

*Universidad de Matanzas*

*“Camilo Cienfuegos”*

*Facultad de Ingenierías Química y Mecánica*

*Departamento de Química e Ingeniería Química*



## *TRABAJO DE DIPLOMA*

*Título: Recuperación de condensados de vapor en el proceso productivo de la empresa citrícola Héroes de Girón de Jagüey Grande.*

*Autor: Malvis Rabelo Fagundo*

*Tutor: MSc. Mariela Oliva Rodríguez*

*Matanzas, Julio del 2011.*

# DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, Malvis Rabelo Fagundo, declaro ser la única autora de este trabajo de diploma y autorizo a la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”, y a la Empresa de Cítricos “Héroes de Girón”, a darle el uso que considere necesario al mismo.

---

Firma

# PÁGINA DE ACEPTACIÓN

Nota de aceptación:

---

---

---

---

---

---

---

---

Institución

---

Nombre del presidente  
del tribunal

---

Firma

---

Evaluación

---

Fecha

## **Pensamiento**

En su profesión, el hombre no solo debe ambicionar el logro de su propia felicidad, sino también buscar la felicidad de todos los seres humanos por eso, al elegir una profesión, el bienestar de la humanidad y nuestro propio perfeccionamiento deben ser los puntos fundamentales.

Si el hombre crea solamente para sí mismo podrá ser un famoso científico, un gran sabio, un excelente poeta, pero jamás será realmente un ser grande y perfecto.

Karl Marx

## **Dedicatoria**

A mi papá por ser mi fuente de inspiración en la vida, por haberme dejado su amor, sus valores, conocimientos y la fuerza para levantarme cada día y vencer las adversidades que se nos presentan.

A mi mamá por el orgullo que me hace sentir ser su hija, por el apoyo incondicional brindado durante todos estos años de mi vida, por darme la oportunidad de crecer profesionalmente y por encontrar en ella la sabiduría, el amor, los consejos y la paciencia que me ayudan a vivir día a día.

A mi hermana que es mi sustento, por contar conmigo y tenerme presente en su vida que es lo que me hace más feliz.

## **Agradecimientos**

A Dios por ser la luz a seguir en el camino de mi vida, por brindarme salud y sabiduría para poder concluir mi carrera.

A mi familia por su apoyo incondicional en todo momento y por los consejos necesarios para lograr una meta importante en mi vida.

A mi tutora Mariela Oliva Rodríguez por su dedicación y entrega a pesar de tener tanto trabajo, por brindarme sus conocimientos, comodidades para la realización de esta tesis y que sin ella no hubiese podido culminar mi sueño.

A la Empresa de Cítricos Héroe de Girón en especial a los compañeros del departamento de tecnología por su colaboración y apoyo en la realización de la tesis.

A mis amigos del grupo por haber compartido conmigo todas las situaciones y aventuras durante este viaje hacia la cumbre.

A los profesores de la facultad Química - Mecánica por brindarme los conocimientos para convertirme en una profesional.

**Resumen**

Este proyecto de investigación se realiza en la empresa de cítricos Héroes de Girón de Jagüey Grande, tiene como objetivo diseñar un sistema con estación central para la recuperación de condensados en varios procesos productivos donde estos no se recuperan, incluye también recuperación de revaporizado para ser usado en otro proceso que demanda vapor pero en diferentes condiciones. En el proyecto se calculan los caudales de condensados generados en cada consumidor, los parámetros de trabajo de los purgadores, se realizan cálculos de mecánica de fluido para la selección de la bomba, tuberías y otros accesorios del sistema. Se realizan cálculos para la recuperación de los condensados desde cada punto donde se generan y su trasiego hasta la estación central y se esboza el croquis del sistema para su posterior montaje. Esta solución representa ventajas económicas para la empresa y el país, fundamentalmente por la disminución de los costos por concepto de disminuir la cantidad de agua para alimentar las calderas y del aumento de la temperatura de la misma, obteniéndose un ahorro en valores de 134337.36 \$/campaña, además constituye un impacto ambiental positivo porque se reducen las emisiones de gases de combustión, que afectan a la atmósfera.

## **Summary**

This research project is carried out in the company of Héroes de Girón citrus Jagüey Grande, is to design a system with central station for the recovery of condensates in various production processes where they are not recovered, it also includes the recovery of flash steam for use in other steam consuming process but in different conditions. The project is estimated condensate flows generated by each consumer, the working parameters of the traps, calculations are made fluid mechanics for pump selection, piping and other system accessories. Calculations are made for the recovery of condensate from each point where they are generated and moved to the central station and outline the layout of the system for future assembly. This solution represents economic advantages for the company and the country, mainly due to lower costs by way of reducing the amount of water to feed the boilers and increasing the temperature of the same, getting saving in values of 134337.36 \$/ campaign also provides a positive environmental impact because it reduces emissions of combustion gases, which affect the atmosphere.



## Índice

Introducción.....	1
Capítulo 1: Análisis bibliográfico.....	4
1.1 Sistemas de vapor.....	4
1.1.1 Componentes de los sistemas de vapor y condensados. Pérdidas en estos sistemas.....	5
1.1.2 Dimensionado de las tuberías de vapor.....	5
1.1.3 Métodos para el ahorro de energía en la generación de vapor.....	6
1.2 Recuperación de condensados.....	7
1.2.1 Sistemas de retorno de condensados.....	10
1.3 Unidades de recuperación de condensado.....	11
1.3.1 Recuperación de condensados a presión. CRU. Equipo BAVIERA.....	12
1.3.2 Evaluación del sistema energético utilizando un SURGE TANK.....	13
1.3.3 Dispositivo para la recuperación de condensados en calderas de vapor.....	14
1.4 Bombeo de los condensados.....	14
1.4.1 Bombas automáticas de condensado accionadas por vapor (o gas).....	16
1.4.2 Bombas - purgador automáticas de condensado accionadas por vapor.....	16
1.4.3 Bombas eléctricas de condensado.....	16
1.4.4 Tipos de bombas de condensados.....	17
1.5 Dimensionado de tuberías de condensado.....	18
1.6 Revaporizado.....	19
1.6.1 Requisitos para el éxito de las aplicaciones de flash de vapor.....	20
1.6.2 Tanque de revaporizado tipo FV.....	20
1.7 Trampas de vapor.....	21
1.7.1 Clasificación de las trampas de vapor.....	21
1.7.2 Parámetros a tener en cuenta para la selección de la trampa.....	22
Conclusiones del capítulo.....	23
Capítulo 2: Materiales y Métodos.....	24
2.1 Descripción del proceso productivo. Servicios tecnológicos. Sistema de generación de vapor.....	24

2.1.1 Breve descripción del proceso productivo.....	24
2.1.2 Descripción del sistema de generación de vapor en la industria.....	26
2.1.3 Identificación de las reservas energéticas (recuperación de los condensados).....	27
2.2 Metodología para el cálculo de cantidad de revaporizado que generan los condensados.....	27
2.2.1 Separación del revaporizado del condensado.....	28
2.2.2 Recuperación de condensados. Metodología para el dimensionado de las tuberías.....	29
2.3 Metodología para la selección de la bomba. (Balance de mecánica de fluido).....	30
2.3.1 Cálculo de las pérdidas en tuberías y accesorios.....	31
2.3.2 Cálculo de la carga de la bomba.....	33
2.3.3 Cálculo del NPSH del sistema.....	34
2.4 Presentación del esquema de la estación central para la recuperación de condensados.....	35
2.5 Metodología para el cálculo del ahorro de combustible teniendo en cuenta el incremento de temperatura en el agua de alimentación.....	36
2.5.1 Cálculo del ahorro de combustible por concepto de menor consumo de vapor. (Recuperación de revaporizado).....	37
2.5.2 Metodología para el cálculo del ahorro de agua suave por concepto de menor consumo.....	38
2.5.3 Evaluación económica de la propuesta.....	38
2.6 Evaluación ambiental de la solución planteada.....	39
Capítulo 3: Descripción y evaluación de la solución.....	41
3.1 Identificación de las reservas energéticas (recuperación de los condensados).....	41
3.2 Cálculo de la cantidad de revaporizado que generan los condensados.....	44
3.2.1 Separación del revaporizado del condensado.....	46
3.2.2 Recuperación de condensados. Dimensionado de las tuberías.....	47
3.3 Balance de mecánica de fluidos.....	51

---

3.3.1 Cálculo de las pérdidas por fricción antes y después de la bomba.....	53
3.3.2 Cálculo de la carga de la bomba.....	55
3.3.3 Cálculo de la carga neta de succión positiva (NPSH) del sistema.....	56
3.4 Esquema del sistema de recuperación de condensados con la estación central.....	57
3.5 Cálculo del ahorro de combustible teniendo en cuenta el incremento de temperatura en el agua de alimentación.....	58
3.5.1 Cálculo del ahorro de combustible por concepto de menor consumo de vapor. (Recuperación de revaporizado).....	59
3.5.2 Cálculo del ahorro de agua suave por concepto de menor consumo.....	60
3.5.3 Evaluación Económica.....	61
3.6 Evaluación ambiental.....	63
3.7 Análisis de resultados.....	64
Conclusiones.....	68
Recomendaciones.....	69
Bibliografía.....	70
Anexos.....	75

**Introducción**

La Empresa de Cítricos “Héroes de Girón” se encuentra ubicada en la Autopista Nacional km. 142, municipio de Jagüey Grande, se fundó el 19 de abril de 1983, con un costo de 35 millones de pesos y desde entonces constituye la principal carta de presentación del desarrollo industrial citrícola de Cuba, puesto que en esta industria se procesa más del 60 % de todos los cítricos cubanos dedicados a la producción de jugos y otros sub- productos. En la actualidad esta industria cuenta con un Sistema de Calidad certificado por la Oficina Nacional de Normalización y la firma BVQI en la NC-ISO 9001-2008. Su mercado fundamental es la Unión Europea y es miembro del Control Voluntario para la Autenticidad de los jugos. Los principales productos comercializados hasta los últimos años son:

- Jugo Concentrado Congelado de Naranja.
- Jugo Concentrado Congelado de Toronja.
- Jugos simples de naranja. (Congelados y asépticos)
- Jugos simples de toronja. (Congelados y asépticos)
- Celdillas Cítricas de Naranja.
- Celdillas Cítricas de Toronja.
- Aceites Esenciales y otros derivados de Naranja y Toronja.
- Hollejo Cítrico Húmedo para alimento animal.

Hace algunos años existe un plan de diversificación de las producciones en la empresa de cítricos “Victoria de Girón” (empresa agrícola) con la ejecución del cual se han sembrado áreas de frutales con destino a abastecer el mercado interno de fruta fresca en divisas, jugos y otras producciones, principalmente mango, guayaba y papaya, pudiendo incrementarse con variedades de ciclo corto y gran demanda en el mercado nacional e internacional como el tomate. La empresa de cítricos “Héroes de Girón” (empresa industrial) respondiendo a este plan aumenta sus capacidades, realiza importantes inversiones entre las que se encuentra la adquisición de una línea de envasado aséptico, se logra instalar un nuevo intercambiador para celdillas, se adquiere una línea de procesamiento de frutas tropicales para la obtención de pulpas, se instala una línea de mermeladas, dulces en almíbar, encurtidos, etc. y en los equipos de estos procesos ocurre el intercambio de calor con vapor saturado generado en

las calderas para garantizar las diferentes operaciones tecnológicas, pero como desventaja notable estos equipos no traen prevista la recuperación de los condensados. En muchos de los procesos que datan desde la puesta en marcha de la industria se recuperan los condensados de vapor de manera aislada, e individualmente muchos consumidores se han modificado para que los condensados se envíen hacia el tanque de alimentación de las calderas, pero no se cubren la totalidad de los mismos.

