provenientes de las trampas, con respecto a la distancia entre ellas y a la tubería común. En la figura, los trazos que se encuentran debajo, indican que en la realidad son líneas de descarga que deben subir, y las tuberías que se encuentran por encima, indica las que descargan el condensado por gravedad.

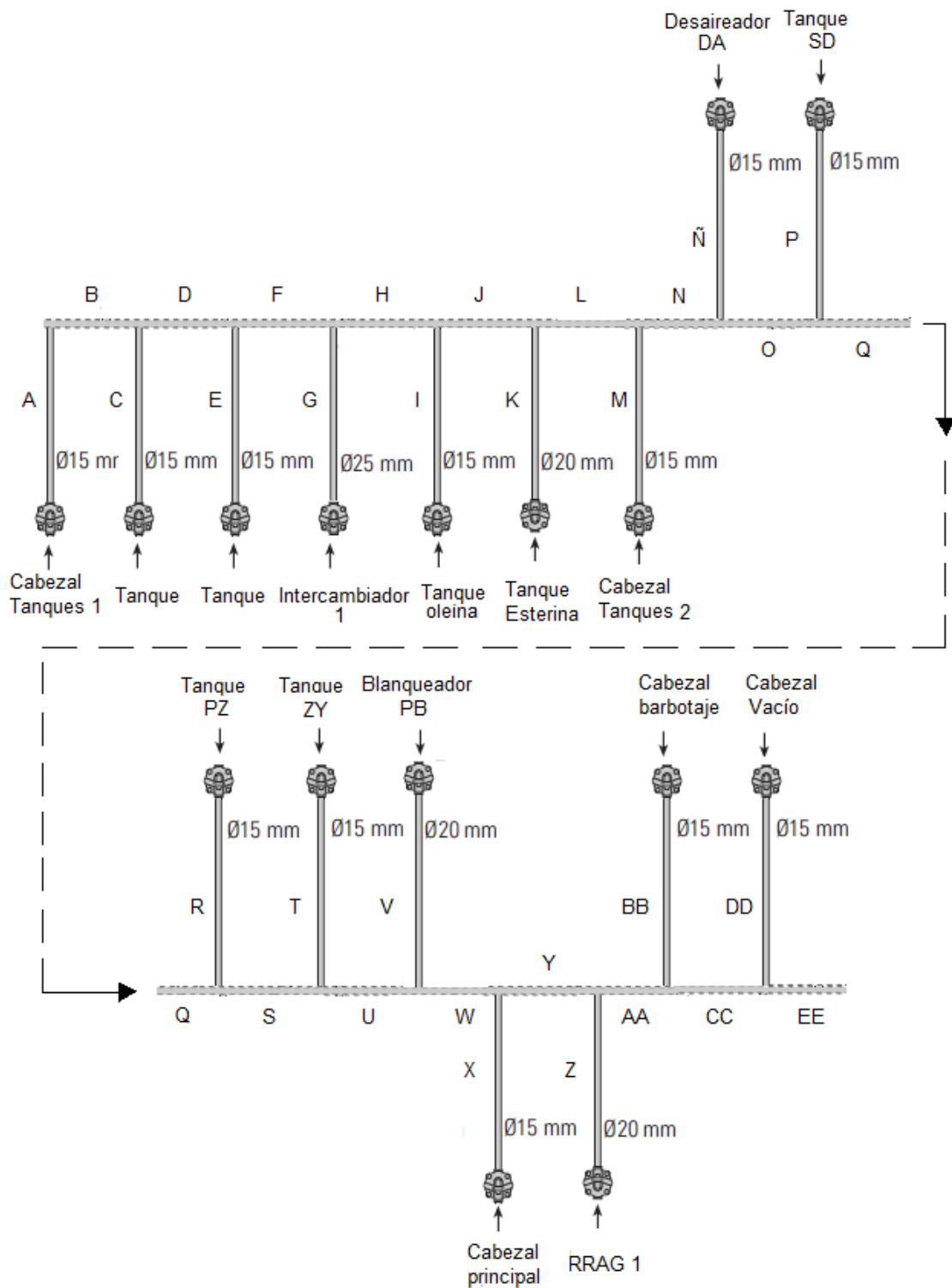


Figura 32. Acomodo de tuberías en la refinería 1

Fuente. Elaboración propia

La Tabla 26 muestra los cálculos y resultados de la selección de los diámetros, para los diferentes tramos que se encuentran en la tubería común de condensados.

Tabla 26. Diámetros para tubería común de la refinería 1

Línea	Diámetro de la línea (mm)	Diámetro comercial (DN)
A	15	
B	15	
C	15	
D	$\sqrt{15^2 + 15^2} = 21$	20
E	15	
F	$\sqrt{21^2 + 15^2} = 26$	25
G	25	
H	$\sqrt{26^2 + 25^2} = 36$	40
I	15	
J	$\sqrt{36^2 + 15^2} = 39$	40
K	20	
L	$\sqrt{39^2 + 20^2} = 44$	50
M	15	
N	$\sqrt{44^2 + 15^2} = 46$	50
Ñ	15	
O	$\sqrt{46 + 15^2} = 48$	50
P	15	
Q	$\sqrt{48^2 + 15^2} = 50$	50
R	15	
S	$\sqrt{50^2 + 15^2} = 52$	50
T	15	
U	$\sqrt{52^2 + 15^2} = 54$	65
V	20	
W	$\sqrt{54^2 + 20^2} = 58$	65
X	15	
Y	$\sqrt{58^2 + 15^2} = 60$	65
Z	20	
AA	$\sqrt{60^2 + 20^2} = 63$	65
BB	15	
CC	$\sqrt{63^2 + 15^2} = 65$	65
DD	15	
EE	$\sqrt{65^2 + 15^2} = 67$	65

Fuente. Elaboración propia

10.3.2 Refinería 2

La Figura 33. Acomodo de tuberías en la refinería 2 Figura 33 y la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** muestran el posicionamiento de las tuberías y sus respectivos diámetros.

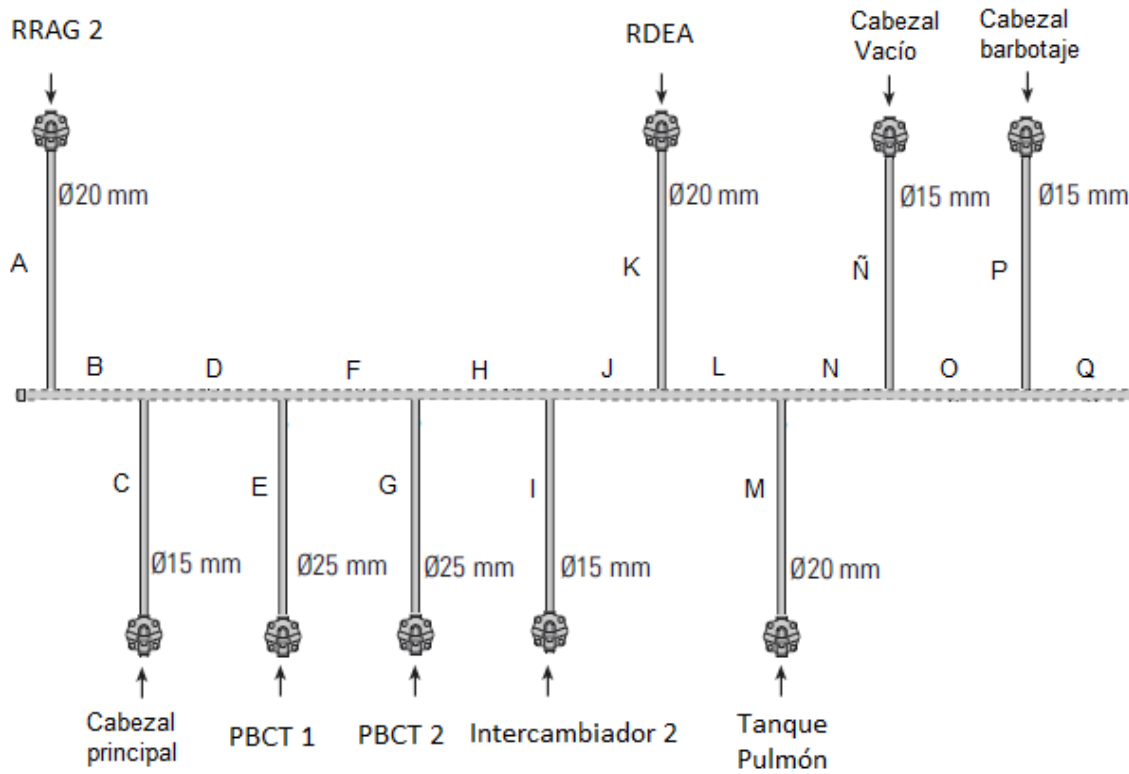


Figura 33. Acomodo de tuberías en la refinería 2

Fuente. Elaboración propia

Tabla 27. Diámetros para tubería común de la refinería 2

Línea	Diámetro de la línea (mm)	Diámetro comercial (DN)
A	20	
B	20	
C	15	
D	$\sqrt{20^2 + 15^2} = 25$	25
E	25	
F	$\sqrt{25^2 + 25^2} = 35$	32
G	25	
H	$\sqrt{35^2 + 25^2} = 43$	40
I	15	
J	$\sqrt{43^2 + 15^2} = 46$	50
K	20	
L	$\sqrt{46^2 + 20^2} = 50$	50
M	20	
N	$\sqrt{50 + 20^2} = 54$	65
Ñ	15	
O	$\sqrt{54^2 + 15^2} = 56$	65
P	15	
Q	$\sqrt{56^2 + 15^2} = 58$	65

Fuente. Elaboración propia

Con las tuberías seleccionadas en ambas refinерías, se decide juntarlas para utilizar un único tanque flash en esta parte de la planta.

10.3.3 Línea común entre refinería 1 y 2

Para unir las dos líneas finales de ambas refinерías, se realiza el cálculo con la línea “EE” de la refinерía 1 y la línea “Q” de la refinерía 2.

Tabla 28. Diámetros para tubería común de refinерía 1 y 2

Línea	Diámetro de la línea (mm)	Diámetro comercial (DN)
EE	67	
Q	58	
LCR	$\sqrt{67^2 + 58^2} = 88$	100

10.3.4 Tanques de almacenamiento

De los casi 30 tanques de almacenamiento que se encuentran en la planta, se pudo observar que nunca hay más de 5 tanques descargando condensado al mismo tiempo. También se nota que los 5 tanques que trabajan simultáneamente son distintos cada día. En la figura se muestra un plano alzado de las zonas donde hay tanques, y también se muestra la configuración típica de descarga: tres en la zona 1 y dos en la zona 2.

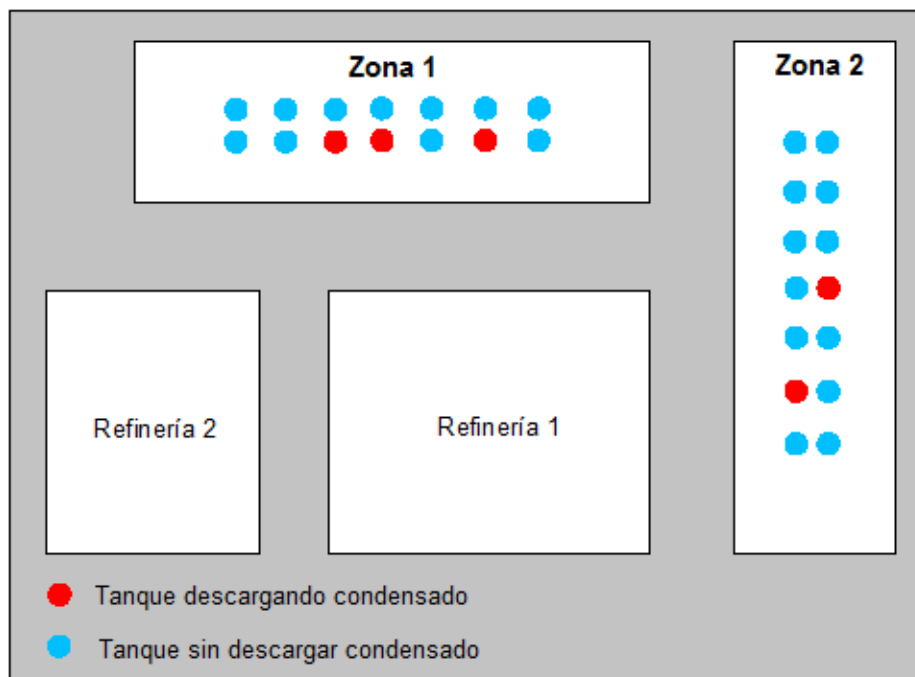


Figura 34. Distribución de tanques de almacenamiento

Fuente. Elaboración propia (AutoCad 2006)

Debido a que no todos los tanques descargan al mismo tiempo y su puesta en marcha es aleatoria, se decide seleccionar un mismo diámetro para todo el tramo de cada zona y luego juntarlos más adelante.