Paralelamente a estas dificultades, la empresa respondiendo a la estrategia trazada por el país, ha decidido llevar a cabo acciones para la ejecución de proyectos que representen ahorros de portadores energéticos y conociendo la importancia de la recuperación de condensados en el uso eficiente de la energía y los beneficios que trae consigo su aprovechamiento, además cumpliendo acuerdo del Consejo Técnico Asesor y del Consejo Energético de la empresa, se propone llevar a cabo esta investigación.

**Problema:** En la industria de cítricos Héroe de Girón no se recuperan todos los condensados de vapor de los procesos productivos, por tanto se pierde energía y recursos financieros.

**Hipótesis:** Si se contara con una estación central de recuperación de condensados desde donde se bombearan estos, hacia el tanque de alimentación a las calderas se aprovecharía la energía contenida en ellos, se disminuiría los consumos de combustibles, de agua, los costos de producción y se reducirían los impactos negativos al medio ambiente.

### **Objetivo General:**

Obtener un diseño preliminar de un sistema con estación central para la recuperación de condensados en varios procesos productivos, además incluye la recuperación del revaporizado para su posterior utilización.

### **Objetivos específicos:**

1. Describir el sistema de generación de vapor, los principales consumidores, sus características, parámetros de trabajo, e identificar en cuáles no se recupera condensados.

2. Realizar cálculos en cuanto a consumos de vapor, caudales, presiones de trabajo, diámetros de tuberías para presentar la posibilidad de recuperar revaporizado y obtener datos de diseño del sistema de recuperación de condensados.
3. Comprobar mediante cálculos de mecánica de fluidos, si la bomba escogida es adecuada para el trasiego de los condensados desde la estación hasta el tanque de alimentación a calderas.
4. Establecer el diseño preliminar del sistema con la estación de recuperación, las tuberías, otros componentes, sus características y su disposición física en la planta.
5. Calcular los beneficios económicos que aporta esta innovación para la empresa y el país por concepto de ahorro de fuel-oil y agua suave.
6. Evaluar ambientalmente la solución, considerando la reducción de impactos ambientales negativos.

## Capítulo 1. Análisis bibliográfico

### 1.1 Sistemas de vapor

Los sistemas de vapor tienen hoy en día un uso muy extenso en aplicaciones diversas, tales como generación de energía mecánica y eléctrica, como agente calefactor en servicios comerciales e industriales, y como materia prima en determinados procesos entre otros. (Valverde, 2005)

El vapor es utilizado de forma general como fuente de calor o para generar potencia mecánica. En las plantas térmicas el vapor se expande en una turbina, su energía es transformada en potencia mecánica, y esta a su vez en potencia eléctrica. En los procesos industriales el vapor es utilizado como fuente de calor para múltiples aplicaciones. En los sistemas de energía total, o esquemas de cogeneración, el vapor se utiliza para la producción combinada o secuencial de energía eléctrica y térmica, lo cual incrementa la eficiencia global del sistema. (Barajas, 2005)

El elemento central en un sistema de vapor lo constituye el generador de vapor o caldera de vapor, el cual vapor tiene la función de transferir al agua, la energía en forma de calor de los gases producto de la combustión de la sustancia combustible, para que esta se convierta en vapor. (Vela, 2005)

El generador de vapor está constituido por un conjunto de superficies de calentamiento y equipos, integrados en un esquema tecnológico para generar y entregar vapor. El objetivo principal de la generación de vapor es producir vapor a una presión mayor a la atmosférica, de manera de aprovechar la energía que posee en tales condiciones y cubrir las necesidades de la fábrica. El calor necesario para evaporar el agua proviene de la energía liberada en el proceso de oxidación de un combustible. Dicha liberación de energía se manifiesta en forma de calor (calor de combustión) y se transfiere al agua por mecanismos de radiación, convección y conducción. (Golato *et al.* , 2008)

Hoy en día las calderas constituyen un elemento esencial en el funcionamiento de prácticamente todas las empresas industriales al proporcionar la potencia o el calor necesario para el proceso, dependiendo sus resultados productivos y económicos en gran medida de la confiabilidad, seguridad y eficiencia con que operen las calderas. (Borroto; Rubio, 2007)

### **1.1.1 Componentes de los sistemas de vapor y condensados. Pérdidas en estos sistemas**

- Caldera o generador de vapor.
- Líneas de transferencia de vapor.
- Disminuir la temperatura.
- Trampas de vapor.

Las pérdidas en estos sistemas están normalmente asociadas a las siguientes áreas:

- Pérdidas de vapor
- Pérdidas de calor a través del aislamiento térmico
- Pérdidas de condensado
- Pérdidas de vapor flash

Estas áreas son fundamentales en la eficiencia energética del sistema de vapor y las oportunidades de ahorro de energía y reducción de costos en ellas son generalmente económicamente atractivas. (Equipo técnico del centro de producción más limpia de Nicaragua, 2009)

### **1.1.2 Dimensionado de las tuberías de vapor**

Debe seleccionarse el tamaño correcto de la tubería para transportar la cantidad de vapor requerida a la presión requerida. Si la tubería es demasiado pequeña, habrá una caída de presión muy grande y aumentará la velocidad, resultando una falta de presión en el equipo de vapor, y posiblemente, ruido y erosión en la tubería.

Si la tubería es demasiado grande, la instalación será innecesariamente cara, y las pérdidas de calor serán mayores de lo que deberían ser. Las tuberías de vapor deben dimensionarse de manera que tanto la caída de presión como la velocidad a lo largo de ellas, esté dentro de unos límites aceptables. (Pinelo, 2006)



### **1.1.3 Métodos para el ahorro de energía en la generación de vapor**

Los principales métodos para el incremento de la eficiencia energética y el ahorro de energía en los sistemas de generación de vapor son los siguientes:

- Selección adecuada de la capacidad de las calderas.
- Administración de las cargas en calderas que operan en paralelo.
- Reducción del número de calderas en operación.
- Almacenamiento y preparación adecuada del combustible.
- Secado del combustible (para combustibles sólidos de alta humedad).
- Manejo adecuado de la viscosidad del combustible (líquido).
- Ajuste de la combustión (optimización de la relación aire/combustible).
- Uso de aditivos en combustibles.
- Empleo de emulsiones agua - combustible.
- Uso de turbulizadores (calderas pirotubulares).
- Dampers de gases de chimenea (régimen on/off).
- Uso de quemadores de bajo exceso de aire.
- Reducción de potencia térmica del quemador (en calderas subcargadas).
- Control adecuado del régimen químico.
- Reducción del régimen de purgas, manteniendo normas de régimen químico.
- Control automático de las purgas.
- Recuperadores de calor de gases de salida. Economizadores y calentadores de aire.
- Recuperación de calor de las purgas.
- Recuperación de condensados en los procesos de intercambio.
- Reducción de la presión de vapor en sistemas de calentamiento.
- Uso de controles automáticos de combustión y tiro.
- Reducción de infiltraciones de aire (en calderas con tiro balanceado).

- Mejorar el aislamiento térmico.
- Mantenimiento sistemático de quemadores.
- Limpieza adecuada del horno (para combustibles sólidos).
- Limpieza adecuada de las superficies de calentamiento durante la operación.
- Optimización del período y tiempo del soplado.
- Capacitación del personal técnico y de operación.
- Realizar pruebas de eficiencia periódicamente.

(Osorio, 2007)

### **1.2 Recuperación de condensados**

El condensado es el resultado de la reducción de temperatura causada por la eliminación del calor latente de evaporación. Es un producto secundario de la transferencia de calor en un sistema de vapor. Se forma en el sistema de distribución debido a la inevitable existencia de radiación. También se forma en equipos de calentamiento y de proceso debido a la transferencia de calor del vapor. (Bloom; Company, 2003)

En estos últimos años, la conciencia energética y la percepción medioambiental han transformado el sistema de condensado. Lo que antes era un modesto subproducto de la distribución de vapor se ha convertido hoy día en un recurso muy valioso. El cierre del circuito de calentador /vapor/condensado mediante la recuperación del condensado caliente permite aprovechar las valiosas unidades térmicas que de otra forma se perderían. De todas las opciones para ahorrar energía en un sistema de suministro de vapor, la recuperación del condensado es la opción principal. Esta permite aprovechar toda la energía valiosa en el sistema de vapor. Según sea la presión, el condensado que sale de un purgador contiene aproximadamente el 20% de la energía de calor transferida a la caldera en forma de calor sensible. (Ministerio de energía y Minas, 2004)

Los sistemas de recuperación del condensado ayudan a reducir tres costos tangibles de la producción de vapor:

- Costos de combustible y energía
- Recuperación del agua de la caldera y tratamiento de aguas residuales
- Tratamiento químico del agua de la caldera.

(Disponible en: <http://www.armstronginternational.com/es/steam-condensate-recovery>)

El desechar o botar este condensado es pérdida de recursos financieros, mala práctica técnica y medioambiental. Por lo cual una de las acciones principales para mejorar la eficiencia energética, es aprovechar la energía contenida en el condensado, haciéndolo retornar al sistema de la caldera. El condensado además de contener energía térmica, es básicamente agua destilada, siendo ideal su uso como agua de alimentación a la caldera. Integrar más condensado al estanque de alimentación de la caldera reduce la necesidad de purgas y por lo tanto disminuye la pérdida de energía en las calderas. Disponible en: <http://www.spiraxsarco.com/resources/steam-engineering-tutorials/condensate-recovery/introduction-to-condensate-recovery.asp>.

Los sistemas de condensado están compuestos por un conjunto de tuberías de recolección de los drenajes de las trampas de vapor, las que descargan a un tanque receptor equipado con una bomba o un sistema de tuberías para transportar el condensado hasta el tanque de agua de alimentación de las calderas. (Ovando, 2007)

Un problema que se presenta con frecuencia es la insuficiente capacidad de este sistema, ocasionado por no considerar el flujo de revaporizado o vapor flash conjuntamente con el condensado, ni el efecto de las fallas en las trampas de vapor sobre el flujo de vapor por estas tuberías de retorno de condensado.

El sistema de recuperación de condensado debe permitir el monitoreo y la no recuperación del condensado contaminado en los equipos de proceso, para evitar la alteración del régimen químico del agua en las calderas y los daños asociados a ello. La conductividad y el pH, entre otros parámetros son utilizados al efecto. (CONAE, 2004)

Los contaminantes que regresan en el condensado son usualmente hierro y cobre, procedentes de la corrosión de las tuberías, y en menor cantidad

sustancias orgánicas cuyo origen es debido al contacto del vapor en las unidades del proceso. (González *et al.* , 2000)

En muchos sistemas existen equipos de uso final que trabajan a diferentes presiones. En estos casos el condensado de los equipos que trabajan a mayor presión entra a las trampas como líquido saturado a una relativamente alta presión, y sale de ellas a menor presión. En las trampas ocurre un proceso de estrangulamiento, un proceso a entalpía constante, de modo que la entalpía con que sale el condensado es superior a la entalpía del líquido saturado a la presión reducida. Esto provoca que una parte del condensado se evapore espontáneamente, o sea, un “flasheo” de parte del condensado a vapor de baja presión. El condensado restante queda como líquido saturado a la presión reducida. El vapor flash producido puede ser utilizado en equipos que trabajen a menor presión, logrando un mejor aprovechamiento de la energía del condensado y una reducción del consumo de combustible en las calderas. (Borroto; Rubio, 2007).

En la mayor parte de instalaciones solo se aprovecha el calor latente de vaporización, con lo que el condensado resultante contiene alrededor del 25% del calor aportado en la caldera. (Este porcentaje lógicamente varía en función de la presión y de la temperatura inicial del agua). Además, en muchos casos el agua ha sido tratada químicamente para evitar o reducir la formación de cascarilla en los tubos de la caldera, tratamiento que raras veces hay que repetir, si bien puede ser necesario corregir el pH. Para aprovechar el calor contenido en el condensado y por el hecho de utilizar agua ya tratada químicamente es por lo que conviene devolver al tanque de alimentación el condensado que se genera en la planta. (MINAL, 1988)

El aprovechamiento del condensado caliente es todavía más interesante en plantas modernas que no tienen economizador, puesto que cuanto más próxima de la temperatura de vaporización esté el agua de alimentación, menos calor debe aportarse en la caldera para la producción de vapor. De hecho, aproximadamente por cada 6°C de aumento en la temperatura del agua de alimentación se puede pensar en ahorrar 1% de combustible de la caldera. En algunos casos, el aprovechamiento de condensados demasiado caliente puede generar problemas por cavitación en la bomba de alimentación. Estos

problemas pueden ser superados si se prevé una altura (presión) de aspiración suficiente. Esta altura depende de la temperatura del agua y del tipo de bomba. Para una bomba sencilla de pistón de altura mínima necesaria para evitar la cavitación, altura válida para cualquier tipo de bomba, si bien en algunos casos se puede reducir previa consulta al fabricante de la bomba. Si no es práctico colocar el tanque de alimentación a una considerable altura, se puede utilizar una bomba Spirax-Sarco para llenar un tanque de presurización. En algunos casos, la caldera lleva economizador, el retorno de todo el condensado puede representar que tengamos agua a una temperatura superior a la requerida por dicho economizador. En estos casos puede ser útil la recuperación directa de parte del calor del condensado revaporizándolo, lo cual representa siempre un ahorro importante en la planta. (MINAL, 1989)

Hay algunas excepciones, en general asociadas a emplazamientos de gran extensión, donde debido a los costos de instalación o a la imposibilidad de recuperar calor útil, el condensado no es devuelto a la sala de calderas. Si esta actitud es justificada o no, depende de cada caso, pero siempre se puede sacar partido de la recuperación del condensado. (Espinoza *et al.* , 2005)

Otra razón para no devolver el condensado a la sala de calderas puede ser la posibilidad de que esté contaminado. Como alternativa, el calor puede ser recuperado pasando el condensado por un cambiador de calor. En este caso el valor del calor recuperado casi siempre compensa el costo del cambiador. Algunas veces, como sucede en las refinerías, donde hay posibilidad de contaminación por hidrocarburos, el condensado pasa por un detector que puede dar la alarma adecuada. Este tipo de instrumentación es caro y solo se justifica si se recuperan grandes cantidades condensados procedentes de diversos puntos considerados fuentes de posible contaminación. (Marín, 2009)

### **1.2.1 Sistemas de retorno de condensados**

Un sistema efectivo de retorno de condensados es necesario para transportar el condensado desde los equipos que utilizan el vapor hasta la caldera. El condensado ya ha sido tratado para su uso en una caldera, y además contiene calor útil. Este aprovechamiento disminuye la cantidad de calor que la caldera deberá aportar para convertirlo de nuevo en vapor. Los sistemas de retorno de condensados se pueden dividir en tres categorías principales:

- Líneas de purga a los purgadores.
- Líneas de descarga sin bombeado desde los purgadores.
- Líneas de retorno bombeadas.

(Palacios, 2007)

Perjuicios del condensado

- Corrosión de superficies metálicas.
- Disminuye el coeficiente de transmisión de calor.
- Golpe de Ariete, el condensado es recogido por el flujo de vapor en forma de partículas que pueden alcanzar velocidades altísimas hasta de 45 m/s.

(Quan, 2006)

### **1.3 Unidades de recuperación de condensado**

Se pueden retornar grandes cantidades de condensado al tanque de alimentación de caldera para que se vuelva a usar con la ayuda a una bomba de condensado.

Las unidades de recuperación de condensado son adecuadas para cuando el condensado provienen de varias fuentes y se puedan drenar a un receptor venteado.

- Pueden manejar hasta 34 000 kg/h a 98°C
- Receptores de cobre o galvanizados
- Unidades con una bomba o con dos
- Pueden manejar altas contrapresiones
- Stand-by automático y control en cascada

Los receptores de acero dulce están galvanizados están montados en un bastidor de acero galvanizado con sujeciones de plástico. Los receptores de cobre están montados en marcos revestidos. Ambos poseen una tapa de inspección y tienen correctamente dimensionados el venteo, rebosadero, drenaje y dos conexiones de admisión con roscas BSPT. Trabajan a una presión de 2,1 bar. Se dispone de niveles de agua con válvulas de interrupción y de drenaje de latón.

Las bombas son de hierro fundido con cierres mecánicos crane e impulsores de bronce desarrollados para trabajar con un NPSH extremadamente bajo y

manejar condensado hirviendo con un mínimo de aspiración del anegado. Tienen un acoplamiento compacto con motores TEFC que poseen, como mínimo, un rango IP55 de aislamiento de motores clase F (subida de temperatura clase B) y trabajan a 2850 r.p.m. (50 Hz) ó 3400 (60 Hz). (Disponible en: [www.spiraxsarco.com](http://www.spiraxsarco.com))

#### Elevación del condensado

El condensado es elevado por la presión de vapor en el purgador por lo que este debe tener un cuerpo que resista esta presión. Básicamente, por cada 0,10 bar (10kPa) de presión en el purgador el condensado puede ser elevado un metro, pero hay que tener en cuenta que esto aumenta la contrapresión, reduciendo la presión diferencial a través del purgador y por tanto su capacidad de descarga. Todos estos factores deben tenerse en cuenta cuando se selecciona el purgador. (MINAL, 1989)

### **1.3.1 Recuperación de condensados a presión. CRU. Equipo BAVIERA**

Los sistemas BAVIERA de vapor incluyen una unidad de Recuperación de condensados (CRU) que recupera los condensados a alta temperatura y presión y alimenta directamente a la caldera sin pérdida de energía a la atmósfera. Este equipo es directamente responsable del ahorro de combustible y agua. El equipo CRU se sitúa normalmente en la sala de calderas.

#### Equipo BAVIERA de recuperación de condensados. CRU

La optimización del rendimiento energético de los sistemas de vapor para corrugadoras exige la recuperación de condensados a presión con reinyección a caldera a alta temperatura.

Como los condensados de todos los cilindros y planchas de una corrugadora se purgan a temperaturas muy elevadas, la recuperación a presión de estos condensados evitando su despresurización y su correspondiente enfriamiento (con producción de vapor flash) es la mejor opción para optimizar el rendimiento energético y maximizar el ahorro de combustible.

El equipo Baviera de recuperación de condensados a presión en circuito cerrado está diseñado basado en una experiencia de más de 25 años en este campo. Es un sistema que logra la optimización del rendimiento energético, simultáneamente a la optimización de la transferencia térmica en la

corrugadora ya que dispone de controles y automatismos, adecuados para compatibilizarlas. Además, debido a la experiencia durante muchos años en este tipo de sistemas, los componentes que constituyen el equipo son todos ellos robustos y libres de mantenimiento.

El sistema Baviera de recuperación de condensados dispone de un tanque vertical timbrado a 18 bar, donde los condensados se recuperan a presión y, más concretamente, se recuperan a una presión de 8 bar, a una temperatura de unos 175°C.

Por la parte inferior del tanque, la bomba KSB alimenta directamente la caldera con condensados a la temperatura arriba indicada. Aunque la bomba trabaja con condensados a muy elevada temperatura, su sello mecánico que se encuentra alejado de la hidráulica y refrigerado por aletas trabaja a 50° C, por lo que las condiciones de trabajo del sello mecánico son excelentes y, de hecho, se trata de una bomba libre de mantenimiento y con una larga vida media.

El sistema tiene los siguientes controles:

- Control de nivel
- Control de presión diferencial
- Control de la temperatura de condensados
- Reciclaje del vapor de baja presión

(Baviera, 2006)

### **1.3.2 Evaluación del sistema energético utilizando un SURGE TANK**

Utilizando un sistema de condensado presurizado puede ahorrar como mínimo de un 15% a 35% en combustible en comparación con un sistema de retorno de condensado utilizando un tanque convencional ventado.

El sistema de condensado presurizado no es un lujo, pero es un componente necesario para maximizar o incrementar la eficiencia del sistema de vapor.

El condensado retorna directamente al llamado “Surge Tank” de alta presión instalado en la sala de calderas, a una presión de 70 Psig, se alimenta el agua a 158°C. El agua de reposición, que viene de los ablandadores hacia el derredor es mínima, y por supuesto se logra una eficiencia total que pasa del 85% con un considerable ahorro de combustible y agua. (Villacrés; Andrade, 2006)



### **1.3.3 Dispositivo para la recuperación de condensados en calderas de vapor**

Consta de un circuito de presurización de condensados, consistente en una bomba centrífuga y una bomba de eyección formada por una boquilla de eyección y un tubo venturi, estando ambas bombas comunicadas entre sí por una tubería en forma de U invertida de la que, lateralmente, sale una tubería que conduce los condensados presurizados hasta un calderín de desgasificación, del que, a su vez, sale una tubería que conduce los condensados presurizados y desgasificados hasta una válvula de acceso de los condensados al interior de la caldera, accionada por un dispositivo automático sensible a los cambios de presión en el interior del circuito.

(Meca, 1997)

### **1.4 Bombeo de los condensados**

Las bombas de condensado son bombas especiales con las que puede extraerse el agua de condensación en caso de que ésta no pueda salir por el desnivel natural. Por lo general, las bombas están compuestas por el cuerpo de la bomba propiamente dicho y una unidad de sensores o bien integrada en el cuerpo de la bomba o bien suministrada por separado.

Hay disponibles dos tipos principales de unidades de bombeo de condensado:

- Unidades de bombeo eléctricas
- Unidades automáticas de bombeo accionadas por vapor o aire.

(Sarco; Laval, 2000)

Cuando el condensado se manda a un tanque receptor, habitualmente se usan bombas eléctricas para devolver el condensado a la casa de calderas. Este método es interesante cuando las líneas de descargas son largas y sinuosas y cuando las capacidades son elevadas.

Cuando las cantidades de condensado a trasvasar son pequeñas o medianas, un método muy práctico de devolver el condensado al tanque de alimentación es hacerlo mediante una bomba Spirax Sarco. Es un aparato sencillo que utiliza vapor o aire comprimido como elemento motriz. El vapor es preferible porque el aire puede mezclarse con el condensado, generando corrosiones indeseables. Se suministra completa con válvula de retención a la aspiración y

a la impulsión. También se suministra el tanque receptor en tamaños estándar, la razón de utilizar este receptor con salida a la atmósfera es doble:

- a) Mientras la bomba está descargando, la retención de la tubería de entrada está cerrada, con lo que no puede entrar flujo al cuerpo de la bomba. Si este estuviese conectado directamente a la tubería de condensado podrían producirse anegados intermitentes, con la siguiente pérdida de rendimiento de la instalación.
- b) Después de la carga, sin un receptor a la presión atmosférica, habría una entrada turbulenta en el cuerpo de la bomba del condensado retenido a presión, con el consiguiente e innecesario desgaste de los elementos activos.