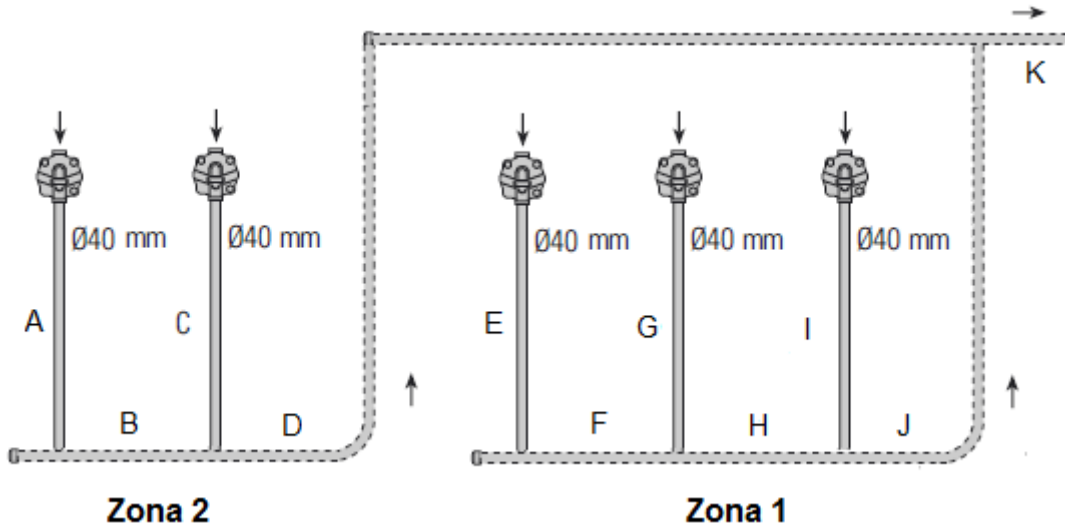


Figura 35. Tuberías de tanques de almacenamiento

Fuente. Elaboración propia

Tabla 29. Diámetros para tubería común de la refinería 2

Línea	Diámetro de la línea (mm)	Diámetro comercial (DN)
A	40	
B	40	
C	40	
D	$\sqrt{40^2 + 40^2} = 57$	65
E	40	
F	40	
G	40	
H	$\sqrt{40^2 + 40^2} = 57$	65
I	40	
J	$\sqrt{57^2 + 40^2} = 70$	80
K	$\sqrt{57^2 + 70^2} = 90$	100

Fuente. Elaboración propia

10.4 Tanque flash

El tanque de vapor flash es necesario porque separa el vapor flash del condensado. La figura muestra un tanque de vapor flash típico construido cumpliendo con las características que manda la directiva europea sobre equipos a presión 97/23/EC (Spirax Sarco, 2014).

Luego de que el condensado y el vapor flash ingresen al tanque flash, el condensado cae por gravedad a la parte inferior del envase, donde es drenado vía trampa de flotador, para ser bombeado al receptor de la caldera. El vapor flash en el tanque sale por una tubería en la parte superior hacia algún equipo de baja presión.

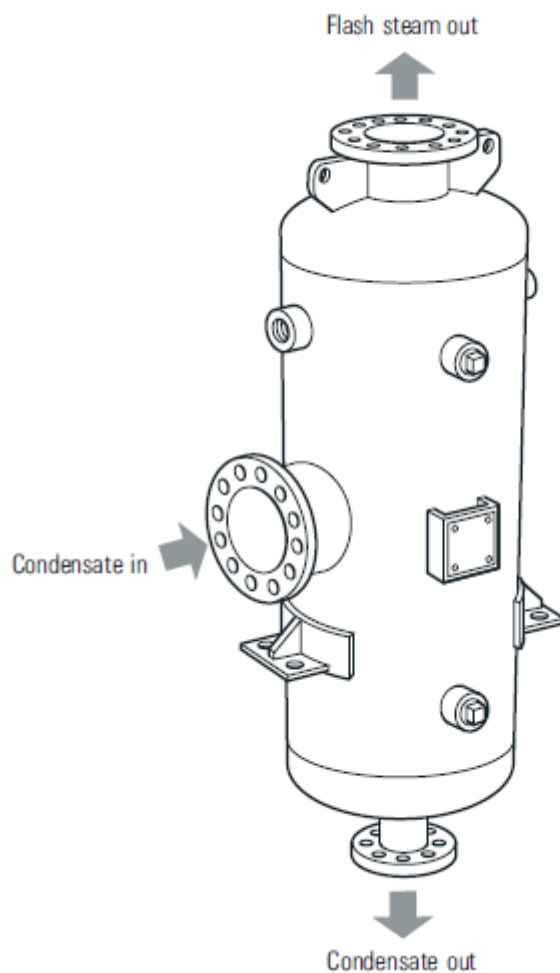


Figura 36. Tanque de vapor flash

Fuente. Spirax Sarco

Para seleccionar el tanque flash, se requiere la siguiente información:

- A. La presión del vapor antes de la trampa que descarga al tanque.
- B. El condensado total dentro del tanque flash.
- C. La presión del vapor flash dentro del tanque flash.

10.4.1 Tanque flash para refinerías

El condensado que entre al tanque se va a tomar como la suma de cada total que se puede observar en la Tabla 12 y Tabla 16, multiplicado por un factor de seguridad de 1,5.

Ecuación 18

$$C_{TR} = (C_{T1} + C_{T2}) \times 1,5$$

$$C_{TR} = (779 + 1172) \times 1,5$$

$$C_{TR} \cong 3\,000 \text{ kg/h}$$

Donde:

C_{TR} = Condensado total de ambas refinerías [kg/h].

C_{T1} = Condensado total de refinería 1 [kg/h].

C_{T2} = Condensado total de refinería 2 [kg/h].

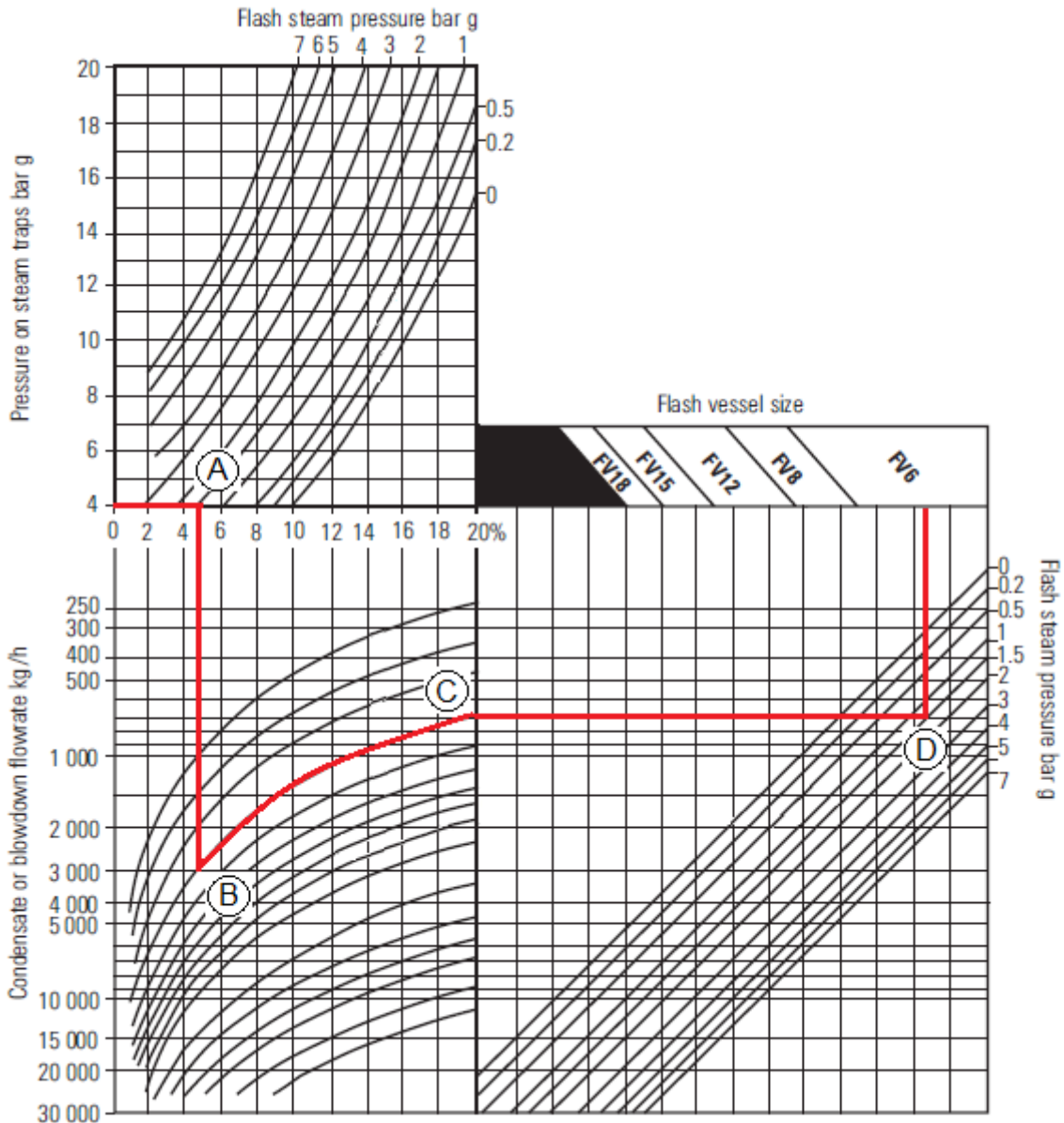
1,5 = Factor de seguridad.

Utilizando esta información, junto con la Gráfica 10, el tamaño del tanque puede ser determinado a como se muestra el siguiente ejemplo:

El condensado entra a la trampa a 4 barg y tiene un caudal de 3 000 kg/h, que se descarga al tanque flash a 1,5 barg.

- A. Desde la presión de 4 barg, trazar una línea horizontal hasta la presión en el tanque flash – A.
- B. Bajar verticalmente hasta el caudal de condensado en kg/h – B.
- C. Seguir la curva hacia la derecha – C, hasta cortar la línea de presión en el tanque flash – D.
- D. Subir hasta el tamaño del tanque. Seleccionar el tanque flash, que en este caso se requiere un FV6.

Gráfica 3. Ejemplo de cómo seleccionar el tanque flash para refinerías



Fuente. Spirax Sarco (2014)

10.4.2 Tanque flash para tanques de almacenamiento

El condensado total para los tanques de almacenamiento se va a tomar como 5 veces el promedio que se muestra en la Tabla 20.

Ecuación 19

$$C_{TT} = 5 \times C_{PT}$$

$$C_{TT} = 5 \times 394$$

$$C_{TT} \cong 2\,000 \text{ kg/h}$$

Donde:

C_{TT} = Condensado total de tanques [kg/g].

C_{PT} = Condensado promedio de tanques [kg/g].

5 = Cantidad de tanques que descargan al mismo tiempo.

Se selecciona el tanque flash con ayuda de la Gráfica 10 y se determina otro tanque FV6.

10.5 Línea de retorno con bomba

La presión de vapor es una consideración de suma importancia cuando se bombea condensado. Este, usualmente se forma a temperaturas cercanas a su punto de ebullición, lo que podría causar dificultades cuando se maneja con una bomba centrífuga, que tiene un área de baja presión en el centro del impeler. Esto provoca un efecto de succión que atrae el líquido hacia dentro de la bomba. A pesar de que la presión es pequeña, si el condensado está cerca de su presión de ebullición, una parte se hará vapor en forma de pequeñas burbujas. Estas burbujas de vapor ocupan un volumen significativamente mayor que la masa equivalente de agua (Spirax Sarco, 2014).

A medida que las burbujas viajan a través del impulsor hacia su borde exterior, experimentan una presión creciente. En algún punto durante ese viaje, se sobrepasa la presión de vapor, y las burbujas de vapor implotan con una fuerza considerable. Esto se denomina cavitación, un efecto ruidoso y destructivo en la parte interna de la bomba.

Por esta razón, se recomienda que el condensado se bombee mediante bombas eléctricas diseñadas específicamente para la tarea o bombas mecánicas.

10.5.1 Selección de bomba mecánica

Datos:

- A. Carga de condensado = 5 000 kg/h.
- B. Presión de vapor para la bomba mecánica = 4 barg.
- C. Elevación vertical = 5 m.
- D. Presión en el tanque de retorno = 0,5 barg.

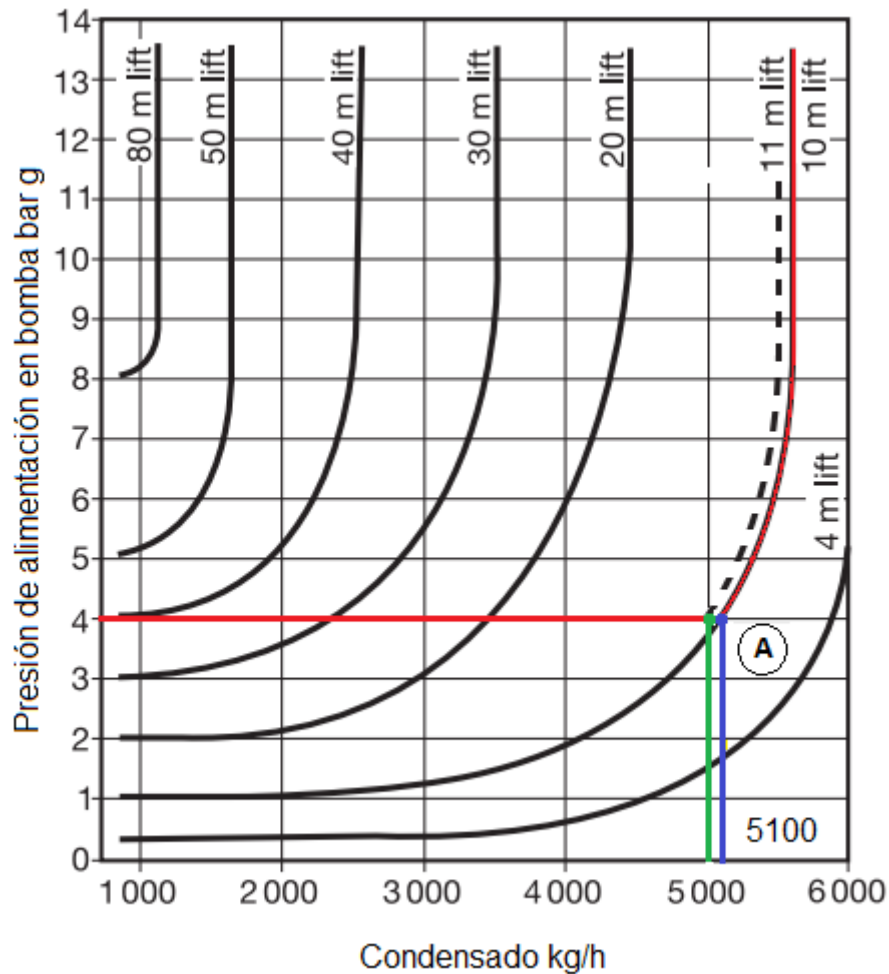
Lo ideal sería que la presión en el tanque de agua sea la atmosférica, pero por ser agua caliente cercana al punto de evaporación, siempre hay cierta presión. La elevación vertical equivalente a dicha presión se toma como 5 m, para tener una elevación equivalente total de 10 m.

Con todos los datos a mano, se selecciona una bomba que cumpla con los requerimientos del sistema. En este caso se selecciona la bomba MFP14, serie DN80 x DN50 de la marca Spirax Sarco, como se puede apreciar a continuación.

A. Entrando a la

- B. Gráfica 4, desde la presión de 4 barg se traza una línea horizontal hasta chocar con la curva de 10 m en el punto "A".
- C. Bajar verticalmente para leer la cantidad de condensado que puede bombear a esas condiciones.
- D. Si el condensado leído es mayor o igual a 5 000 kg/h, la bomba cumple con los requerimientos. Si hubiese sido menor, debería buscarse otra bomba.

Gráfica 4. Capacidades de condensado para bomba DN80 x DN50



Fuente. Spirax Sarco

La línea azul muestra que efectivamente el condensado es mayor a 5 000 kg/h y quiere decir que la bomba puede levantar verticalmente un flujo de 5 100 kg/h a 10 m; en palabras más sencillas, bombea 100 kg más del condensado requerido por hora.

La línea verde indica que la bomba puede levantar verticalmente el flujo justo de 5 000 kg/h hasta una altura de 11 m. Esto quiere decir que, con el condensado requerido inicialmente, la bomba podría levantar 1 m más del que se necesita, y que en la tubería de retorno hacia el tanque de agua se puede permitir una pérdida de presión por fricción equivalente a 1 m vertical, lo que servirá en la sección siguiente para dimensionar la tubería de retorno a la salida de la bomba.

10.6 Línea de retorno con bomba

El diámetro de la tubería de descarga para una bomba mecánica usualmente puede ser seleccionado con el mismo tamaño que posee la salida de la bomba, siempre y cuando el recorrido total de la línea hasta el tanque de agua sea menor a los 100 m.

Al haber 50 m desde el lugar donde se colocará la bomba, sumándole un 10% por accesorios se tiene una longitud total de 55 m, lo cual permite seleccionar la tubería con el diámetro de salida de la bomba MFP14. Este diámetro será de 50 mm (ver Figura 41).

Capítulo 11 Análisis Económico

Todos los equipos y materiales que se utilizarán en el proyecto de retorno de condensado se cotizaron gracias a la base de datos que maneja Coopeagropal R.L, debido a que los proveedores de las marcas seleccionadas no facilitaron la información de los precios, aunque estos fueron solicitados 22 días antes de la fecha de límite para entrega del proyecto.

11.1 Trampas de vapor

Las trampas de vapor seleccionadas son de TLV y su distribución en Costa Rica está a cargo de TecnoSagot.

Tabla 30. Cotización de trampas de vapor marca TLV

Tipo	Serie	Orificio	Cantidad	Precio unidad (₡)	Precio total (₡)
Flotador	J3S-X	5	4	432 650	1 730 600
Flotador	J3S-X	10	4	410 225	1 640 900
Flotador	J3S-X	14	1	401 650	401 650
Flotador	J3S-X	21	1	432 325	432 325
Flotador	J6S-X	5	1	678 320	678 320
Termodinámica	A3N	15-25 mm	8	224 570	224 570
Total	-----				5 108 365

Fuente. Elaboración propia

11.2 Equipos y tuberías

En esta sección se incluye la cotización de los dos tanques flash y la bomba de condensado, ambos de la marca Spirax Sarco, cuyo distribuidor en Costa Rica es Tecnoval. Para las tuberías, se realiza la cotización de igual manera en el sistema de bodegas de Coopeagropal R.L para acero al carbono, por ser un material típico para estas aplicaciones, sin elevar el costo como en el caso del acero inoxidable.

Tabla 31. Precio de bombas y tanque flash

Equipo	Serie	Cantidad	Precio unidad (₡)	Precio total (₡)
Tanque flash	FV6	2	723 415	1 446 830
Bomba mecánica	MPF14	1	1 215 400	1 215 400
Total	-----			2 662230

Fuente. Elaboración propia

Tabla 32. Cotización de tubería de 6 metros en acero al carbono, cédula 40.

Diámetro (DN)	Cantidad	Precio unidad (₡)	Precio total (₡)
15	4	3 816	15 264
20	6	5 489	32 934
25	5	7 604	38 020
32	3	9 577	28 731
40	3	12 193	36 579
50	12	15 280	183 360
65	5	20 526	102 630
80	1	24 951	24 951
100	16	36 522	58 4352
Total	-----		1 046 821

Fuente. Elaboración propia

Una vez cotizados los equipos y materiales, se suman las cantidades totales. El precio total del proyecto es de ₡8 817 416.

11.3 Costo de agua

Para determinar el costo de agua de alimentación, se decide calcular el costo de la energía eléctrica utilizada para poner en marcha las bombas que transportan el agua desde el lago hasta la caldera, más el costo de los tratamientos químicos y el salario de los operadores.

Ecuación 20

Costo total = Energía eléctrica + Tratamientos químicos + Salarios operadores

11.3.1 Energía eléctrica

Para obtener el precio que se paga por utilizar las bombas de agua, se necesitan la potencia y la energía consumida por cada uno. Se realiza el procedimiento técnico y posterior cálculo a como sigue:

Ahora se muestra un ejemplo de cálculo para la bomba 4.

- A. Se mide la corriente con un amperímetro de gancho en las tres líneas del motor de cada bomba y luego se saca un promedio donde se tiene 24,2 A.
- B. La tensión y el factor de potencia se leen en la placa del motor, que son 460 V y 0,81, respectivamente.
- C. El comportamiento típico de la bomba es permanecer en operación por 2 minutos, para luego descansar otros 2 y así se repite el ciclo de trabajo todo el día; por lo que el tiempo de operación transcurrida 1 hora es de tan solo 30 minutos y luego de un día, trabaja 12 horas.
- D. Potencia consumida se determina por la siguiente fórmula:

Ecuación 21

$$P = \frac{\sqrt{3} \times V \times I \times FP}{1000}$$
$$P = \frac{\sqrt{3} \times 460 \times 24,2 \times 0,81}{1000}$$
$$P = 15,62 \text{ kW}$$

Donde:

P = Potencia consumida [kW]

V = Tensión de la red [V]

I = Corriente de línea [A]

FP = Factor de potencia

1000 = Para convertir watts en kilowatts

E. La energía que se consumen en un mes se determina de esta manera:

Ecuación 22

$$E = P \times t \times 30$$

$$E = 15,62 \times 12 \times 30$$

$$E = 5\,623 \text{ kWh}$$

Donde:

E = Energía consumida [kWh]

P = Potencia consumida [kW]

t = Tiempo de operación en un día [h]

30 = Para convertir los kWh de un día a kWh por mes

F. Ahora se consulta la tarifa establecida por el ICE para este tipo de industrias, que se pueden apreciar en la tabla siguiente.

Tabla 33. Costo mensual establecido por el ICE para tarifa en media tensión (T-MT)

Cargo por potencia, por cada kW	
Periodo punta:	¢ 10 892.34
Periodo valle:	¢ 7 605.19
Periodo nocturno:	¢ 4 871.30
Cargo por energía, por cada kWh	
Periodo punta:	¢ 67.13
Periodo valle:	¢ 24.93
Periodo nocturno:	¢ 15.34

Fuente. Instituto Costarricense de Electricidad

La electricidad se cobra de manera distinta a diferentes horas del día, como se muestra en la Tabla 33 y debido a eso se debe tener claro a cuáles y cuántas horas corresponden del día, según lo indica el ICE.

Período punta: Se define como período punta al comprendido entre las 10:01 y las 12:30 horas y entre las 17:31 y las 20:00 horas, para un total de 5 horas.

Período valle: Se define como período valle al comprendido entre las 6:01 y las 10:00 horas y entre las 12:31 y las 17:30 horas, para un total de 9 horas.

Período nocturno: Se define como período nocturno al comprendido entre las 20:01 y las 6:00 horas del día siguiente, para un total de 10 horas.

- G. Se termina el monto a pagar, teniendo en cuenta que la cantidad de horas en cada periodo se divide entre dos, debido a que los motores solo trabajan la mitad del tiempo

Se calcula el monto a pagar debido a la potencia.

Ecuación 23

$$\text{Monto Potencia} = \frac{P}{24} \times (2,5 \times PPP + 4,5 \times PVP + 5 \times PNP)$$

$$\text{Monto potencia} = \frac{15,62}{24} \times (2,5 \times 10\,892,34 + 4,5 \times 7\,605,19 + 5 \times 4\,781,30)$$

$$\text{Monto Potencia} = 55\,556 \text{ ¢/mes}$$

A continuación, se calcula el monto a pagar por energía.

Ecuación 24

$$\text{Monto Energía} = \frac{E}{24} \times (2,5 \times PPE + 4,5 \times PVE + 5 \times PNE)$$

$$\text{Monto Energía} = \frac{5\,623}{24} \times (2,5 \times 67,13 + 4,5 \times 24,93 + 5 \times 15,34)$$

$$\text{Monto Energía} = 83\,574 \text{ ¢/mes}$$

Donde

P = Potencia [kW/mes]

E = Energía [kWh/mes]

24 = 24 h

2,5 = Horas de trabajo en periodo punta [h]

4,5 = Horas de trabajo en periodo valle [h]

5 = Horas de trabajo en periodo nocturno [h]

PPP = Periodo punta de potencia [€/kW]

PVP = Periodo valle potencia [€/kW]

PNP = Periodo nocturno de potencia [€/kW]

PPE = Periodo punta de energía [€/kWh]

PVE = Periodo valle energía [€/kWh]

PNE = Periodo nocturno de energía [€/kWh]

El monto por pagar en cuanto a demanda eléctrica es la suma del monto por potencia y el monto por energía.

$$\text{Energía eléctrica} = 139\ 130 \text{ €/mes}$$

El costo que demanda el motor de la bomba 4 es de 139 130 €/mes. Para obtener el monto eléctrico total, se realiza el mismo procedimiento para cada bomba desde el punto A hasta el G y así sacar el monto por energía eléctrica de cada uno, que luego sumados dan el total. Al final, con ayuda de Excel se obtiene un monto por energía eléctrica de € 1 390 377

Tabla 34. Costos por energía eléctrica en bombas de agua para caldera

Equipo	Corriente (A)	Tensión (V)	FP	Potencia (kW)	Horas al día	Energía mensual (kWh)	Costo (€/mes)
Bomba 1	22,9	460	0,87	15,85	12	5 706,15	141 482
Bomba 2	12,4	460	0,83	8,22	12	2 959,97	73 391
Bomba 3	14,5	460	0,83	9,61	12	3 459,91	85 787
Bomba 4	24,2	460	0,81	15,62	12	5 623,14	139 130
Bomba 5	156,7	460	0,88	109,84	12	39 543,97	980 481
Total	-----						1 420 271

Fuente. Elaboración propia

11.3.2 Tratamientos químicos

El agua que se utiliza en caldera es tratada con los químicos que se presentan en la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia..** Las cantidades y precios que allí se muestran están dadas por el señor Luis Saborio Mora, asistente de bodegas en Coopeagropal R.L, que brinda una hoja de Excel con datos reportados del 9 de enero de 2016 hasta el 24 de diciembre del mismo año. A continuación, se muestran los datos reportados en el último mes del año 2016.

Tabla 35. Costos en químicos para agua de caldera en diciembre de 2016

Fecha	Producto	Cantidad	Costo unitario (₡)	Costo total (₡)
03/12/2016	Sal roca	2 500	82,37	205 936,25
08/12/2016	Sal roca	2 500	83,81	209 527,50
10/12/2016	Sal roca	2 500	83,81	209 527,50
14/12/2016	Sal roca	3 250	83,81	272 385,75
17/12/2016	Sal roca	2 500	83,81	209 527,50
22/12/2016	Sal roca	2 500	83,81	209 527,50
24/12/2016	Sal roca	1 500	83,81	125 716,50
28/12/2016	Sal roca	3 000	83,81	251 433,00
05/12/2016	Sulfato de aluminio	200	247,09	49 417,24
10/12/2016	Sulfato de aluminio	100	245,80	24 580,10
14/12/2016	Sulfato de aluminio	100	245,80	24 580,10
17/12/2016	Sulfato de aluminio	200	245,80	49 160,20
24/12/2016	Sulfato de aluminio	200	245,80	49 160,20
12/12/2016	Vapen 300	20	1 917,66	38 353,11
20/12/2016	Vapen 300	80	1 910,05	152 804,26
24/12/2016	Vapen 300	120	1 910,05	229 206,40
Factura diciembre	-----	-		2 310 843,11

Fuente. Bodega Coopeagropal R.L

La Tabla 36 muestra el total de cada mes, y al final contiene el promedio de todos los meses, que será el valor para utilizar en el cálculo definitivo del costo en tratamientos químicos.