Si la presión en el tanque receptor pudiese aumentar, se regeneraría una contrapresión adicional en los purgadores y además se producirían turbulencias dentro de la bomba durante el proceso de llenado que aumentaría el desgaste de la misma. Esto puede darse cuando el condensado procede de vapor a alta presión, en cuyo caso el 10 % o más de este condensado puede revaporizarse. En este caso hay que procurar recuperar este revaporizado introduciendo el tanque preciso entre purgadores y receptor de la bomba o, si esto no es posible, hay que aumentar el tamaño de la tubería de escape del tanque receptor. Habitualmente se suministra un conjunto compacto de bomba y receptor, preparado para ser instalado directamente, bien individualmente, bien interconectando más de una unidad.

La tubería de descarga nunca debe ser de menor diámetro que el agujero de la válvula de retención de salida. Cuando se utiliza la bomba Spirax Sarco para descargar condensado a distancias importantes hay que tomar precauciones para evitar excesivas contrapresiones debidas a los rozamientos. (MINAL, 1989)

#### **1.4.1 Bombas automáticas de condensado accionadas por vapor (o gas)**

Diseñadas para extraer y recuperar el condensado (u otros fluidos) bajo todas las condiciones de funcionamiento esta gama de bombas auto-accionadas usa el vapor u otro gas presurizado como fuerza motriz.

Son adecuadas para usar en áreas peligrosas donde las bombas eléctricas no pueden usarse, y para el eficiente drenaje de intercambiadores de calor. (Sarco, 2002)

#### **1.4.2 Bombas - purgador automáticas de condensado accionadas por vapor**

La APT10 y APT14 ofrecen el beneficio de bomba y purgador en una sola unidad. De esta manera aseguran la completa eliminación del condensado de la planta, incluso en condiciones de vacío, por tanto maximizando la eficiencia térmica en todo momento además de recuperar el valioso condensado para su reutilización. (Sarco, 2002)

#### **1.4.3 Bombas eléctricas de condensado**

Las bombas de condensado están diseñadas para recoger condensado líquido en ubicaciones remotas en un sistema de vapor y moverlo a la sala de calderas. El condensado se puede impulsar con electricidad o vapor. Las unidades accionadas por motor normalmente tienen bombas de tipo centrífuga e incluyen controles que desactivan la bomba cuando el nivel de agua del colector es bajo.

Una unidad accionada por motor típica consta de un colector de fundición o acero soldado de 3/16 pulgadas de espesor con un motor eléctrico estándar en la industria que está directamente acoplado a una bomba centrífuga ajustada en bronce. Hay configuraciones simples y dúplex disponibles con o sin paneles de control precableados ya montados. Las unidades impulsadas por vapor se usan normalmente en entornos peligrosos o en los que la electricidad puede no estar fácilmente disponible.

Las bombas de condensado permiten:

- Conseguir un ahorro de energía considerable al recoger el condensado ya calentado y devolverlo a la caldera, bajando en consecuencia el

consumo de combustible necesario para calentar el agua de recuperación mucho más fría.

- Reducir los costos de explotación al reutilizar condensado ya tratado químicamente y en consecuencia reducir el consumo de productos químicos adicionales necesarios para tratar el agua de recuperación recién obtenida.

(Disponible en: <http://www.armstronginternational.com/es/electric-condensate-return-pumps>)

#### **1.4.4 Tipos de bombas de condensados**

Bomba Pivotrol:

Es una bomba automática (no eléctrica) diseñada para bombear condensado caliente, u otros líquidos desde un punto bajo, o un espacio de baja presión o vacío a un espacio con mayor presión o altura. Esta unidad se acciona con vapor, aire comprimido u otro gas a presión. La bomba estándar Pivotrol puede bombear líquidos con una gravedad específica de 0,9 a 1,0.

La bomba contiene válvulas anti-retorno en acero inoxidable en las conexiones de entrada y salida. Para alargar la vida y fiabilidad, la bomba incluye un resorte con garantía de por vida. (Sarco, 2002)

Bomba PPF-HTF de fluidos de transferencia de calor:

La bomba PPF-HTF es automática (no eléctrica) diseñada para el uso con fluidos de transferencia de calor en un sistema de lazo cerrado. La unidad se acciona con la fase de vapor del fluido de transferencia de calor para desalojar el fluido de transferencia de calor condensado desde un punto bajo, o un espacio de baja presión a un espacio con mayor presión o altura. (Sarco, 2002)

Bomba MFP14 SS:

La MFP14SS es una bomba automática en acero inoxidable 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. (Sarco, 2002)

### 1.5 Dimensionado de tuberías de condensado

Habitualmente se trata simplemente de conectar todas las descargas de las purgas y purgadores a una tubería común. De vez en cuando se van dando recomendaciones a cerca de la capacidad de las líneas de condensados y no siempre coinciden las opiniones relativas a dimensiones. Es comprensible debido a que las condiciones varían mucho, solo para tener en cuenta el revaporizado se deberían tomar valores distintos para cambio de presión/temperatura.

Hay que considerar tres estadíos en el funcionamiento de una planta:

- En el arranque hay que descargar algo de aire a la línea de retorno a través del purgador.
- A continuación llegará una cantidad de condensado frío. Puesto que toda la instalación está fría, el vapor condensa rápidamente, con lo que durante este período la cantidad de condensado puede ser igual a dos o tres veces la tasa normal. La pérdida de presión en la planta, por esta misma razón será considerable. Así, durante este período hay gran cantidad de condensado, poca o nula formación de revaporizado y pequeña presión diferencial a través de los purgadores. Este último hecho es importante porque muestra lo indeseable que puede ser tener una contrapresión alta en la línea de retorno de condensado.
- Cuando la planta toma temperatura, la cantidad de condensado se reduce a los valores del régimen, pero al aproximarse su temperatura al vapor saturado, se forma el revaporizado en la descarga.

Si se dimensionan las tuberías para la cantidad de condensado del período de arranque, tienen la capacidad adecuada para transportar condensado y revaporizado en las condiciones del régimen. Si no se conocen las condiciones de carga del arranque, es prudente doblar las cantidades que se tienen en marcha normal. Nunca deben considerarse cantidades menores y en caso de duda es preferible tomar un margen de seguridad en sentido creciente. (MINAL, 1989)

La experiencia indica que se deben diseñar las tuberías de retorno de condensado como si se tratarán de tuberías de agua con el caudal

correspondiente a dos veces el de régimen, de esta forma serán capaz de transportar el condensado y revaporizado de régimen sin ningún problema.

La velocidad máxima que puede tener el condensado es de 20.11 m/s, con la finalidad de que la mezcla condensado-revaporizado circule sin presiones excesivas y sin deterioro en la tubería. (Herrera, 2009).

### **1.6 Revaporizado**

Cuando el vapor libera su entalpía específica de evaporación, se forma condensado a la misma temperatura y presión que la del vapor del que condensa. Cuando este condensado se descarga a una presión inferior, la energía que contiene es mayor que la que puede sostener permaneciendo en estado líquido. Este exceso de energía hace que se revaporice parte del condensado y pase a vapor a la presión inferior. Aunque nos referimos a este vapor como “revaporizado”, no es más que vapor saturado a una presión inferior. Cuando sea posible, este revaporizado debe utilizarse como fuente de vapor para aplicaciones de vapor a baja presión. Se puede utilizar un tanque de revaporizado para separar el revaporizado del condensado. En casos en que el suministro de revaporizado no se ajuste a la demanda de vapor a baja presión, el exceso de vapor puede expulsarse a través de un dispositivo de válvula limitadora. Cualquier déficit en el suministro puede repararse con la aportación de vapor procedente de una línea de alta presión a través de una válvula reductora. (MINAL, 1989)

Utilizando vapor flash es un kilogramo de vapor que no tiene que ser suministrado de caldera. Las razones para la recuperación de vapor flash son tan convincentes, tanto económica como ambientalmente, como las razones para la recuperación de condensado. (Sarco; Laval, 2000)

El revaporizado o vapor flash, aparte de su origen no tiene ninguna característica especial. Es tan útil como el vapor saturado a la misma presión, procedente de calderas. Con ayuda de una instalación adecuada, en muchos casos se puede recuperar y usar económicamente.

(MINAL, 1988)

### 1.6.1 Requisitos para el éxito de las aplicaciones de flash de vapor

- Disponer de un suministro continuo de condensado suficiente que operen a presiones más altas, para garantizar que el vapor flash pueda ser liberado para la recuperación económica.
- Las trampas de vapor y los equipos que son los encargados del drenaje deben funcionar satisfactoriamente en contra de la contrapresión aplicada por el sistema de flash.
- Se debe tener cuidado cuando se intenta la recuperación de vapor flash con condensado de los equipos de temperatura controlada. La presión del espacio de vapor se reducirá por la acción de cierre de la válvula de control de vapor. Si la presión del vapor en el equipo decae por debajo de la presión de vapor flash, el valor que representa el importe de revaporizado formado será mínimo, y hay que preguntarse si la recuperación vale la pena en este caso.
- Las tuberías deben de tener un diámetro relativamente grande para utilizar el vapor a baja presión, para reducir la pérdida de presión y velocidad, lo que puede significar una instalación costosa si el vapor flash tiene que ser conducido a largas distancias. (Bronhold, 2000)

### 1.6.2 Tanque de revaporizado tipo FV

Estos tanques son particularmente adecuados para los sistemas de recuperación de calor de las purgas de caldera donde la eficiente separación del revaporizado de la purga es esencial para prevenir la contaminación del tanque de alimentación de caldera y/o las superficies de transferencia de calor. Igualmente adecuados para recuperar revaporizado de los condensados.

Principales características:

- Diseñado y construido cumpliendo con la Normativa Europea de equipos a presión 97 / 23 / EC.
- Velocidad baja de separación para producir vapor seco.

(ISO 9001, 2008)

## 1.7 Trampas de vapor

Una trampa para vapor es un dispositivo que permite eliminar: condensado, aire y otros gases no condensables, además de prevenir pérdidas de vapor.

- Eliminación de condensado: El condensado debe pasar siempre, rápido y completamente a través de la trampa para vapor para obtener un mejor aprovechamiento de la energía térmica del vapor.
- Eliminación de aire y otros gases no condensables: El aire y los gases disminuyen el coeficiente de transferencia de calor. Además, se debe tener presente que el O<sub>2</sub> y el CO<sub>2</sub> causan corrosión.
- Prevención de pérdidas de vapor: No deben permitir el paso de vapor sino hasta que éste ceda la mayor parte de energía que contiene, también las pérdidas de vapor deben ser mínimas mientras la trampa libera vapor condensado, aire y gases incondensables. Disponible en: <http://www.thermaxindia.com/Steam-Accessories/Steam-Traps.aspx>.

### 1.7.1 Clasificación de las trampas de vapor

Existen tres principales categorías de trampas de vapor:

Mecánicas: Trampa de flotador, trampa de cubeta invertida

Termostáticas: Trampa tipo bimetálico, trampa de expansión

Termodinámicas: Trampas de disco

Las trampas más utilizadas en la industria están: flote, cubeta invertida, bimetálica, expansión y termodinámica. (Porres, 2007)

La mayoría de las trampas para vapor funcionarán siempre que las condiciones de trabajo estén dentro de los rangos de presión y capacidad que posee la trampa, pero en un sistema de drenaje correcto, la idea es que la trampa además maximice la eficiencia y capacidad del equipo de proceso. Una trampa mal escogida puede resultar en baja eficiencia. Las trampas de vapor son muy diversificadas, por lo tanto al seleccionar la trampa adecuada es un asunto bastante delicado. (Díaz *et al.* , 2009)



### **1.7.2 Parámetros a tener en cuenta para la selección de la trampa**

- Caudal de condensado ( kg/h)
- Presión nominal de vapor
- Diferencial de presión (  $P_2 - P_1$  )
- Tipo de conexión ( roscada, soldada, bridada )
- Material

Se recomienda que los colectores de condensado de la línea de vapor tengan un diámetro que no sea inferior a 1/3"del diámetro de la línea. (Alvares, 2005)

**Conclusiones del capítulo**

- La recuperación de condensados es de vital importancia, aprovechando su energía térmica se reduce el consumo de combustible en calderas y las emisiones de gases indeseables a la atmósfera.
- El condensado es un agua destilada que no necesita ser previamente tratada, por tanto el desecho de los condensados no es más que una pérdida de recursos financieros y mala práctica técnica y medio ambiental.
- En el mundo de la industria existen diversos tipos de unidades o estaciones de recuperación de condensados, patrocinadas por grandes compañías siendo la más confiable, meritoria y líder en esta materia Spirax Sarco.
- La recuperación de revaporizado o vapor flash es de gran utilidad para aplicaciones de vapor a baja presión, su recuperación es importante, y las razones para hacerlo son las mismas que fundamentan la recuperación de condensados.
- Las unidades de recuperación de condensados están compuestas fundamentalmente por: tanque colector, bomba de condensados, filtros y purgadores, para la recuperación del revaporizado además se necesita un tanque de revaporizado diseñado para separar el condensado del vapor a menor presión.

## **Capítulo 2: Materiales y Métodos**

En este capítulo se describirá la metodología a seguir para la realización de este proyecto, se realiza teniendo en cuenta elementos tales como: la descripción del proceso productivo y servicios tecnológicos, descripción del sistema de generación de vapor, el análisis de cada uno de los consumidores de vapor, cuanto se consume y en cuáles condiciones.

Para el desarrollo de la investigación se realizan recorridos a la planta de producción, en conjunto con especialistas en tecnología, se revisan documentos técnicos, memorias descriptivas de la empresa, se identifican reservas energéticas en los condensados sin recuperar y se proyecta una estación central para recuperarlos, además se incluye la recuperación del revaporizado para ser utilizado en otro proceso que requiere otras condiciones. Conociendo las condiciones y régimen de trabajo de los diferentes consumidores de vapor, a través de cálculos planteados por Spirax Sarco se calculan las dimensiones de las tuberías de retorno de condensados desde cada punto a recuperar, se determina cantidad de vapor que se usa en determinado proceso para evaluar el uso de revaporizado recuperado, se determinan las dimensiones del tanque de revaporizado, y además los diferentes componentes y accesorios para proyectar la estación de recuperación de condensados, como son: el tanque colector, válvulas de retención y purgadores, realizando análisis de mecánica de fluidos y termodinámica, se selecciona la bomba para el trasiego de los condensados a la alimentación de caldera.

Se determina el ahorro de combustible a partir de la recuperación de la energía de los condensados, se realiza una evaluación ambiental y económica de la solución siguiendo métodos de cálculos brindados por la ONUDI en el Manual de Producción Más Limpia para la industria citrícola.

### **2.1 Descripción del proceso productivo. Servicios tecnológicos. Sistema de generación de vapor.**

#### **2.1.1 Breve descripción del proceso productivo.**

Las frutas llegan a la industria en camiones provenientes del campo o del rechazo de los envasaderos de frutas frescas, se pesan en la báscula, y a

través de cintas transportadoras y elevadores de cangilones se almacenan en los silos, luego pasan a las lavadoras, mesas de selección y calibradoras para ser exprimidas en los extractores, estos equipos son los encargados de obtener por separado las tres corrientes principales del proceso de producción: **el jugo, la emulsión de agua-aceite y los desechos sólidos**. A partir del **jugo** extraído se obtienen cuatro productos mediante procesos diferentes: jugo concentrado congelado, jugo simple congelado, jugo simple aséptico y celdillas cítricas. El jugo concentrado congelado se obtiene en los concentradores, donde por evaporación el jugo pierde el agua que contenía, hasta obtener altos valores de concentración de sólidos solubles (<sup>o</sup>brix), los jugos naturales se pasterizan y se enfrían sin concentrarse, se diferencian los asépticos de los congelados en el tratamiento térmico y la forma de envasarse. La celdilla es la pulpa del jugo y se obtiene concentrando el por ciento de esta en el jugo mediante un tamizador de paletas, previamente separados los defectos en ciclones, se pasteriza y se enfría para ser envasada de forma congelada.

Mientras los extractores están trabajando es inyectada agua en forma de spray alrededor de las copas que son los dispositivos donde son exprimidas las frutas, en el momento de la expresión estas desprenden de su corteza los aceites esenciales, estos son arrastrados por el agua formándose la **emulsión agua-aceite**, esta se filtra y se somete a dos etapas de centrifugación. En la primera una centrífuga deslodadora, separa el agua contenida en la emulsión (agua amarilla), el lodo y la emulsión fuerte, la otra centrífuga pulidora recibe la emulsión fuerte de la deslodadora y es la que separa todos los lodos del aceite esencial. Una vez obtenido el aceite se almacena en cámaras frías para desceralos. Existen otros subproductos como el aceite destilado que se obtiene por destilación de los lodos de las centrífugas y parte de las aguas amarillas, esto se realiza en los tachos de destilación o destiladores.

**Los desechos sólidos** de la fruta (corteza, hollejos y semillas) son transportados a través de tornillos helicoidales hasta almacenarse en tolvas para ser distribuido en camiones como hollejo húmedo para la alimentación del ganado.

La empresa en los últimos años incursiona en el procesamiento de otras frutas tropicales no cítricas como son: mango, guayaba, piña, papaya, etc. con el

objetivo de obtener pulpas para mermeladas, néctares, pastas, jaleas, etc. Existe una línea de tecnología de punta, adquirida en el mercado internacional recientemente para procesar estas frutas (línea de frutales), además se instaló una batería de marmitas de cocción para la elaboración de mermeladas. Se instala en estos momentos una marmita para la elaboración de pastas y jaleas.

Para garantizar todo este proceso productivo existen los servicios tecnológicos como son: energía eléctrica, aire comprimido, refrigerantes (glicol, amoniaco), agua, vapor, etc. Uno de los principales servicios para el desarrollo de los procesos es el vapor, este garantiza el calor necesario en las operaciones de intercambio. (Departamento de tecnología, revisión 2009a).

### **2.1.2 Descripción del sistema de generación de vapor en la industria.**

Las calderas que existen en la empresa son de emplazamiento fijo y horizontal, de hogar cilíndrico y ondulado, cámara de fuego y doble haz tubular (tubos de humo) y dos cajas de humo, una delantera y una trasera.

Los gases producto de la combustión recorren el hogar hasta alcanzar la cámara de fuego (primer paso) donde a través de un haz tubular los gases son conducidos a la cámara de humo delantera (segundo paso). De esta caja parte un segundo haz tubular que conecta con la caja de humo posterior (tercer paso de humos) desde este punto los humos son transportados al exterior a través de la chimenea.

Los cuerpos están construido totalmente de acero 106 grado B, según norma ASTM-API.

Parámetros de diseño y operación:

- Presión de diseño : 15 bar
- Presión de trabajo : 13 bar
- Presión de prueba : 22.5 bar
- Temperatura de servicio: 194.9 °C
- Temperatura de diseño : 201.2 °C
- Valores de dureza total en el agua de alimentación de 0-3 mg/L.

Existe un tanque de agua de alimentación de 30 m<sup>3</sup>, que se alimenta con agua tratada o suavizada proveniente de la planta de tratamiento de agua, a este depósito también se le inyecta el agua de condensados de algunos procesos. Se le realiza tratamiento interno con un producto nombrado VAPEN 300 que no es más que un producto integral anti-incrustante, anti-corrosivo formulado a base de terpolímeros dispersantes de alto rendimiento, polifosfatos, sulfito catalizado antiespumante e inhibidor de fragilidad cáustica. (Manual de instrucciones, uso y mantenimiento del generador de vapor, 2001).

Todos los generadores están automatizados y entran en funcionamiento según la demanda de vapor de los consumidores.

### 2.1.3 Identificación de las reservas energéticas (recuperación de los condensados).

Con la participación del personal técnico y la revisión de la documentación disponible en el departamento de tecnología de la industria se describirá brevemente cada proceso, los equipos que consumen vapor, con cuál objetivo, en qué condiciones se necesita este servicio, si se recupera condensado o no, y finalmente se confeccionará una tabla que tendrá el siguiente formato:

Tabla 2.1: Procesos consumidores de vapor en la industria.

Nº	Proceso productivo	Equipo consumidor	Parámetros de operación (vapor)		Recuperación de condensados	
			Caudal	Presión	Si	No

Una vez identificados los procesos donde no se recuperan los condensados, entre ellos se escogerá uno para recuperar revaporizado y utilizarlo también en otro proceso de menor demanda de vapor.

### 2.2 Metodología para el cálculo de cantidad de revaporizado que generan los condensados.

Para utilizar el revaporizado en uno de los procesos que necesitan menor cantidad de vapor y a menos presión, se debe determinar con precisión la cantidad que se generará en los procesos que cumplan las condiciones para esto.

Se calcula la cantidad de revaporizado generado, en los procesos seleccionados, se analiza la disposición física de la instalación y sus condiciones termodinámicas, así se determina el proceso de presión alta que se selecciona para recuperar el revaporizado.

Según (1989) Spirax Sarco se pueden usar gráficos donde se obtengan las cantidades de revaporizado que están contenidos en determinada cantidad de condensado según las presiones de trabajo del purgador y la presión de descarga. También se recurre al cálculo mediante los valores de entalpía en las tablas de vapor (Keenan), teniendo en cuenta la temperatura de descarga en la trampa.

Estos cálculos se realizarán siguiendo el método que propone Spirax Sarco y los datos que ofrece la tabla de vapor (Keenan) y utilizando la siguiente ecuación:

$$W_r = \frac{h_{f_{hp}} - h_{f_{lp}}}{h_{fg_{lp}}} * W_c \quad (2.1)$$

$W_r$ : flujo de revaporizado, kg/h.

$h_{f_{hp}}$ : entalpía específica del agua a la presión superior, kJ/kg.

$h_{f_{lp}}$ : entalpía específica del agua a la presión inferior, kJ/kg.

$h_{fg_{lp}}$ : entalpía específica del vapor a la presión inferior, kJ/kg.

$W_c$ : flujo de condensado, kg/h.

### 2.2.1 Separación del revaporizado del condensado.

La separación del revaporizado y el condensado se lleva a cabo en un tanque de revaporizado, que no es más que un depósito vertical diseñado para este fin con determinadas características.

Para conocer las dimensiones del tanque que garantice la recuperación del revaporizado, (1989) Spirax Sarco brinda gráficos con valores para los diferentes tamaños de tanque. Teniendo el flujo de condensado y a su vez el flujo de revaporizado que se produce, se escoge el tamaño del tanque y sus dimensiones. Si fuese viable en la descarga del condensado, suele colocarse un purgador y recuperar los condensados enviándolo a calderas de nuevo.

Teniendo en cuenta las características de cada uno de los procesos, las cantidades de revaporizado generado y la disposición física en la planta, se escoge uno de los procesos y para saber si el revaporizado que se recupera

cubre la cantidad de vapor necesaria en la marmita que se está montando para la elaboración de pastas y jaleas, se calcula la cantidad de vapor necesario en la misma para la cocción de pulpas con el fin de obtener el producto final. Este cálculo se realiza mediante la ecuación:

$$Q = m * C_p * \Delta T \quad (2.2)$$

Q: calor necesario para conseguir un incremento de temperatura, kJ.

m: masa del material a calentar (Capacidad de la marmita), kg.