Tabla 36. Costos mensuales de químicos para agua de caldera en el año 2016

Mes	Costo (₡)
Enero	3 305 063
Febrero	2 933 419
Marzo	2 506 858
Abril	2 616 739
Mayo	2 450 348
Junio	2 510 886
Julio	3 395 968
Agosto	2 743 646
Septiembre	2 819 219
Octubre	2 360 846
Noviembre	2 251 101
Diciembre	2 310 843
Promedio	2 683 745 ₡/mes

Fuente. Bodega Coopeagropal R.L

11.3.3 Salario de operadores

El salario de los operadores encargados de aguas será incluido en este análisis, ya que sin ellos no sería posible el transporte y tratamiento de esta materia prima fundamental en el proceso productivo de Coopeagropal R.L. Se cuenta con 3 personas a lo largo del día (un operador por cada turno), cuyo salario por mes ronda en promedio los ₡400 000 netos para el turno de día, ₡500 000 para el turno tarde-noche y ₡600 000 para el turno de la noche, multiplicados por 1,44 debido a las cargas sociales se tiene un costo total de ₡2 160 000 entre los 3 operadores.

Tabla 37. Salario de operadores de tecniaguas

Turno operadores	Cantidad operadores	Salario neto (₡/mes)	Salario cargas sociales (₡/mes)
Día	1	400 000	576 000
Tarde-noche	1	500 000	720 000
Noche	1	600 000	864 000
Total			2 160 000

Fuente. Elaboración propia

11.3.4 Costo total de agua

El costo total del agua por mes sería:

Ecuación 25

$Costo\ total = \text{Energía eléctrica} + \text{Tratamientos químicos} + \text{Salarios operadores}$

$$Costo\ total = 1\ 420\ 271 + 2\ 683\ 745 + 2\ 160\ 000$$

$$Costo\ total\ por\ mes = 6\ 264\ 016\ \text{₡/mes}$$

Teniendo conocimiento de que la caldera consume aproximadamente 25 toneladas de agua por hora para la generación de vapor y que trabaja de lunes a sábado, se determina el costo por masa de agua.

Ecuación 26

$$\text{Costo por tonelada de agua} = \frac{\text{Costo total por mes}}{26 \times 24 \times 25}$$

$$\text{Costo por tonelada de agua} = \frac{6\ 264\ 016}{26 \times 24 \times 25}$$

$$\text{Costo por tonelada de agua} = 400\ \text{₡/Ton}$$

Donde:

Costo por tonelada de agua en ₡/Ton

Costo total por mes se encuentra en ₡/mes

30 = Un mes contiene 30 días [día/mes]

24 = Un día contiene 24 horas [h/día]

25 = En una hora se consumen 24 toneladas de agua [Ton/h]

11.4 Costo de biomasa

El costo de la biomasa se calcula de forma similar al costo del agua, incluyendo la energía eléctrica consumida por los motores que mueven los tornillos sinfines y elevadores de cadena utilizados en la elaboración de esta materia prima, así como medio de transporte, más el salario de los operadores.

Ecuación 27

$$\text{Costo total} = \text{Energía eléctrica} + \text{Salarios operadores}$$

11.4.1 Energía eléctrica

El cargo mensual por energía eléctrica involucrada en el proceso de fabricación y transporte de biomasa se puede determinar de igual manera como se muestra en el punto 11.3.1, con los datos respectivos. La

Tabla 38 muestra los datos de todos los motores involucrados; solo que en este caso los motores trabajan las 24 horas del día y no 12 como las bombas, por lo demás, es el mismo procedimiento. Es importante saber que los domingos no se trabaja esta parte de la planta y los días del mes se toman como 27.

Tabla 38. Costos por energía eléctrica utilizada en la fabricación de biomasa

Equipo	Corriente (A)	Tensión (V)	FP	Potencia (kW)	Energía mensual (kWh)	Costo (€/mes)
Rompe 1	14,2	460	0,84	9,53	5 944,14	244 812
Rompe 2	14,7	460	0,88	10,33	6 445,95	265 480
Ciclón fibra	94,4	460	0,89	66,96	41 784,80	1 720 932
Ciclón casarilla	35,7	460	0,83	23,63	14 745,34	607 295
Ventilador 1	4,5	460	0,83	2,98	1 856,92	76 478
Ventilador 2	4,4	460	0,75	2,63	1 640,65	67 571
Ventilador 3	4,5	460	0,75	2,67	1 665,51	68 595
Ventilador 4	4,5	460	0,75	2,69	1 677,94	69 107
Ventilador 5	4,5	460	0,75	2,71	1 690,37	69 618
Redler 1	5,5	460	0,75	3,29	2 050,82	84 464
Redler 2	4,7	460	0,75	2,79	1 740,09	71 666
Redler 3	4,3	460	0,85	2,93	1 831,23	75 420
Sinfín 5	12,5	460	0,82	8,17	5 095,97	209 880
Sinfín 8	6,5	460	0,85	4,42	2 760,94	113 710
Sinfín 6	4,4	460	0,76	2,64	1 649,93	67 953
Sinfín 7	4,5	460	0,86	3,06	1 909,79	78 655
Redler 8	5,6	460	0,85	3,79	2 366,52	97 466
Redler 4	9,5	460	0,85	6,46	4 028,72	165 925
Total	-----					4 155 035

Fuente. Elaboración propia (Excel 2013)

11.4.2 Salario de operadores

En cada turno se tienen a un operador encargado de palmistería, donde se encuentran los sinfines, y otro en la parte de caldera, que es la zona donde están los transportadores de cadena (redler). Por lo que hay 2 operadores por turno, para un total de 6 en el día.

Tabla 39. Salario de operadores en palmistería y caldera

Turno operadores	Cantidad operadores	Salario neto (€/mes)	Salario cargas sociales (€/mes)	Salario total (€/mes)
Día	2	400 000	576 000	1 152 000
Tarde-noche	2	500 000	720 000	1 440 000
Noche	2	600 000	864 000	1 728 000
Total	-----			4 320 000

Fuente. Elaboración propia

11.4.3 Costo total de biomasa

Ecuación 28

Costo total = Energía eléctrica + Salarios operadores

$$\text{Costo total} = 4\,155\,035 + 4\,320\,000$$

$$\text{Costo total biomasa} = 8\,475\,035 \text{ (€/mes)}$$

Si se sabe que la biomasa es un 36% de toda los RFF que se procesan, la cantidad de fabricación de este combustible es alrededor de 15 toneladas por hora; ya que, según datos de la planta, se procesan 40 toneladas de fruta fresca por hora, aproximadamente. Entonces el precio por tonelada es:

Ecuación 29

$$\text{Precio por tonelada} = \frac{\text{Costo total biomasa}}{\text{Cantidad} \times \text{Horas}}$$

$$\text{Precio por tonelada} = \frac{8\,475\,035}{15 \times 624}$$

$$\text{Precio por tonelada} = 905 \text{ €/ton}$$

Donde:

Cantidad = Cantidad de RFF convertida en biomasa [ton/h]

Horas = Horas de producción al mes [h/mes]

11.5 Costo producción de vapor

El costo de producción de este elemento tan importante es la suma de los costos por biomasa y agua, sin tomar en cuenta otros costos asociados al tratamiento de cenizas. El costo total del vapor es de ₡14 739 051.

11.6 Ahorro en agua

La cantidad de agua que se retorna a la caldera es la misma que se estaría ahorrando la planta. El total ahorrado es la suma del condensado medido que se indica en la sexta columna de las tablas 12, 16 y 20, donde se obtiene un total de 3 626 kilogramos de agua ahorrada en cada mes. En términos económicos, esto sería un ahorro de ₡908 100 al mes; 14% del total. A su vez, pasados los 10 meses, solo el ahorro en agua pagaría la inversión inicial del proyecto.

Tabla 40. Dinero ahorrado en agua

Condensado recuperado (Ton)	Precio por tonelada (₡/Ton)	Ahorro por mes (₡/mes)	Ahorro en 10 meses (₡)	Ahorro de agua
3,624	₡402	908 100	9 081 000	14%

Fuente. Elaboración propia (Excel 2013).

Del costo total que se incurre en la producción de vapor, el ahorro de 3 626 kilogramos de agua reduce este gasto en un 6%; esto sin incluir el ahorro de biomasa.

Es importante notar que ahorrar 3 626 kilogramos de agua al planeta, es un pequeño, pero importantísimo paso para conservar algo tan vital como lo es este líquido. Cualquier cantidad de agua que se pueda reutilizar es importante, y esta, claramente no es la excepción.

En verano se utilizan las motobombas de diésel y estas tendrán también el ahorro del 14%, por lo que ahorrarán ₡171 080 al mes.

11.7 Ahorro de biomasa

La biomasa es un caso particular, porque se puede disminuir su consumo en la caldera al mejorar su eficiencia y así ahorrar cierta cantidad de material, pero no se puede obtener un ahorro de forma directa, como sí pasa con el agua. Resulta que, para tener un ahorro en el precio de producción de biomasa, deberían detenerse los equipos de transporte a medida que se haya acumulado suficiente combustible y hacer que la caldera opere por una hora; así se bajaría la factura eléctrica, pero debido al tipo de producción continua que se tiene para extraer el aceite, la fibra y el pinzote con el que se fabrica la biomasa no dejará de llegar a los rompetortas (equipo para desmenuzar la fibra), por lo que se deberá de procesar de forma ininterrumpida.

Cuando se retorna condensado a la caldera, este se introduce a una temperatura cercana a los 363 K, que es mayor a la que entra el agua de alimentación principal, siendo esta 333 K. Los 30 K de diferencia a favor del condensado, supone una mejora en la eficiencia de la caldera, porque necesitaría menos energía para evaporar el agua dentro de los domos. Al final, mezclando 21,376 toneladas de agua fría con 3,624 toneladas de condensado, se obtiene agua a 337,43 K.

La Tabla 41 muestra la temperatura final que hay luego de mezclar agua de alimentación a 333 K y el condensado caliente a 363 K, calculado a como sigue.

Partiendo del hecho que la energía que gana el agua de alimentación debe ser igual a la del condensado, se tiene:

Ecuación 30

$$\dot{m}_a \times C_p \times (T_F - T_{ia}) = \dot{m}_c \times C_p \times (T_{ic} - T_F)$$

$$21,376 \times (T_F - 333) = 3,624 \times (363 - T_F)$$

$$T_F = \frac{363 \times 3,624 + 333 \times 21,376}{25}$$

$$T_F = 337,34 \text{ K}$$

Donde:

\dot{m}_a = Masa de agua [kg/h]

C_p = Calor específico del agua [kJ/kg]

T_F = Temperatura final de agua dentro de la caldera [K]

T_{ia} = Temperatura inicial de agua [K]

\dot{m}_c = Masa de condensado [kg/h]

T_{ic} = Temperatura inicial de condensado [K]

Tabla 41. Temperatura final de mezcla entre agua de alimentación y condensado caliente

Temperatura Agua (K)	333
Temperatura condensado (K)	363
Masa de agua (kg/h)	21 376
Masa de condensado (kg/h)	3 624
Tiempo de trabajo (h)	624
Temperatura final (K)	337,34

Fuente. Elaboración propia (Excel 2013)

La caldera al necesitar menos energía para evaporar el agua necesita menos combustible, y es ahí donde se produce una disminución en el consumo de la biomasa, de manera que habrá más en el almacén.

Al juntar el condensado con el agua de alimentación, dicha mezcla dentro de la caldera aumentaría 4,34 K en comparación con la temperatura del agua de alimentación actual, y sin necesidad de gastar energía proveniente de la biomasa. Propiamente, esta energía que se ahorra puede cuantificarse en términos de kilogramos de combustible sin quemar.

La Tabla 42 muestra la biomasa que debía gastarse para subir la temperatura 4,34 K introduciendo 25 toneladas de agua a 333 K, pero que, gracias a la mezcla con condensado, estos dos elementos se ahorrarán. También habrá una disminución de las cenizas.

11.7.1 Energía

Ecuación 31

$$\text{Energía ahorrada} = \frac{\dot{m}_T \times C_p \times (T_F - T_i)}{1000 \times \eta}$$

$$\text{Energía ahorrada} = \frac{25\,000 \times 4,186 \times (337,34 - 333)}{1000 \times 75\%}$$

$$\text{Energía ahorrada} = 606 \text{ MJ/h}$$

Donde:

\dot{m}_T = Masa total de agua a 333 K [kg/h].

C_p = Calor específico del agua estándar [kJ/kg K]

T_F = Temperatura final de agua dentro de la caldera [K]

T_i = Temperatura inicial de agua [K]

η = Eficiencia de la caldera.

11.7.2 Toneladas de biomasa

Ecuación 32

$$\text{Biomasa ahorrada} = \frac{624 \times \text{Energía ahorrada}}{Cc}$$

$$\text{Biomasa ahorrada} = \frac{624 \times 606}{17,87}$$

$$\text{Biomasa ahorrada} = 21 \text{ Ton}$$

Donde:

Cc = Capacidad calórica de biomasa. Ver columna 3 de tabla 4.

624 = Para obtener toneladas de biomasa al mes.

Tabla 42. Ahorro de biomasa y disminución de ceniza

Consumo biomasa (Ton/mes)	926
Ahorro biomasa (Ton/mes)	21
Disminución ceniza	2,3 %

Fuente. Elaboración propia

De estas 21 toneladas ahorradas en un mes, pasan a ser 147 en un año, ya que hay 7 meses de buena producción y se pasa por 5 meses donde es baja; se produce menos biomasa y se ahorra solo 7 meses, para gastar los otros 5 restantes.

En verano llega menos RFF a la planta y con ello baja la producción de biomasa. Cuando el combustible producido y almacenado no sea suficiente para alimentar la caldera, Coopeagropal R.L se ve obligado a comprar madera para hacer una mezcla. Entre octubre de 2016 y febrero de 2017, Coopeagropal R.L compró 900 toneladas de madera para revolver con la biomasa, situación que provoca gastos elevados, mostrados en la siguiente tabla.

Tabla 43. Costos incurridos con compra de madera para revolver con biomasa

Costo (€/Ton)	30 000
Cantidad (Ton)	900
Costo total (€)	27 000 000

Fuente. Proveeduría Coopeagropal R.L

Si se logran ahorrar 147 toneladas de biomasa, Coopeagropal R.L solo tendría que comprar 753 toneladas de madera, lo que significa una diferencia significativa de €4 410 000.

Conclusiones

1. La implementación del recuperado y retorno de condensado es una oportunidad de mejora y ahorro para Coopeagropal R.L.
2. Las dos refinерías y los tanques de almacenamiento del producto final son los lugares donde hay mayor posibilidad de recuperar condensado limpio, para luego devolverlo a la caldera.
3. La selección de trampas de vapor, tuberías y bombas de condensado formarán en conjunto un sistema eficiente de retorno de condensado que, disminuirá los costos de producción de vapor en un 6% solo de ahorro en agua.
4. El agua utilizada del río será 14% menor a la demanda que hay actualmente, y la cantidad de ceniza disminuirá en un 2,6%, lo que sería un gran avance en términos ambientales.
5. La inversión inicial del proyecto se paga en 10 meses, lo que significa una alta viabilidad del proyecto.

Recomendaciones

- Tener un mayor control del consumo de vapor en cada zona, instalando dispositivos de medición.
- Mejorar el sistema de vapor que va hacia los cocinadores, de modo que solo se use el vapor necesario y así evitar que haya exceso innecesario.
- Reparar fugas de vapor en válvulas y tuberías; con ello disminuir producción de vapor.
- Colocar un buen sistema para calentar el agua de alimentación a la caldera y evitar la disminución de la eficiencia.
- Revisar condición de serpentines en todos los equipos y asegurarse de que no haya contaminación del vapor.

Bibliografía

- Armstrong International. (1998). *Guía para la conservación de vapor en el drenado de condensados: evaluación y selección de trampas*. Michigan: Armstrong International, Inc.
- Bastos, O. (2017). *Sistemas de vapor: lección 11*. Cartago, Costa Rica.
- Bonilla, G. (2016). *Componentes de una caldera (pirotubular, acuatubular y mixta) [diapositivas de power point]*. Cartago: Tecnológico de Costa Rica.
- Cengel, Y., & Boles, M. (2009). *Termodinámica* (6 ed.). México: McGraw-Hill.
- Cengel, Y., & Cimbala, J. (2013). *Mecánica de fluidos. Fundamentos y aplicaciones*. Mexico, D.F.: McGraw-Hill.
- Chattopadhyay, P. (2001). *Boiler Operation Engineering: Questions and Answers*. United States of America: McGraw-Hill.
- Coopeagropal R.L. (2017). *Planta Extractora*. Recuperado el 11 de agosto de 2017, de <https://www.coopeagropal.co.cr/pagina/planta-extractora>
- Ministerio de Agricultura y Ganadería. (2007). *Cadena agroalimentaria del cultivo de palma aceitera en distrito de Chires de Puriscal*. Puriscal.

- MONARO. (2016). Capacitación en sistemas de vapor [documento PDF]. Cartago, Costa Rica.
- MONARO. (2016). Conceptos básicos del vapor [documento PDF]. Cartago, Costa Rica.
- MONARO. (2016). Operación de trampas de vapor [documento PDF]. Cartago, Costa Rica.
- Prendas, A. (2012). *Evaluación y rediseño de la red de aire comprimido en la planta procesadora de palma de aceite COOPEAGROPAL RL [Tesis de grado]*. Cartago: Tecnológico de Costa Rica.
- Rivas, D. (2006). *Estudio sobre fugas, estado y funcionamiento acerca de las trampas de vapor, cálculo de pérdidas de energía y de la cantidad de condensado formado al calentar el producto negro*. Cartago: Tecnológico de Costa Rica.
- Selmec. (1976). *Manual Selmec de calderas Cleaver Brooks*. México, D.F.: Sociedad Electro Mecánica.
- Spirax Sarco. (2011). *Design of Fluid Systems: Hook Ups*. Blythewood, SC: Spirax Sarco, Inc.
- Spirax Sarco. (2011). *Design of Fluid Systems: Steam Utilization*. Blythewood: Spirax Sarco, Inc.
- Spirax Sarco. (2014). *The Steam and Condensate Loop*. Blythewood: Spirax Sarco, Inc.
- Spirax Sarco. (s.f.). *Distribución de Vapor*. España: Spirax Sarco S.A.
- Spirax Sarco. (s.f.). *Recuperación de condensado en sistemas industriales de vapor*. Barcelona: Spirax Sarco S.A.
- TLV INTERNATIONAL. (2017). *Fundamentos de Vapor*. Recuperado el 24 de mayo de 2017, de <http://www.tlv.com/global/LA/steam-theory/flash-steam.html>

Venegas, C., Salazar, A., & Montero, C. (2013). *Balance energético de una extractora de aceite de palma aceitera, y análisis técnico y económico para el uso más eficiente de la biomasa generada en el proceso de extracción [Tesis de grado]*. San José: Universidad de Costa Rica.

Anexos

Tablas

Tabla 44. Superficie de tubería por metros

Tamaño de Tubo, in	Diámetro Exterior, mm	Superficie m ² / m	Peso de Tubería, kg/m		
			Cédula 40	Cédula 80	Cédula 160
1	33.4	0.105	2.51	3.23	4.24
1.25	42.2	0.132	3.38	4.46	5.59
1.5	48.3	0.152	4.05	5.40	7.23
2	60.3	0.190	5.43	7.47	11.08
2.5	73.0	0.229	8.61	11.40	14.89
3	88.9	0.279	11.26	15.25	21.31
3.5	101.6	0.319	13.55	18.61	—
4	114.3	0.359	16.05	22.29	33.63
5	141.3	0.444	21.75	30.92	49.04
6	168.3	0.529	28.23	42.51	67.4
8	219.1	0.688	42.48	64.56	111.1
10	273.1	0.858	60.23	81.45	173
12	323.9	1.017	79.8	131.8	240
14	355.6	1.117	94	159	283
16	406.4	1.277	123	204	365
18	457.2	1.436	156	254	460
20	508.0	1.596	183	311	564
24	609.6	1.915	254	442	806

Fuente. Armstrong International (1998)

Tabla 45. Propiedades termodinámicas del vapor

Columna 1 Presion Manométrica (bar)	Columna 2 Presion Absoluta (bar)	Columna 3 Temperatura del Vapor (°C)	Columna 4 Calor del Liquido Saturado (kJ/kg)	Columna 5 Calor Latente (kJ/kg)	Columna 6 Calor Total del Vapor (kJ/kg)	Columna 7 Volumen Especifico del Liquido Saturado (m ³ /kg)	Columna 8 Volumen Especifico del Vapor Saturado (m ³ /kg)
-1.008	0.0061	0.01	0.01	2501.3	2501.4	0.001 000	206.14
-0.99	0.02	17.50	73.48	2460.0	2533.5	0.001 001	67.00
-0.96	0.05	32.88	137.82	2423.7	2561.5	0.001 005	28.19
-0.91	0.10	45.81	191.83	2392.8	2584.7	0.001 010	14.67
-0.76	0.25	64.97	271.93	2346.3	2618.2	0.001 020	6.204
-0.51	0.50	81.33	340.49	2305.4	2645.9	0.001 030	3.240
-0.26	0.75	91.78	384.39	2278.6	2663.0	0.001 037	2.217
-0.01	1.00	99.63	417.46	2258.0	2675.5	0.001 043	1.6940
0.24	1.25	105.99	444.32	2241.0	2685.4	0.001 048	1.3749
0.49	1.50	111.37	467.11	2226.5	2693.6	0.001 053	1.1593
0.74	1.75	116.06	486.99	2213.6	2700.6	0.001 057	1.0036
0.99	2.00	120.23	504.70	2201.9	2706.7	0.001 061	0.8857
1.24	2.25	124.00	520.72	2191.3	2712.1	0.001 064	0.7933
1.49	2.50	127.44	535.37	2181.5	2716.9	0.001 067	0.7187
1.74	2.75	130.60	548.89	2172.4	2721.3	0.001 070	0.6573
1.99	3.00	133.55	561.47	2163.8	2725.3	0.001 073	0.6058
2.24	3.25	136.30	573.25	2155.8	2729.0	0.001 076	0.5620
2.49	3.50	138.88	584.33	2148.1	2732.4	0.001 079	0.5243
2.74	3.75	141.32	594.81	2140.8	2735.6	0.001 081	0.4914
3.0	4.0	143.63	604.74	2133.8	2738.6	0.001 084	0.4625
3.5	4.5	147.93	623.25	2120.7	2743.9	0.001 088	0.4140
4.0	5.0	151.86	640.23	2108.5	2748.7	0.001 093	0.3749
4.5	5.5	155.48	655.93	2097.0	2753.0	0.001 097	0.3427
5.0	6.0	158.85	670.56	2086.3	2756.8	0.001 101	0.3157
6.0	7.0	164.97	697.22	2066.3	2763.5	0.001 108	0.2729
7.0	8.0	170.43	721.11	2048.0	2769.1	0.001 115	0.2404
8.0	9.0	175.38	742.83	2031.1	2773.9	0.001 121	0.2150
9.0	10.0	179.91	762.81	2015.3	2778.1	0.001 127	0.194 44
10.0	11.0	184.09	781.34	2000.4	2781.7	0.001 133	0.177 53
11.0	12.0	187.99	798.65	1986.2	2784.8	0.001 139	0.163 33
12.0	13.0	191.64	814.93	1972.7	2787.6	0.001 144	0.151 25
13.0	14.0	195.07	830.30	1959.7	2790.0	0.001 149	0.140 84
14.0	15.0	198.32	844.89	1947.3	2792.2	0.001 154	0.131 77
16.5	17.5	205.76	878.50	1917.9	2796.4	0.001 166	0.113 49
19.0	20.0	212.42	908.79	1890.7	2799.5	0.001 177	0.099 63
21.5	22.5	218.45	936.49	1865.2	2801.7	0.001 187	0.088 75
24	25	223.99	962.11	1841.0	2803.1	0.001 197	0.079 98
29	30	233.90	1008.42	1795.7	2804.2	0.001 217	0.066 68
34	35	242.60	1049.75	1753.7	2803.4	0.001 235	0.057 070
39	40	250.40	1087.31	1714.1	2801.4	0.001 252	0.049 780
49	50	263.99	1154.23	1640.1	2794.3	0.001 286	0.039 440
59	60	275.64	1213.35	1571.0	2784.3	0.001 319	0.032 440
69	70	285.88	1267.00	1505.1	2772.1	0.001 351	0.027 370
79	80	295.06	1316.64	1441.3	2758.0	0.001 384	0.023 520
89	90	303.40	1363.26	1378.9	2742.1	0.001 418	0.020 480
99	100	311.06	1407.56	1317.1	2724.7	0.001 452	0.018 026
119	120	324.75	1491.3	1193.6	2684.9	0.001 527	0.014 26
139	140	336.75	1571.1	1066.5	2637.6	0.001 611	0.011 485
159	160	347.44	1650.1	930.6	2580.6	0.001 711	0.009 306
179	180	357.06	1732.0	777.1	2509.1	0.001 840	0.007 489
199	200	365.81	1826.3	583.4	2409.7	0.002 036	0.005 834
219.9	220.9	374.14	2099.3	0.0	2099.3	0.003 155	0.003 155

Fuente. Armstrong International (1998)

Tabla 46. Selección de trampas según aplicación

Application	1st Choice				2nd Choice			
	Float & Thermostatic	Thermo-Dynamic*	Balanced Pressure	Inverted Bucket	Float & Thermostatic	Thermo-Dynamic*	Balanced Pressure	Inverted Bucket
Steam Mains to 30 psig	✓							✓
30-400 psig		✓						✓
to 600 psig		✓						✓
to 900 psig		✓						✓
to 2000 psig		✓						✓
with Superheat		✓						
Separators	✓							✓
Steam Tracers Critical		✓					✓	
Non-Critical			✓			✓		
Heating Equipment								
Shell & Tube Heat Exchangers	✓							✓
Heating Coils	✓							✓
Unit Heaters	✓							✓
Plate & Frame Heat Exchangers	✓							✓
Radiators			✓					
General Process Equipment								
to 30 psig	✓							✓
to 200 psig	✓							✓
to 465 psig	✓							✓
to 600 psig				✓				
to 900 psig				✓				
to 2000 psig				✓				
Hospital Equipment								
Autoclaves	✓						✓	
Sterilizers	✓						✓	
Fuel Oil Heating								
Bulk Storage Tanks			✓		✓			
Line Heaters	✓							
Tanks & Vats								
Bulk Storage Tanks			✓		✓			
Process Vats	✓					✓		
Vulcanizers		✓			✓			
Evaporators	✓							✓
Reboilers	✓							✓
Rotating Cylinders	✓							
Freeze Protection								

Fuente. Spirax Sarco

Tabla 47. Selección de trampas y factores de seguridad según aplicación

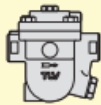

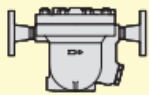
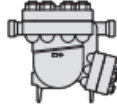
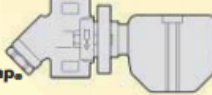
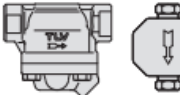
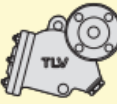
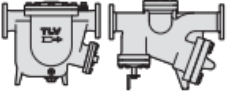