C<sub>p</sub>: calor específico del material, kJ/kg°C.

ΔT: incremento de temperatura, °C.

Para calcular la cantidad de vapor necesario, una vez conocido el valor del calor se tiene la fórmula:

$$W_s = \frac{Q}{h_{fg} * t} \quad (2.3)$$

W<sub>s</sub>: caudal de vapor necesario para conseguir un incremento de temperatura, kg/h.

Q: calor necesario para conseguir un incremento de temperatura, kJ.

h<sub>fg</sub>: entalpía de evaporación del vapor a la presión de trabajo, kJ/kg.

t: tiempo disponible, h.

Teniendo las dimensiones del tanque de revaporizado y seleccionado el proceso que aportará el condensado, se realizan los croquis para la confección del tanque y su instalación en la planta, mediante el programa Microsoft Office Visio 2007.

Con los flujos de condensados restantes se realizan cálculos para su recuperación y reutilización en las calderas.

### **2.2.2 Recuperación de condensados. Metodología para el dimensionado de las tuberías.**

El condensado es elevado por la presión de vapor en el purgador, por lo que este debe tener un cuerpo que resista esta presión, básicamente por cada 0,10 bar (10 kPa) de presión en el purgador el condensado puede ser elevado 1 metro, teniendo en cuenta este planteamiento y conociendo que a más altura, aumenta la contrapresión, para saber si el purgador es adecuado, es preciso realizar algunos cálculos. En cada uno de los procesos identificados para



recuperar los condensados se describirá la forma de llevar el caudal de condensado hasta el tanque colector de la estación.

Se conectarán todas las descargas de los purgadores a una tubería común para transportar el condensado hasta el tanque receptor de la estación central. El dimensionado de las tuberías se llevará a cabo usando las tablas de diámetro y pérdidas que brinda Spirax Sarco. Con el caudal se selecciona el diámetro adecuado, evitando los reducidos y las ampliaciones en las tuberías.

En el anexo # 6 se selecciona la resistencia por rozamiento por metro de recorrido en función del caudal de condensado y el diámetro de la tubería. Se tiene que tener en cuenta la contrapresión que existe y la longitud de la tubería de retorno para conocer si los purgadores pueden vencerla, también se calcula la contrapresión total en cada una de las líneas de retorno para comparar la misma con la presión de trabajo del purgador que se encuentra en la “peor situación”, esta debe ser siempre menor que la presión de trabajo del purgador.

### **2.3 Metodología para la selección de la bomba. (Balance de mecánica de fluido).**

La literatura plantea la posibilidad de usar bombas Spirax Sarco, pero en la industria se valora la posibilidad de usar una bomba en desuso que en años anteriores trabajaba en una línea de agua en condiciones similares y se comprobará si es viable su operación en este sistema.

Para comprobar si la bomba existente es la adecuada para el trasiego del condensado hasta el tanque de alimentación de calderas, se tiene en cuenta los criterios de selección de la bomba:

- El flujo de la bomba debe ser mayor o igual que el flujo del sistema.
- La carga de la bomba debe ser mayor o igual que la del sistema.
- La carga neta de succión positiva (NPSH) de la bomba debe ser menor o igual que la del sistema.

Para el cálculo de la carga de la bomba se utiliza la ecuación de balance mecánico de Bernoulli, siguiendo la metodología que se presenta a continuación.

$$\frac{P_1}{\rho_1 * g} + Z_1 + \frac{\alpha_1 * (v_1)^2}{2 * g} + Hb = \frac{P_2}{\rho_2 * g} + Z_2 + \frac{\alpha_2 * (v_2)^2}{2 * g} + \sum Hf \quad (2.4)$$

Donde:

$P_1$ : presión que hay en donde está ubicado el punto #1, Pa.

$\rho_1$ : densidad del fluido en el punto # 1 a la temperatura en el tanque colector de la estación,  $\text{kg/m}^3$ .

$g$ : valor de la aceleración de la gravedad,  $\text{m/s}^2$ .

$Z_1$ : altura, m.

$\alpha_1$ : factor de corrección de energía cinética en el punto # 1.

$v_1$ : velocidad que hay en donde está ubicado el punto # 1, m/s.

$H_b$ : carga de la bomba, m.

$P_2$ : presión que hay en donde está ubicado el punto # 2, Pa.

$\rho_2$ : densidad del fluido en el punto # 2 a la temperatura en el tanque de alimentación a caldera,  $\text{kg/m}^3$ .

$Z_2$ : altura, m.

$\alpha_2$ : factor de corrección de energía cinética en el punto # 2.

$v_2$ : velocidad que hay en donde está ubicado el punto # 2, m/s.

$\Sigma H_f$ : pérdidas por fricción en tuberías, m.

### 2.3.1 Cálculo de las pérdidas en tuberías y accesorios. ( $\Sigma H_f$ )

En tuberías:

1. Obtener el valor del diámetro y la longitud de la tubería (m).
2. Determinar el valor del área por la siguiente ecuación:

$$A = \frac{\pi * d^2}{4} \quad (2.5)$$

Donde:

A: área,  $\text{m}^2$ .

$\pi$ : constante matemática.

d: diámetro de la tubería, m.

3. Conociendo el flujo volumétrico se obtiene el valor de la velocidad para calcular el Reynolds y así determinar el régimen en que se encuentra el fluido para conocer el factor de fricción y el factor de corrección de energía cinética ( $\alpha$ ). Se utiliza la siguiente ecuación:

$$q = v * A \quad (2.6)$$

Despejando se obtiene que:

$$v = \frac{q}{A}$$

Donde:

q: flujo volumétrico, m<sup>3</sup>/s.

v: velocidad del fluido por la tubería, m/s.

A: área, m<sup>2</sup>.

$$Re = \frac{\rho * d * v}{\mu} \quad (2.7)$$

Re: número adimensional de Reynolds.

$\rho$ : densidad del fluido en tuberías, kg/m<sup>3</sup>.

v: velocidad del fluido en tuberías, m/s.

d: diámetro de la tubería, m.

$\mu$ : viscosidad del fluido en tuberías, Pa\*s.

4. Para hallar el factor de fricción se necesita el tipo de régimen, el diámetro de la tubería y los valores de rugosidad en tubos.
5. Después de obtenido el factor de fricción se calculan las pérdidas por fricción en tuberías por la siguiente ecuación:

$$Hf_t = \frac{f * v^2 * L}{d * 2g} \quad (2.8)$$

Donde:

Hf<sub>t</sub>: pérdidas por fricción en tuberías, m.

f: factor de fricción.

v: velocidad del fluido, m/s.

L: longitud de la tubería, m.

d: diámetro de la tubería, m.

g: valor de la aceleración de la gravedad, m/s<sup>2</sup>.

6. El valor de los coeficientes de resistencias locales (k) se encuentra en la literatura consultada (Rosabal, 2006).
7. Teniendo los coeficientes de resistencias locales se calculan las pérdidas por fricción por accesorios. Se utiliza la siguiente ecuación:

$$Hf_{acc} = \Sigma k * \left( \frac{v^2}{2 * g} \right) \quad (2.9)$$

Donde:

$H_{f_{acc}}$ : pérdidas por fricción por accesorios, m.

k: valor de coeficientes de resistencias locales.

v: velocidad del fluido, m/s.

g: valor de la aceleración de la gravedad,  $m/s^2$ .

Se calculan las pérdidas por fricción en tuberías y accesorios antes y después de la bomba siguiendo la metodología anterior y utilizando los datos que le correspondan.

8. Se calculan las pérdidas por fricción totales por la siguiente ecuación:

$$\Sigma H_{f_{totales}} = (H_{f_t} + H_{f_{acc}})_{antes\ de\ la\ bomba} + (H_{f_t} + H_{f_{acc}})_{después\ de\ la\ bomba} \quad (2.10)$$

$\Sigma H_{f_{totales}}$ : pérdidas por fricción totales en las tuberías de la instalación, m.

### 2.3.2 Cálculo de la carga de la bomba.

Se analiza la ecuación del balance mecánico por términos y se despeja la carga de la bomba obteniéndose:

$$H_b = Z_2 + \Sigma H_f + \left[ \frac{P}{g} * \left( \frac{1}{\rho_2} - \frac{1}{\rho_1} \right) - Z_1 \right]$$

Donde:

$H_b$ : carga de la bomba, m.

$\Sigma H_f$ : pérdidas por fricción, m.

$Z_2$ : altura, m.

P: presión, Pa.

g: valor de la aceleración de la gravedad,  $m/s^2$ .

$\rho_1$ : densidad del fluido en el punto # 1 a la temperatura en el tanque colector de la estación,  $kg/m^3$ .

$\rho_2$ : densidad del fluido en el punto # 2 a la temperatura en el tanque de alimentación a caldera,  $kg/m^3$ .

$Z_1$ : altura, m.

En el tanque de alimentación a caldera existe una mezcla de agua suave que se alimenta y agua de condensado que se recupera, debido a que dichas aguas se alimentan a diferentes temperatura se establece una mezcla de temperatura la cual se calcula para buscar la densidad en el punto #2. Para esto se utiliza la siguiente ecuación:

$$Q_{mezcla} = Q_{as} + Q_{ac} \quad (2.11)$$

as: agua suave (alimentación)

ac: agua de condensado

$$m_{mezcla} * C_{pmezcla} * T_{mezcla} = (m_{as} * C_{pas} * T_{as}) + (m_{ac} * C_{pac} * T_{ac}) \quad (2.12)$$

Como la Cp del agua en el rango de temperatura de trabajo se encuentra alrededor de 1 kcal/kg°C la ecuación quedaría:

$$m_{mezcla} * T_{mezcla} = (m_{as} * T_{as}) + (m_{ac} * T_{ac})$$

Despejando la temperatura de la mezcla se obtiene:

$$T_{mezcla} = \frac{(m_{as} * T_{as}) + (m_{ac} * T_{ac})}{m_{mezcla}}$$

T: temperatura del fluido, °C. (Las temperaturas de agua suave y agua de condensado se conocen por estudios anteriores realizados por el departamento técnico).

m: flujo, kg/h.

$m_{mezcla}$ : capacidad del tanque de alimentación de la caldera, kg/h.

### 2.3.3 Cálculo del NPSH del sistema

Para comprobar uno de los criterios de selección de la bomba se calcula el  $NPSH_{sistema}$  por la siguiente ecuación, y se compara con el de los datos de chapa de la bomba.

$$NPSH_{sistema} = \frac{P_3 - P_v}{\rho * g} \quad (2.13)$$

Donde:

$NPSH_{sistema}$ : carga neta de succión positiva del sistema.

$P_3$ : presión de entrada a la bomba, Pa.

$P_v$ : presión de vapor, Pa.

$\rho$ : densidad del fluido, kg/m<sup>3</sup>.

g: valor de la aceleración de la gravedad, m/s<sup>2</sup>.

Para calcular  $P_3$  se hace un balance mecánico antes de la bomba, manteniendo el flujo volumétrico, diámetro de la tubería y accesorios.

$$\frac{P_1}{\rho^* g} + Z_1 + \frac{\alpha^* (v_1)^2}{2^* g} + Hb = \frac{P_3}{\rho^* g} + Z_3 + \frac{\alpha^* (v_3)^2}{2^* g} + \Sigma Hf \quad (2.14)$$

Se calculan las pérdidas por fricción siguiendo la metodología planteada anteriormente, difiriendo en que no se calcula ningún valor después de la bomba ya que esta no existe en este nuevo balance. Se utiliza la siguiente ecuación:

$$Hf_{totales} = Hf_t + Hf_{acc} \quad (2.15)$$

Despejando del balance mecánico se obtiene la siguiente expresión:

$$P_3 = \rho^* g^* \left[ \left( \frac{P_1}{\rho^* g} \right) + Z_1 - \left( \frac{\alpha^* (v_3)^2}{2^* g} \right) - Z_3 - \Sigma Hf \right]$$

$P_3$ : presión en la tubería, Pa.