Aplicación	1era Opción	2da Opción	Factor de Seguridad
Cabezal de la Caldera (Sobrecalentado)	IBLV	F&T	1.5
	IBCV - Pulido	Wafer	Carga al Arranque
Tuberías Principales de Vapor & Ramales de las Tuberías (Sin Congelamiento) (Congelamiento)	IB (CV si la presión varía)	F&T	2; 3 si estaría al final de la tubería, antes de la válvula, o en un ramal
	IB	Termostática o Disco	(Mismo que arriba)
Separador de Vapor Calidad del vapor del 90% o menos	IBLV	DC	3
	DC		3
Venas de Vapor	IB	Termostática o Disco	2
Unidades de Calentamiento y de Manejo de Aire (Presión Constante) (Presión Variable 0 - 1 bar) (Presión Variable 1 - 2 bar) (Presión Variable > 2 bar)	IBLV	F&T	3
	F&T	IBLV	2, a presión diferencial de 0.034 bar
	F&T	IBLV	2, a presión diferencial de 0.14 bar
	F&T	IBLV	3, a la mitad de la máxima presión diferencial
Radiadores Aletados & Tubos Serpentin (Presión Constante) (Presión Variable)	IB	Termostática	2, normalmente; 3, para calentamiento rápido
	F&T	IB	2, normalmente; 3, para calentamiento rápido
Calentadores de Aire de Proceso (Presión Constante) (Presión Variable)	IB	F&T	2
	F&T	IBLV	3, a la mitad de la máxima presión diferencial
Máquina de Absorción de Vapor (Enfriador)	F&T	IB, con Venteador Externo	2, a presión diferencial de 0.034 bar
Intercambiadores de Calor de Tubo y Coraza & Serpentes de Tubo y Estampados (Presión Constante) (Presión Variable)	IB	DC o F&T	2
	F&T	DC o IBT (IBLV, a más de 2 bar)	< 1 bar: 2, a 0.034 bar; 1 - 2 bar: 2, a 0.14 bar > 2 bar: 3, a la mitad de la máxima presión diferencial
Evaporadores de Un Paso y de Pasos Múltiples	DC	IBLV o F&T	2; 3, con cargas de 22,700 kg/hr
Ollas con Camisas de Vapor (Drenado por Gravedad) (Drenado por Sifon)	IBLV	F&T o Termostática	3
	DC	IBLV	3
Secadoras Rotatorias	DC	IBLV	3, para DC; 8, para IB a presión constante; 10, para IB presión variable
Tanques de Flasheo	IBLV	DC o F&T	3

IBLV = Balde Invertido con Venteador Grande
 IBCV = Balde Invertido con Válvula Check Interna
 IBT = Balde Invertido con Venteador Térmico
 F&T = Flotador y Termostática
 DC = Controlador Diferencial de Condensado
 Thermo = Termostática

Use una IB con venteador de aire externo cuando se excedan las limitaciones de presión de la F&T, o si el vapor está sucio. Todos los factores de seguridad son para la presión diferencial de operación, al menos que se indique lo contrario.

Fuente. Armstrong International

Tabla 48. Modelos de trampas de flotador y termostato según su aplicación

Modelo	Rango de Presión Operativa (barg)	Máxima Temperatura Operativa (°C)	Máxima Capacidad Operativa (kg/h)	Ventilación	Material del Cuerpo	Aplicación
Serie JX 	0,1 – 21	220	25.000	Elemento X Automática	Hierro Dúctil o Hierro Fundido o Acero Inoxidable	Intercambiadores de Calor Tanques Calentadores Serpentines, Secadores Unidades Calentadores Equipos de Proceso
Serie JH-X 	0,1 – 32	240	26.000	Elemento X Automática	Acero Fundido o Acero Inoxidable	Intercambiadores de Calor Tanques Calentadores Serpentines, Secadores Unidades Calentadores Equipos de Proceso
Serie JH-B 	0,1 – 100	425	26.000	Bimetal Automática	Acero Fundido o Acero Inoxidable	Intercambiadores de Calor Tanques Calentadores Serpentines, Secadores Equipos de Proceso
JH7RH-P JH7RH-W 	0,1 – 120	530	445	—	Acero de Baja Aleación Especial	Vapor Sobrecalentado o Líneas Principales de Alta Presión, Turbinas
Serie FS QuickTrap 	0,1 – 46	425	670	Bimetal Automática	Acero Inoxidable	Líneas Principales Turbinas Líneas de Tracéo
Serie SS 	0,1 – 46	425	800	Bimetal Automática	Acero Inoxidable	Líneas Principales Líneas de Tracéo
Serie SH 	0,1 – 100	425	2.000	Bimetal Automática	Acero Fundido	Vapor Sobrecalentado o Líneas Principales de Alta Presión, Equipos de Proceso
J10 JH15 	0,5 – 46	425	160.000	Venteeo de Aire Manual	Hierro Fundido o Acero Fundido (J10) Acero Fundido (JH15)	Gran Capacidad Equipos de Proceso Intercambiadores de Calor Calentadores
Serie JL 	0,1 – 32	240	60.000	Elemento X Automática	Hierro Fundido (JL9X/JL14-X) Acero Fundido (JLH9X/JLH14-X)	Gran Capacidad Equipos de Proceso Intercambiadores de Calor Calentadores

Las mayores cifras detalladas quizás no sean aplicables a todas las trampas dentro de cada serie.

Fuente. TLV INTERNATIONAL

Tabla 49. Cargas de condensado en tuberías

Table 13: Condensate, lb/h				
Steel Pipe Size	Approximate Frictional Resistance in inches Wg per 100 ft of Travel			
	1	5	7	10
1/2"	100	240	290	350
3/4"	230	560	680	820
1"	440	1070	1200	1550
1 1/4"	950	2300	2700	3300
1 1/2"	1400	3500	4200	5000
2"	2800	6800	8100	9900
2 1/2"	5700	13800	16500	20000
3"	9000	21500	25800	31000
4"	18600	44000	52000	63400

Fuente. Elaboración propia

Tabla 50. Fricción en tuberías de condensado

Flowrate		kg/h								
Pipe size Ø		15 mm	20 mm	25 mm	32 mm	40 mm	50 mm	65 mm	80 mm	100 mm
Pa/m	mbar/m	<0.15 m/s			0.15 m/s					0.3 m/s
10.0	0.100	50	119	223	490	756	1 447	2 966	4 644	9 432
12.5	0.125	58	133	252	554	853	1 634	3 348	5 220	10 656
15.0	0.150	65	151	277	616	943	1 807	3 708	5 760	11 736
17.5	0.175	68	162	302	670	1 026	1 966	4 032	6 264	12 744
20.0	0.200	76	176	328	720	1 105	2 113	4 320	6 732	13 680
22.5	0.225	79	187	349	770	1 177	2 254	4 608	7 164	14 580
25.0	0.250	83	198	371	814	1 249	2 387	4 860	7 596	15 408
27.5	0.275	90	209	389	857	1 314	2 513	5 112	7 992	16 200
30.0	0.300	94	220	410	900	1 379	2 632	5 364	8 352	16 956
32.5	0.325	97	230	428	940	1 440	2 747	5 616	8 712	17 712
35.0	0.350	101	241	446	979	1 498	2 858	5 832	9 072	18 432
37.5	0.375	104	248	464	1 015	1 555	2 966	6 048	9 396	19 116
40.0	0.400	112	259	479	1 051	1 609	3 071	6 264	9 720	19 764
42.5	0.425	115	266	497	1 087	1 663	3 175	6 480	10 044	20 412
45.0	0.450	119	277	511	1 123	1 717	3 272	6 660	10 368	21 024
47.5	0.475	122	284	526	1 156	1 768	3 370	6 876	10 656	21 636
50.0	0.500	126	292	540	1 188	1 814	3 463	7 056	10 944	22 212
52.5	0.525	130	299	558	1 220	1 865	3 553	7 236	11 232	22 788
55.0	0.550	130	306	572	1 249	1 912	3 636	7 416	11 520	23 364
57.5	0.575	133	317	583	1 282	1 958	3 744	7 596	11 808	23 904
60.0	0.600	137	324	598	1 310	2 002	3 816	7 776	12 060	24 444
62.5	0.625	140	331	612	1 339	2 048	3 888	7 920	12 312	24 984
65.0	0.650	144	338	626	1 368	2 092	3 996	8 100	12 600	25 488
67.5	0.675	148	346	637	1 397	2 131	4 068	8 280	12 852	25 992
70.0	0.700	151	353	652	1 422	2 174	4 140	8 424	13 068	26 496
72.5	0.725	151	356	662	1 451	2 218	4 212	8 568	13 320	27 000
75.0	0.750	155	364	677	1 476	2 257	4 284	8 748	13 572	27 468
77.5	0.775	158	371	688	1 505	2 297	4 356	8 892	13 788	27 972
80.0	0.800	162	378	698	1 530	2 336	4 464	9 036	14 040	28 440
82.5	0.825	166	385	709	1 555	2 372	4 536	9 180	14 256	28 872
85.0	0.850	166	389	724	1 580	2 412	4 608	9 324	14 472	29 340
87.5	0.875	169	396	734	1 606	2 448	4 680	9 468	14 724	29 772
90.0	0.900	173	403	745	1 627	2 488	4 716	9 612	14 940	30 240
92.5	0.925	176	407	756	1 652	2 524	4 788	9 756	15 156	30 672
95.0	0.950	176	414	767	1 678	2 560	4 860	9 900	15 372	31 104
97.5	0.975	180	421	778	1 699	2 596	4 932	10 044	15 552	31 500
100.0	1.000	184	425	788	1 724	2 632	5 004	10 152	15 768	31 932
120.0	1.200	202	472	871	1 897	2 898	5 508	11 196	17 352	35 100
140.0	1.400	220	511	943	2 059	3 143	5 976	12 132	18 792	38 160
160.0	1.600	234	547	1 015	2 210	3 373	6 408	12 996	20 160	40 680
180.0	1.800	252	583	1 080	2 354	3 589	6 804	13 824	21 420	43 200
200.0	2.000	266	619	1 141	2 488	3 780	7 200	14 580	22 644	45 720
220.0	2.200	281	652	1 202	2 617	3 996	7 560	15 336	23 760	47 880
240.0	2.400	288	680	1 256	2 740	4 176	7 920	16 056	24 876	50 400
260.0	2.600	306	713	1 310	2 855	4 356	8 244	16 740	25 920	52 200
280.0	2.800	317	742	1 364	2 970	4 536	8 568	17 388	26 928	54 360
300.0	3.000	331	767	1 415	3 078	4 680	8 892	18 000	27 900	56 160

Fuente. Spirax Sarco, 2014

Tabla 51. Dimensionado de tubería común

D1 = Nominal pipe size from trap

D2 = Common pipe size

D2	D1 - Connecting branch size (NB)								
	15	20	25	32	40	50	65	80	100
15	21	25	29	35	43	52	67	81	101
16	22	26	30	36	43	52	67	82	101
17	23	26	30	36	43	53	67	82	101
18	23	27	31	37	44	53	67	82	102
19	24	28	31	37	44	53	68	82	102
20	25	28	32	38	45	54	68	82	102
21	26	29	33	38	45	54	68	83	102
22	27	30	33	39	46	55	69	83	102
23	27	30	34	39	46	55	69	83	103
24	28	31	35	40	47	55	69	84	103
25	29	32	35	41	47	56	70	84	103
26	30	33	36	41	48	56	70	84	103
27	31	34	37	42	48	57	70	84	104
28	32	34	38	43	49	57	71	85	104
29	33	35	38	43	49	58	71	85	104
30	34	36	39	44	50	58	72	85	104
31	34	37	40	45	51	59	72	86	105
32	35	38	41	45	51	59	72	86	105
33	36	39	41	46	52	60	73	87	105
34	37	39	42	47	52	60	73	87	106
35	38	40	43	47	53	61	74	87	106
36	39	41	44	48	54	62	74	88	106
37	40	42	45	49	54	62	75	88	107
38	41	43	45	50	55	63	75	89	107
39	42	44	46	50	56	63	76	89	107
40	43	45	47	51	57	64	76	89	108
41	44	46	48	52	57	65	77	90	108
42	45	47	49	53	58	65	77	90	108
43	46	47	50	54	59	66	78	91	109
44	46	48	51	54	59	67	78	91	109
45	47	49	51	55	60	67	79	92	110
46	48	50	52	56	61	68	80	92	110
47	49	51	53	57	62	69	80	93	110
48	50	52	54	58	62	69	81	93	111
49	51	53	55	59	63	70	81	94	111
50	52	54	56	59	64	71	82	94	112
51	53	55	57	60	65	71	83	95	112
52	54	56	58	61	66	72	83	95	113
53	55	57	59	62	66	73	84	96	113
54	56	58	60	63	67	74	85	97	114
55	57	59	60	64	68	74	85	97	114
56	58	59	61	64	69	75	86	98	115
57	59	60	62	65	70	76	86	98	115

D2	D1 - Connecting branch size (NB)								
	15	20	25	32	40	50	65	80	100
58	60	61	63	66	70	77	87	99	116
59	61	62	64	67	71	77	88	99	116
60	62	63	65	68	72	78	88	100	117
61	63	64	66	69	73	79	89	101	117
62	64	65	67	70	74	80	90	101	118
63	65	66	68	71	75	80	91	102	118
64	66	67	69	72	75	81	91	102	119
65	67	68	70	72	76	82	92	103	119
66	68	69	71	73	77	83	93	104	120
67	69	70	72	74	78	84	93	104	120
68	70	71	72	75	79	84	94	105	121
69	71	72	73	76	80	85	95	106	121
70	72	73	74	77	81	86	96	106	122
71	73	74	75	78	81	87	96	107	123
72	74	75	76	79	82	88	97	108	123
73	75	76	77	80	83	88	98	108	124
74	76	77	78	81	84	89	98	109	124
75	76	78	79	82	85	90	99	110	125
76	77	79	80	82	86	91	100	110	126
77	78	80	81	83	87	92	101	111	126
78	79	81	82	84	88	93	102	112	127
79	80	81	83	85	89	93	102	112	127
80	81	82	84	86	89	94	103	113	128
81	82	83	85	87	90	95	104	114	129
82	83	84	86	88	91	96	105	115	129
83	84	85	87	89	92	97	105	115	130
84	85	86	88	90	93	98	106	116	131
85	86	87	89	91	94	99	107	117	131
86	87	88	90	92	95	99	108	117	132
87	88	89	91	93	96	100	109	118	133
88	89	90	91	94	97	101	109	119	133
89	90	91	92	95	98	102	110	120	134
90	91	92	93	96	98	103	111	120	135
91	92	93	94	96	99	104	112	121	135
92	93	94	95	97	100	105	113	122	136
93	94	95	96	98	101	106	113	123	137
94	95	96	97	99	102	106	114	123	137
95	96	97	98	100	103	107	115	124	138
96	97	98	99	101	104	108	116	125	139
97	98	99	100	102	105	109	117	126	139
98	99	100	101	103	106	110	118	127	140
99	100	101	102	104	107	111	118	127	141
100	101	102	103	105	108	112	119	128	141

Fuente. The Steam and Condensate Loop

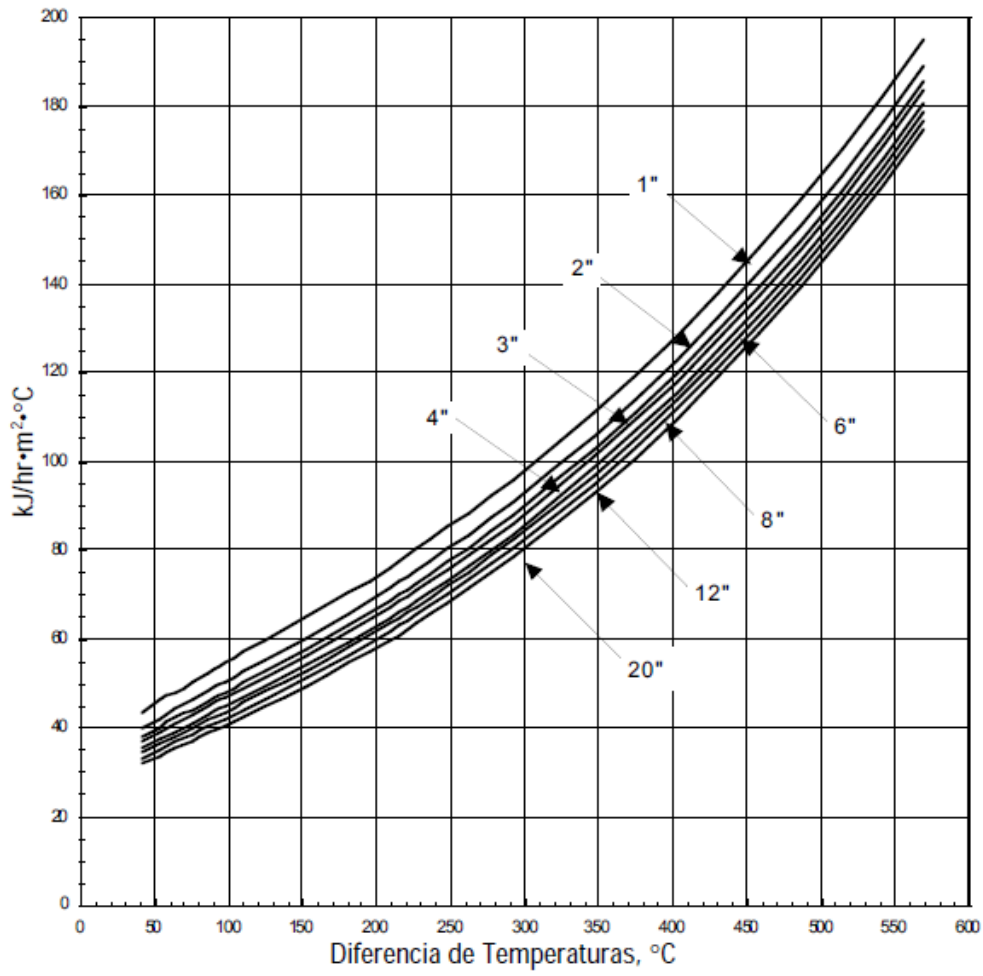
Tabla 52. Diámetros nominales para tubería acero al carbono, cédula 40.

Diámetro Nominal NPS		Diámetro Exterior Real		Espesor de Pared		Identificación		Peso del Tubo		ASTM A53 PRESION DE PRUEBA			
Pulgadas in.	Milímetros mm.	(in.)	mm.	Pulgadas (in.)	Milímetros (mm.)	Weight Class	Schedule	lb/pie	kg/m	Grado A		Grado B	
										psi	Kg/cm2	psi	Kg/cm2
1/2	15	0.840	21.3	0.109	2.77	STD	40	0.85	1.27	700	49	700	49
				0.147	3.73	XS	80	1.09	1.62	850	60	850	60
3/4	20	1.050	26.7	0.113	2.87	STD	40	1.13	1.69	700	49	700	49
				0.154	3.91	XS	80	1.47	2.20	850	60	850	60
1	25	1.315	33.4	0.133	3.38	STD	40	1.68	2.50	700	49	700	49
				0.179	4.55	XS	80	2.17	3.24	850	60	850	60
1-1/4	32	1.660	42.2	0.140	3.56	STD	40	2.27	3.39	1200	84	1300	91
				0.191	4.85	XS	80	3.00	4.47	1800	127	1900	134
1-1/2	40	1.900	48.3	0.145	3.68	STD	40	2.72	4.05	1200	84	1300	91
				0.200	5.08	XS	80	3.63	5.41	1800	127	1900	134
2	50	2.375	60.3	0.154	3.91	STD	40	3.65	5.44	2300	162	2500	176
				0.218	5.54	XS	80	5.02	7.48	2500	176	2500	176
2-1/2	65	2.875	73	0.203	5.16	STD	40	5.79	8.63	2500	176	2500	176
				0.276	7.01	XS	80	7.66	11.41	2500	176	2500	176
				0.375	9.52	---	160			2500	176	2500	176
				0.552	14.02	XXS	-			2500	176	2500	176
3	80	3.500	88,9	0.125	3.18	---	-	4.51	6.72	1290	91	1500	105
				0.156	3.96	---	-	5.57	8.29	1600	112	1870	131
				0.188	4.78	---	-	6.65	9.92	1930	136	2260	159
				0.216	5.49	STD	40	7.58	11.29	2220	156	2500	176
				0.250	6.35	---	-	8.68	12.93	2500	176	2500	176
				0.281	7.14	---	-	9.66	14.40	2500	176	2500	176
				0.300	7.62	XS	80	10.25	15.27	2500	176	2500	176
4	100	4.500	114,3	0.125	3.18	-	-	5.84	8.71	1000	70	1170	82
				0.156	3.96	-	-	7.24	10.78	1250	88	1460	103
				0.188	4.78	-	-	8.66	12.91	1500	105	1750	123
				0.219	5.56	-	-	10.01	14.91	1750	123	2040	143
				0.237	6.02	STD	40	10.79	16.07	1900	134	2210	155
				0.250	6.35	-	-	11.35	16.90	2000	141	2330	164
				0.281	7.14	-	-	12.66	18.87	2250	158	2620	184
				0.312	7.92	-	-	13.98	20.78	2500	176	2800	197
				0.337	8.56	XS	80	14.98	22.32	2700	190	2800	197
				0.438	11.13	-	120	19.00	28.32	2800	197	2800	197
				0.531	13.49	-	160	22.51	33.54	2800	197	2800	197
				0.674	17.12	XXS	-	27.54	41.03	2800	197	2800	197
5	125	5.563	141,3	0.188	4.78	-	-	10.79	16.09	1220	86	1420	100
				0.219	5.56	-	-	12.50	18.61	1420	100	1650	116
				0.258	6.55	STD	40	14.62	21.77	1670	117	1950	137
				0.281	7.14	-	-	15.85	23.62	1820	128	2120	149
				0.312	7.92	-	-	17.50	26.05	2020	142	2360	166
				0.344	8.74	-	-	19.17	28.57	2230	157	2600	183
				0.375	9.52	XS	80	20.78	30.94	2430	171	2800	197
6	150	6.625	168,3	0.188	4.78	-	-	12.92	19.27	1020	72	1190	84
				0.219	5.56	-	-	14.98	22.31	1190	84	1390	98
				0.250	6.35	-	-	17.02	25.36	1360	96	1580	111
				0.280	7.11	STD	40	18.97	28.26	1520	107	1780	125
				0.312	7.92	-	-	21.04	31.32	1700	120	1980	139
				0.344	8.74	-	-	23.08	34.39	1870	131	2180	153
				0.375	9.52	-	-	25.02	37.28	2040	143	2380	167
				0.432	10.97	XS	80	28.57	42.56	2350	165	2740	193
				0.562	14.27	-	120	36.39	54.20	2800	197	2800	197
				0.719	18.26	-	160	45.35	67.56	2800	197	2800	197
				0.864	21.95	XXS	-	53.16	79.22	2800	197	2800	197

Fuente. Vemacero

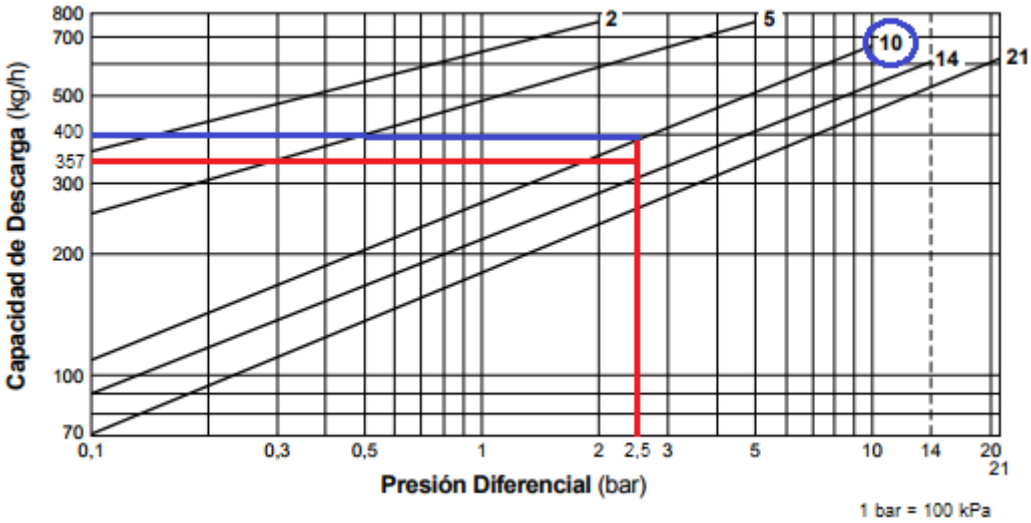
Gráficas

Gráfica 5. Pérdidas de calor



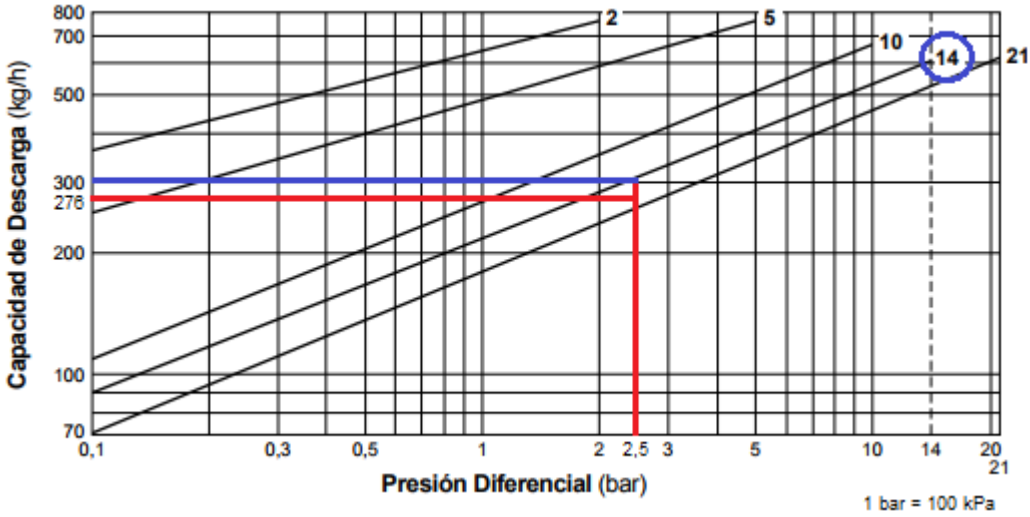
Fuente. Armstrong International (1998)