$\rho$ : densidad del agua de condensados a 90°C, kg/m<sup>3</sup>.

$g$ : valor de la aceleración de la gravedad, m/s<sup>2</sup>.

$P_1$ : presión en el tanque colector de la estación, Pa.

$v_3$ : velocidad en la tubería, m/s.

$Z_1$ : altura donde está ubicado el punto #1, m.

$Z_3$ : altura donde está ubicado el punto #3, m.

$\Sigma Hf$ : pérdidas por fricción totales, m.

$\alpha$ : factor de corrección de energía cinética.

#### 2.4 Presentación del esquema del sistema de recuperación de condensados con la estación central.

Una vez conocidas las dimensiones de las tuberías de retorno de condensados, la disposición física de cada consumidor, las características de cada uno de los equipos y accesorios que componen la estación, se esbozará un croquis o dibujo de la estación, usando el programa Microsoft Office Visio 2007.

## 2.5 Metodología para el cálculo del ahorro de combustible teniendo en cuenta el incremento de temperatura en el agua de alimentación a calderas.

Se calcula el ahorro estimado de combustible por la diferencia de la cantidad de combustible consumido sin la recuperación de condensados (condiciones actuales) y la cantidad de combustible consumido con la recuperación de los condensados en el tanque de alimentación a la caldera, teniendo en cuenta el incremento de temperatura del agua.

Primero se calcula el calor por la siguiente ecuación:

$$Q = D * (hg - hf) \quad (2.16)$$

Q: calor, (kJ/h).

hg: entalpía del vapor a la presión de trabajo, kJ/kg.

hf: entalpía del agua a la temperatura de alimentación, kJ/kg. (La temperatura de la misma se conoce por estudios anteriores realizados por el departamento técnico)

D: capacidad nominal caldera, kg/h.

$$Q = B * V * \eta \quad (2.17)$$

Despejando B se obtiene que:

$$B = \frac{Q}{V * \eta}$$

Q: calor, (kJ/h).

$\eta$ : eficiencia caldera, %.

B: cantidad de combustible, kg/h.

V: valor calórico del fuel oil, kJ/kg.

Con esta secuencia de pasos se calcula la cantidad de combustible consumido sin la recuperación de condensados  $B_1$  (condiciones actuales). Para calcular el combustible consumido incluyendo la recuperación de condensados ( $B_2$ ) se calcula el calor nuevamente utilizando la mismas ecuaciones, solo que al recuperar el condensado se obtiene una mezcla de agua suave de

alimentación con agua de condensado y utilizando la temperatura media de la mezcla calculada anteriormente, se busca la entalpía del agua.

$$A_1 = B_1 - B_2 \quad (2.18)$$

$A_1$ : ahorro de combustible teniendo en cuenta el incremento de temperatura en el agua de alimentación, kg/h.

$B_1$ : combustible consumido en las condiciones actuales, kg/h.

$B_2$ : combustible consumido con la recuperación de condensado, kg/h.

### 2.5.1 Cálculo del ahorro de combustible por concepto de menor consumo de vapor. (Recuperación de revaporizado)

Conociendo la cantidad de revaporizado que se recupera y que cubre la necesidad de vapor en la marmita de elaboración de pastas y jaleas se conoce cuanto vapor se dejará de generar, entonces se calcula la cantidad de fuel oil que esto representa mediante la ecuación:

$$Q = W_r * (h_g - h_f) \quad (2.19)$$

Q: calor, kJ/h.

$h_g$ : entalpía del vapor a la presión de trabajo, kJ/kg.

$h_f$ : entalpía del agua a la temperatura de alimentación, kJ/kg. (La temperatura de la misma se conoce por estudios anteriores realizados por el departamento técnico)

$W_r$ : flujo de revaporizado, kg/h.

$$Q = B_3 * V * \eta \quad (2.20)$$

Despejando  $B_3$  se obtiene que:

$$B_3 = \frac{Q}{V * \eta}$$

Q: calor, kJ/h.

$\eta$ : eficiencia caldera, % .

$B_3$ : cantidad de combustible que se deja de consumir (recuperación de revaporizado), kg/h.

V: valor calórico del fuel oil, kJ/kg.



$$A_2 = B_3 \quad (2.21)$$

$A_2$ : ahorro de combustible por concepto de menor consumo de vapor, kg/h.  
(Recuperación de revaporizado)

$$A_t = B_1 - B_2 + B_3 \quad (2.22)$$

$A_t$ : ahorro de combustible total, kg/h

$B_1$ : combustible consumido en las condiciones actuales, kg/h.

$B_2$ : combustible consumido con la recuperación de condensado, kg/h.

$B_3$ : cantidad de combustible que se deja de consumir (recuperación de revaporizado), kg/h.

### 2.5.2 Metodología para el cálculo del ahorro de agua suave por concepto de menor consumo.

El agua de condensado proveniente de cada consumidor que se recupera, no es más que agua de condensado de vapor que sustituye al agua suave para alimentar a la caldera. Obteniéndose por la siguiente expresión:

$$A_{as} = \frac{\sum m_{aci}}{\rho} \quad (2.23)$$

$A_{as}$ : Ahorro de agua suave, m<sup>3</sup>/campaña.

$m_{(ac)i}$ : Flujo de agua de condensado recuperado en cada consumidor, kg/h.

$\rho$ : Densidad del agua a 90°C, kg/m<sup>3</sup>. (Rosabal, 2006). Tabla # 5

Esta cantidad de agua no se extrae del manto, representa un ahorro del recurso natural.

Para los cálculos en el año/campaña se considera que una campaña regular tiene una duración de 250 días y el día de 20 horas de trabajo.

### 2.5.3 Evaluación económica de la propuesta

Se realizan los cálculos en los que se demuestra el beneficio económico que representa para la empresa y el país la solución propuesta en cuanto al ahorro de combustible y agua suave.

Teniendo la cantidad de fuel oil y agua suave que se ahorra y conociendo el precio actual de cada uno de estos portadores energéticos se calcula en valores, el ahorro total (por concepto de consumo de combustible y agua suave), en el valor de un metro cúbico de agua suave se tienen en cuenta toda la energía eléctrica, los insumos, y otros elementos de gastos, o sea la ficha de

costo del agua suave elaborada en el departamento de economía de la empresa.

Todos los cálculos anteriores se realizan sobre la base de una campaña regular con duración de 250 días y el día de 20 horas de trabajo, definido por los técnicos de la industria. Se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$A_{fo} = At * pup \quad (2.24)$$

$A_{fo}$ : cantidad de fuel oil ahorrado total: t/campaña.

$pup$ : precio unitario del producto (fuel oil), \$/t.

$A_{fo}$ : ahorro de fuel oil en valores, \$/campaña.

$$A_{asv} = A_{as} * pup \quad (2.25)$$

$A_{as}$ : cantidad de agua suave ahorrada, m<sup>3</sup>/campaña.

$pup$ : precio unitario del producto (agua suave): \$/m<sup>3</sup>

$A_{asv}$ : ahorro de agua suave en valores, \$/campaña.

$$A_{tv} = A_{fo} + A_{asv} \quad (2.26)$$

$A_{tv}$ : ahorro total en valores, \$/campaña.

$A_{fo}$ : ahorro de fuel oil en valores, \$/campaña.

$A_{asv}$ : ahorro de agua suave en valores, \$/campaña.

Otro criterio para la evaluación económica de este proyecto es el cálculo del plazo de recuperación de la inversión (PRI)

$$PRI = \frac{\text{Inversión}}{\text{Ganancia}} \quad (2.27)$$

Todos los recursos necesarios para llevar a cabo la solución propuesta se detallarán en cantidades con los precios en el mercado según ofertas recibidas, se tendrá en cuenta la mano de obra, los gastos de material gastable, el aislamiento y otros para así obtener el valor de la inversión.

La Ganancia está dada por la diferencia entre los ingresos de la empresa y los costos de producción en el año.

## 2.6 Evaluación ambiental de la solución planteada.

Mediante la recuperación de condensados y la recuperación de revaporizado, como se ha mencionado anteriormente, se hace posible disminuir el consumo de combustible, trayendo consigo una reducción de emisiones de gases de combustión, indeseables a la atmósfera.

Para estimar la reducción de emisiones de gases producidos por la generación de vapor en calderas se tienen en cuenta los valores de factor de emisión para cada uno de los gases, brindados por la ONUDI (tabla 2.2).

Tabla 2.2: Factor de emisión de contaminantes.

<b>Contaminantes</b>	<b>Factor de emisión g/kWh</b>	<b>Factor de emisión g/l</b>
NO <sub>x</sub>	3.41	8
SO <sub>2</sub>	0.0984	0.399
CO <sub>2</sub>	0.23	0.6
CO	799	2986
HC	0.083	0.12

*Fuente: Manual de producción más limpia para el sector industrial citrícola. ONUDI (2007).*

Una vez conocidos los consumos de combustible antes y después de la recuperación de condensados se calculan las emisiones para los dos momentos, con el fin de corroborar el impacto ambiental positivo que trae consigo la recuperación de los condensados y del revaporizado.

Se determinan las emisiones a la atmósfera, a partir de la ecuación siguiente:

$$Emisión = CombustibleConsumido * FactordeEmisión \quad (2.28)$$

El valor de la reducción de las emisiones para cada gas contaminante será la diferencia de las emisiones antes y después de la recuperación de condensados y revaporizado.

Como valor medio y definido por los técnicos de la industria se considera que una campaña regular tiene una duración de 250 días y el día de 20 horas de trabajo.

**Capítulo 3: Descripción y evaluación de la solución.**

En este capítulo se expone una descripción general de los consumidores de vapor de la industria, se identifican las reservas energéticas que existen en cuanto a las pérdidas de energía por no recuperar condensados, se muestran cálculos y se señala la solución propuesta.

Para darle cumplimiento a cada uno de los objetivos propuestos en la investigación, siguiendo los diferentes métodos de trabajo descritos en el capítulo anterior, se calculan los ahorros que la propuesta representa, se exponen las ventajas económicas y medioambientales de la misma y además se analizan los resultados obtenidos.

**3.1 Identificación de las reservas energéticas (recuperación de los condensados).**

La planta de producción de la industria está dividida en tres líneas fundamentales: línea de extracción, línea de envasado y línea de frutales (que incluye mermeladas, frutales I (5 t/h), frutales II (20 t/h). Estas a su vez tienen diferentes procesos productivos que se relacionan directamente con cada una de las producciones terminadas.

Uno de los servicios más utilizados en el proceso productivo es el vapor generado en las calderas, este fundamentalmente se usa para calentar fluidos y juega un papel importante en las operaciones de pasteurización con el fin de estabilizar el producto y alargar su vida comercial. En algunos casos se usa para garantizar la eficiencia en las limpiezas tecnológicas de los diferentes equipos.

Los procesos productivos donde se consumen vapor, se refieren a continuación:

En la línea de extracción, en el proceso de producción: “Destilado”, específicamente en los destiladores o tachos con el objetivo de calentar los lodos hasta el punto de ebullición y condensar los vapores de aceite con enfriamiento por agua de recirculación y obtener los aceites destilados.

También en la línea de extracción, en el proceso de producción de jugo concentrado, específicamente en los evaporadores (4 unidades), se usa el vapor con el objetivo de evaporar el agua contenida en los jugos naturales,

para obtener jugo concentrado con mayor contenido de sólidos solubles, además de garantizar su pasterización.