Gráfica 6. Capacidad para Tanque SD, Tanque oleína y Tanque



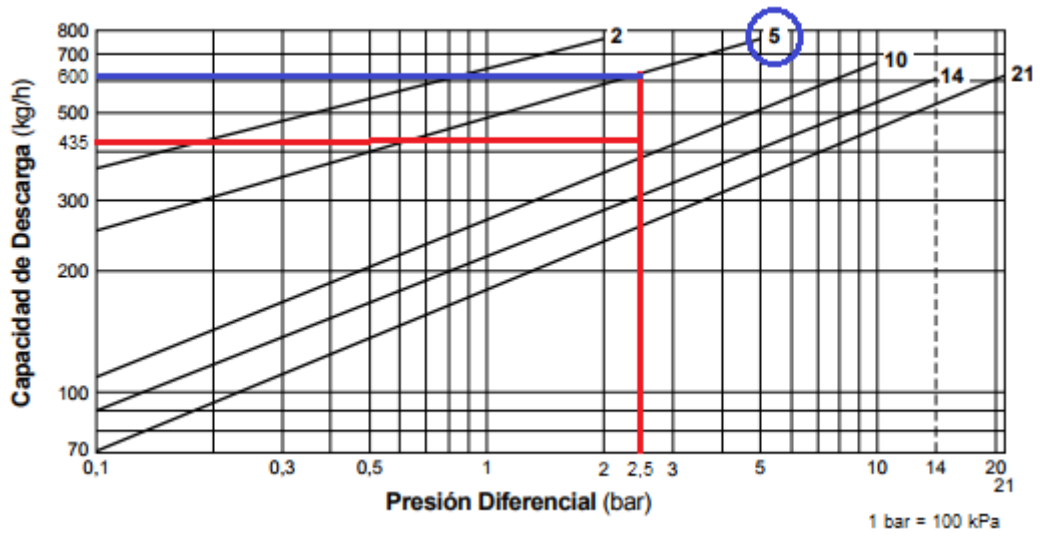
Fuente. TLV International

Gráfica 7. Capacidad para intercambiador 1



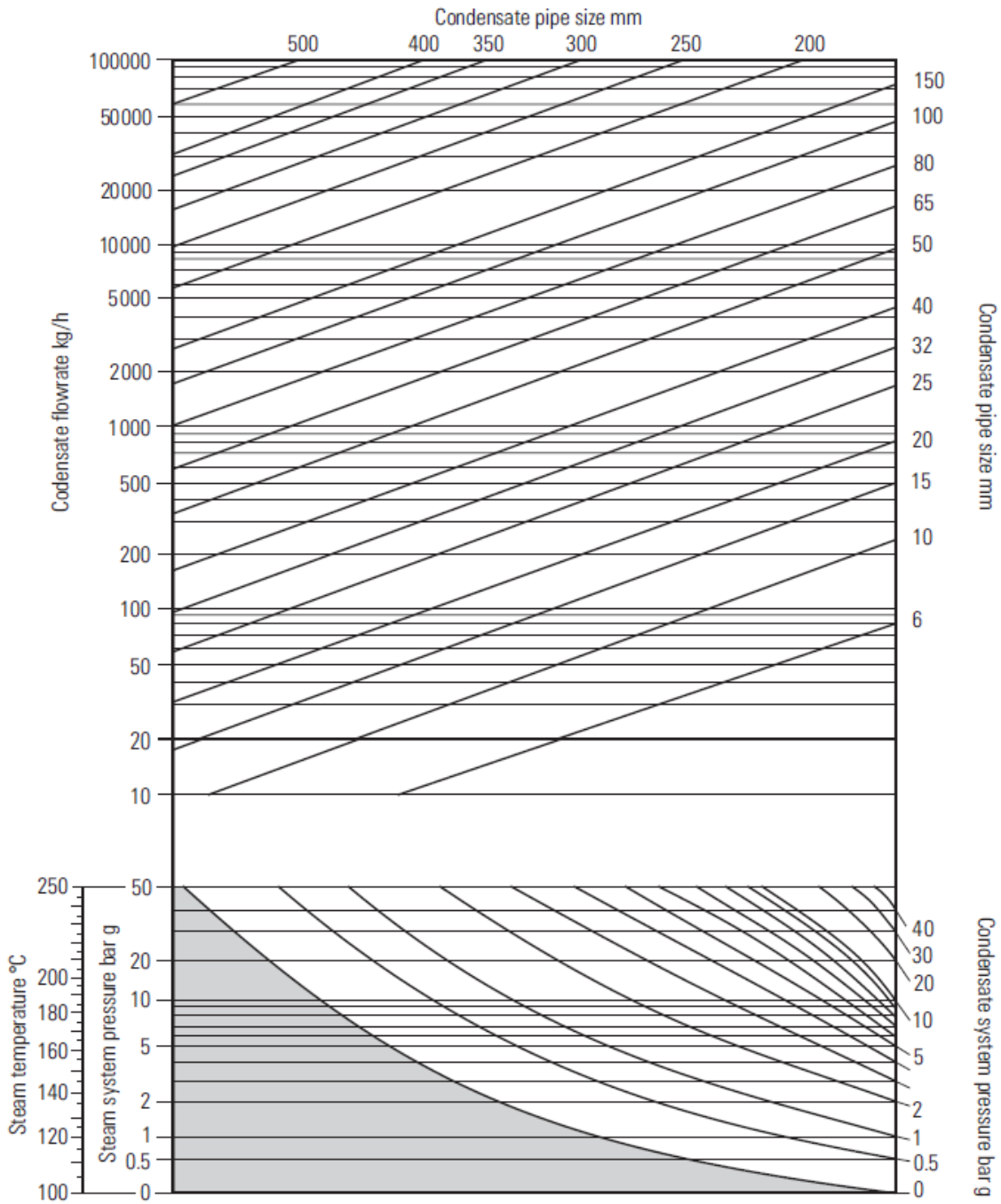
Fuente. TLV International

Gráfica 8. Capacidad para PBCT 1 y 2



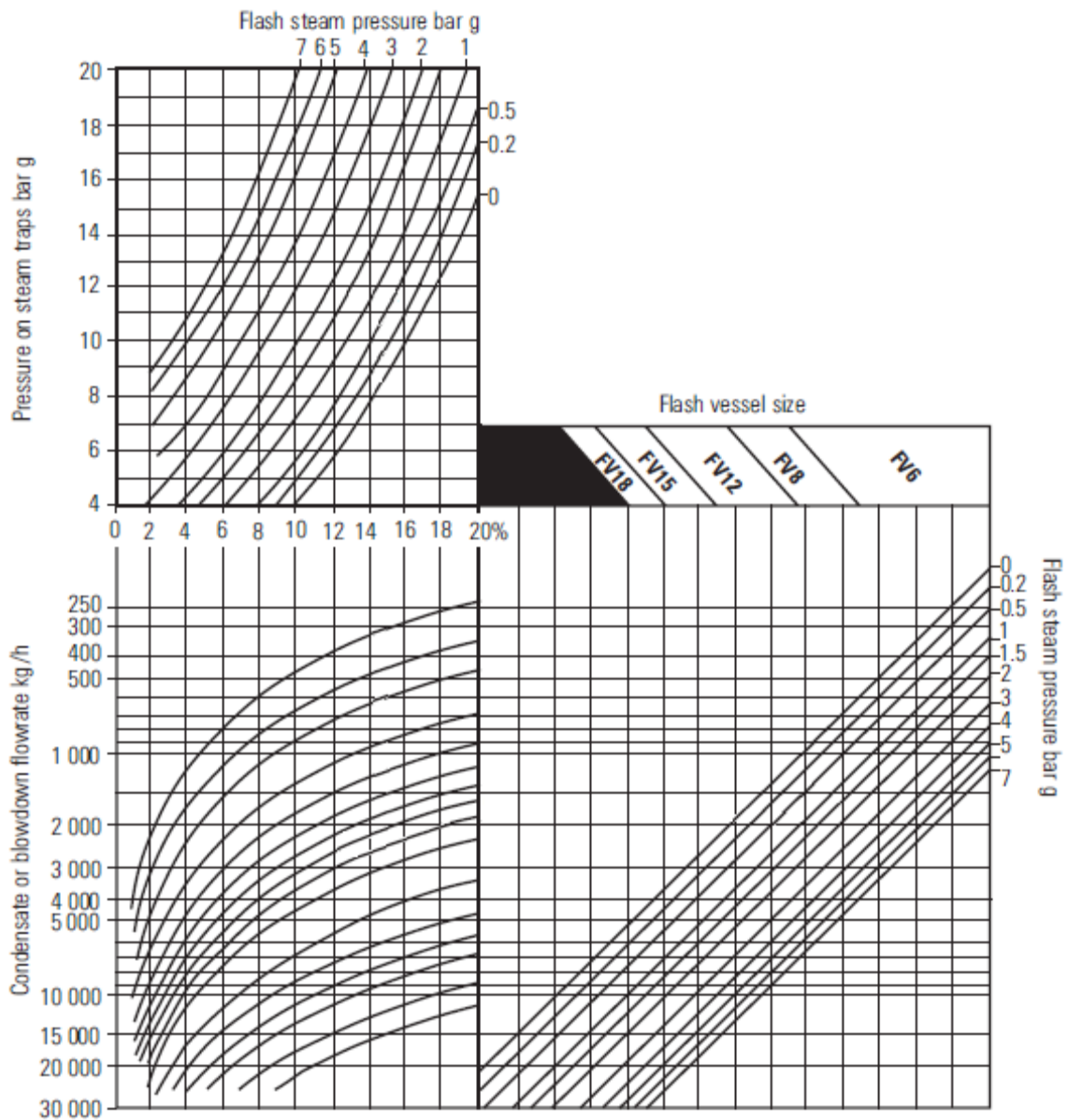
Fuente. TLV International

Gráfica 9. Dimensionamiento de líneas de descarga luego de las trampas



Fuente. Spirax Sarco (2014)

Gráfica 10. Dimensionamiento de tanque flash



Fuente. Spirax Sarco (2014)

Figuras

Pressure	<input type="text" value="100"/>	kPa (kN/m ²) gauge ▼
<input type="button" value="Calculate"/> <input type="button" value="Reset"/> <input type="button" value="Print"/>		
Saturation Temperature	<input type="text" value="393.599"/>	K ▼
Specific Enthalpy of Water (h _f)	<input type="text" value="505725"/>	J/kg ▼
Density of Water	<input type="text" value="942.793"/>	kg/m ³ ▼

Figura 37. Densidad del vapor a 100 kPa

Fuente. Calculadora en línea de Spirax Sarco

Pressure	<input type="text" value="150"/>	kPa (kN/m ²) gauge ▼
<input type="button" value="Calculate"/> <input type="button" value="Reset"/> <input type="button" value="Print"/>		
Saturation Temperature	<input type="text" value="400.767"/>	K ▼
Specific Enthalpy of Water (h _f)	<input type="text" value="536266"/>	J/kg ▼
Density of Water	<input type="text" value="936.893"/>	kg/m ³ ▼

Figura 38. Densidad del vapor a 150 kPa.

Fuente. Calculadora en línea de Spirax Sarco

Pressure	<input type="text" value="100"/>	kPa (kN/m ²) gauge ▼
<input type="button" value="Calculate"/> <input type="button" value="Reset"/> <input type="button" value="Print"/>		
Saturation Temperature	<input type="text" value="393.599"/>	K ▼
Density of Steam	<input type="text" value="1.13585"/>	kg/m ³ ▼
Specific Volume of Steam (v _g)	<input type="text" value="0.880396"/>	m ³ /kg ▼

Figura 39. Volumen específico del vapor a 100 kPa

Fuente. Calculadora en línea de Spirax Sarco

Pressure kPa (kN/m²) gauge ▼

Saturation Temperature K ▼

Density of Steam kg/m³ ▼

Specific Volume of Steam (v_g) m³/kg ▼

Figura 40. Volumen específico del vapor a 150 kPa.

Fuente. Calculadora en línea de Spirax Sarco

Descripción



La MFP14 es una bomba automática de desplazamiento positivo operada por vapor o aire comprimido. Se utiliza generalmente para elevar líquidos tales como el condensado a niveles altos. Sometida a condiciones variables, la bomba puede usarse directamente para el drenaje de tanques cerrados bajo presión o vacío. En unión de un purgador de boya cerrada, puede utilizarse para el drenaje de intercambiadores de calor con control de temperatura bajo cualquier condición de trabajo.

Tipos disponibles

La MFP14 está disponible con los siguientes materiales del cuerpo

Fundición nodular	MFP14
Acero	MFP14S
Acero inoxidable	MFP14SS

Normativas

Este producto cumple totalmente con los requisitos de la Directiva Europea de Equipos a Presión 97/23/EC, Directiva ATEX 94/9/EC y llevan las marcas  y  cuando lo precisan.

Certificados

Dispone de certificado EN 10204 3.1. Diseñado de acuerdo con AD-Merkblätter y ASME VIII Div 1.

Nota: Los certificados/requerimientos de inspección deben solicitarse con el pedido.

Tamaños y conexiones

Fundición Nodular (MFP14)*	1", 1½", 2" y 3" x 2" rosca BSP (BS 21 paralelo). DN25, DN40, DN50 y DN80 x DN50 bridas EN 1092 PN16, ANSI B 16.5 Clase 150 y JIS/KS B 2238 10.
Acero (MFP14S)*	DN50 Bidas EN 1092 PN16, ANSI B 16.5 Clase 150 y JIS/KS B2238 10. 2" rosca BSP/NPT disponible bajo pedido especial.
Acero inox. (MFP14SS)	DN50 bridas EN 1092 PN16, ANSI B 16.5 Clase 150 JIS/KS B 2238 10. 2" rosca BSP/NPT disponible bajo pedido especial.

Figura 41. Tamaños de entrada y salida para bomba MFP14

Fuente. Spirax Sarco

Apéndices de siglas

RFF: Racimos de fruta fresca

TDS: Sólidos totales disueltos

Tanque SD: Nombre propio de equipo en Coopeagropal R.L

Blanqueador PB: Nombre propio de equipo en Coopeagropal R.L

Tanque DF: Nombre propio de equipo en Coopeagropal R.L

Tanque PZ: Nombre propio de equipo en Coopeagropal R.L

Tanque DE: Nombre propio de equipo en Coopeagropal R.L

Tanque PM: Nombre propio de equipo en Coopeagropal R.L

Tanque PT: Nombre propio de equipo en Coopeagropal R.L

Tanque ZY: Nombre propio de equipo en Coopeagropal R.L

RRAG: Nombre propio de equipo en Coopeagropal R.L

PBCT: Nombre propio de equipo en Coopeagropal R.L

RDEA: Nombre propio de equipo en Coopeagropal R.L

F&T = Flotador y termostato

T= Termodinámica