En la línea de extracción, en el proceso de obtención de celdillas, se usa el vapor con el objetivo de esterilizar la instalación, calentar las soluciones de limpieza y pasterizar el producto.

En la línea de envasado, en el proceso de jugo simple congelado, el vapor es usado particularmente en el intercambiador de placas, con el objetivo de pasterizar el jugo natural o simple para estabilizar el producto.

En la línea de envasado, en el proceso de jugo simple aséptico, específicamente en el intercambiador tubular se usa el vapor para la esterilización de la instalación, el calentamiento de las soluciones de limpieza y la pasterización del producto, además existe un pequeño consumo en las cámaras de los cabezales de la llenadora para garantizar asepsia en la operación de llenado.

Línea de envasado, en la estación de limpieza ALCIP 100, el vapor se usa con el objetivo de calentar las soluciones de limpieza (agua, sosa, ácido) para cada uno de los programas automáticos de limpieza que existen para los diferentes circuitos a limpiar (tanques de estandarización, llenadoras, líneas de producto de los evaporadores, etc.)

Para la preparación de la sosa y su calentamiento existen tres tanques dispuestos en el área de evaporadores, cada uno de ellos tiene un serpentín interior por el que circula el vapor y la cantidad necesaria se controla con válvulas termostáticas. Esta estación de preparación de la sosa garantiza la limpieza con esta solución a temperaturas entre 70 °C y 80 °C en todas las instalaciones del área de extractores y centrifugas. Además abastecen de sosa caliente los otros procesos que poseen programas de limpieza en su funcionamiento.

Línea de frutales (línea 5 t/h), en el bleacher o tina de agua caliente, con el objetivo de darle a las frutas un tratamiento térmico necesario para inactivar encimas, fijar color, eliminar aire ocluido en la fruta y facilitar el despulpado. En esta misma línea, en el precalentador de pulpa, se usa el vapor con el fin de precalentar la pulpa para obtener mejor eficiencia en el proceso de refinado.

Línea de frutales (20 t/h), se usa el vapor en el precalentador y la tina de agua caliente con igual objetivo que en la línea de frutales de menor capacidad, en este caso esta línea posee un evaporador para obtener pulpas concentradas de frutas y pastas de tomate que también consume vapor directo de las calderas.

En línea de frutales también se incluye la línea de mermeladas que posee 5 marmitas de cocción para la preparación de las mermeladas, también se usan para hacer dulces en almíbar, escaldar vegetales para encurtidos, etc. Ahora se proyecta la instalación de otra más pequeña de tamaño, para la elaboración de pastas y jaleas.

Existen otros procesos donde se consume vapor en pequeñas cantidades como es el área de servicio: cocina-comedor y lavandería. (Ver anexo # 1)

A continuación a modo de resumen se presentan cada uno de los procesos donde se consume vapor, en cual equipo ocurre la transferencia de calor y cuáles son los parámetros de operación:

Tabla 3.1: Procesos consumidores de vapor en la industria.

N°	Proceso productivo	Equipo consumidor	Parámetros de operación (vapor)		Recuperación de condensados	
			Caudal kg/h	Presión bar	Si	No
1	Destilado	Destiladores o tachos	1166.16	3.0		X
2	Jugo concentrado	Evaporadores	20000.00*	7.0	X	
3	Celdillas	Intercambiador tubular	485.90	7.0		X
4	Jugo simple congelado	Intercambiador de placas	485.90	3.0		X
5	Jugo simple aséptico	Intercambiador tubular	1457.70	7.0		X
		Llenadora aséptica	60.00	1.5		X

6	Preparación de la sosa	Tanques de 3000 lts con serpentín	2000.00	3.0	X	
7	Mermeladas	Marmitas	900.00	3.0		X
8	Frutales I	Bleacher o tina de agua caliente	340.13	3.0	X	
9	Frutales II	Pre calentador	2186.55	3.0		X
		Tina de agua caliente	583.08	7.0	X	
		Evaporador	6413.88	7.0		X
10	Limpieza tecnológica	Estación de limpieza(ALCIP)	1500.00	3.0	X	
11	Cocina Comedor Lavandería**	Marmitas de cocción y lavadoras	250.00	1.5		X

\*Es el consumo de los cuatro evaporadores de la fábrica, los evaporadores Gumaco y el Funcor 40K consumen 5000 kg/h, el Fomesa consume 6000 kg/h y el Funcor 10K consume 4000 kg/h. En pocas ocasiones de la campaña se recuperan los 20000 kg/h ya que lo más frecuente es que se encuentren trabajando dos de ellos debido a los volúmenes de producción de la industria en los últimos años.

\*\*En esta línea no se recuperan los condensados y no se proyecta recuperarlos ya que se encuentra alejada de la planta de producción, además no es un consumo constante, es decir, en las marmitas de cocción solo se consume vapor en el horario de almuerzo y en la lavandería se lava una vez a la semana.

### 3.2 Cálculo de la cantidad de revaporizado que generan los condensados.

Teniendo en cuenta el caudal de condensado generado, las entalpías del agua a las diferentes presiones y la entalpía del vapor a la presión inferior se realiza el cálculo por la ecuación 2.1, para obtener las cantidades de revaporizado en cada uno de los procesos. En la siguiente tabla se muestran los resultados:

Tabla 3.2: Cantidad de revaporizado que se generan en los diferentes consumidores de vapor.

Proceso		$hf_{hp}$ (kJ/kg)	$hf_{lp}$ (kJ/kg)	$hfg_{lp}$ (kJ/kg)	$Wc$ (kg/h)	$Wr$ (kg/h)
1		561.47	417.46	2258.00	900.00	<b>54.53</b>
2		561.47	417.46	2258.00	485.90	<b>29.44</b>
3		697.22	417.46	2258.00	485.90	<b>57.19</b>
4		561.47	417.46	2258.00	1166.16	<b>70.66</b>
5	a)	697.22	417.46	2258.00	1457.70	<b>171.57</b>
	b)	467.11	417.46	2258.00	60.00	<b>1.25</b>
6	a)	561.47	417.46	2258.00	2186.55	<b>132.48</b>
	b)	697.22	417.46	2258.00	6413.88	<b>754.93</b>

1. Mermeladas: marmitas (consumidor de vapor)
2. Jugo simple congelado: intercambiador de placas (consumidor de vapor)
3. Celdillas: intercambiador tubular (consumidor de vapor)
4. Destilado: tachos o destiladores (consumidor de vapor)
5. Jugo simple aséptico:
  - a) intercambiador tubular (consumidor de vapor)
  - b) llenadora aséptica (consumidor de vapor)
6. Frutales II
  - a) precalentador (consumidor de vapor)
  - b) evaporador (consumidor de vapor)

$Wr$ : flujo de revaporizado, kg/h.

$hf_{hp}$ : entalpía específica del agua a la presión superior.

$hf_{lp}$ : entalpía específica del agua a la presión inferior.

$hfg_{lp}$ : entalpía específica del vapor a la presión inferior.

$Wc$ : flujo de condensado.

Nota: Una vez calculada la cantidad de revaporizado producido se considera que se aprovecha un 5% menos debido a las pérdidas térmicas de la instalación de recuperación, según (1989) Spirax Sarco. Los valores en los resultados que se muestran en la tabla ya incluyen esta afectación.



### 3.2.1 Separación del revaporizado del condensado.

La recuperación del revaporizado se proyecta con el objetivo de disminuir el consumo de vapor directo de caldera y usarlo en la producción de pastas y jaleas para lo cual se instala una marmita con capacidad de 300 kg y el proceso que aportará el condensado será: “Mermeladas”

Se tuvo en cuenta para esta selección dos criterios muy importantes: Según los expertos (1989) Spirax Sarco: *no es recomendable usar un sistema presurizado de recuperación cuando se tenga control de temperatura*, por lo que se selecciona el proceso de mermelada para recuperar el revaporizado ya que este no tiene control en la entrada de vapor. La mayoría de los procesos en la planta poseen control de vapor según la señal de sondas de temperatura (PT100), el otro criterio de peso es que físicamente la marmita pequeña estará ubicada muy cerca de la batería de marmitas para la producción de mermeladas y esto garantiza mejores condiciones en el funcionamiento del sistema.

Para el diseño del tanque donde se separa el revaporizado del condensado, las dimensiones deben de estar de acuerdo con los caudales a manejar, una altura mínima para evitar el arrastre de gotas de agua por el vapor saliente y el diámetro ha de ser tal que la velocidad del vapor no exceda a los 3 m/s. Todas estas condiciones se garantizan según (1989) Spirax Sarco en el dimensionado de los tanques que diseñan según la cantidad de condensados y la cantidad de revaporizado o vapor flash. El proceso seleccionado para recuperar el revaporizado produce 900 kg/h de condensado (dato brindado por el departamento técnico) y 54.53 kg/h de revaporizado (calculado anteriormente), con estos dos valores y usando los gráficos que brinda (1989) Spirax Sarco se obtiene que el tamaño adecuado del tanque que es el 6 (ver anexo # 2), en el propio anexo se muestran las dimensiones del mismo. Para confeccionar el tanque con los materiales adquiridos, los accesorios necesarios y las dimensiones apropiadas se usará el croquis realizado del mismo (ver anexo # 3). Su ubicación física es cerca de la batería de marmitas, soportado en una estructura de acero y con las tuberías de entrada y salida de fluidos como muestra el croquis del sistema de recuperación de revaporizado. (Ver anexo # 4).

Para conocer la cantidad de vapor a menor presión que se necesita en la marmita de elaboración de pastas y jaleas, se calcula mediante las ecuaciones 2.2 y 2.3:

$$Q = 300 \text{ kg} * 4.18 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} * (90^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C})$$

$$Q = 81510 \text{ kJ}$$

$$W_s = \frac{81510 \text{ kJ}}{2226.5 \text{ kJ/kg} * 1 \text{ h}}$$

$$W_s = 36.61 \text{ kg/h}$$

Una vez obtenido los resultados se comprueba que la cantidad de revaporizado es mayor que la cantidad de vapor que se necesita en la marmita. Esto cubre la producción de pastas y jaleas, con la desventaja de que si no se está produciendo mermeladas no se puede producir pastas.

### **3.2.2 Recuperación de condensados. Dimensionado de las tuberías.**

Una vez que se tienen ubicados físicamente los procesos donde se recuperarán los condensados, y seleccionado el lugar apropiado para instalar la estación de recuperación, se procede a realizar los cálculos para conocer los diámetros de las tuberías y las contrapresiones que se generan en cada tramo, ya sea, en la elevación del condensado o en el trasiego por la tubería común o colector. Según (1989) Spirax Sarco las tuberías se dimensionan para la cantidad de condensado del período de arranque, al no conocerse las condiciones de arranque se recomienda doblar las cantidades en marcha normal, nunca deben considerarse cantidades menores, es decir para los cálculos de las dimensiones de las tuberías se tomarán el doble de los caudales de condensado de cada consumidor identificados anteriormente.

Debido a la distancia que existe entre los procesos productivos seleccionados, si se proyecta una sola línea común para recuperar todos los condensados, el recorrido del mismo sería demasiado largo desde el punto más alejado de la estación, por esto se decide que el tanque colector en la estación tenga dos entradas de alimentación y así evitar mayores contrapresiones en los purgadores de los "últimos" procesos.

Se establecen cada uno de los tramos entre los purgadores de cada consumidor en los diferentes procesos y la tubería común. (Designados con los

números del 1 al 7), además los tramos de tubería común que existen entre cada consumidor de vapor de los distintos procesos. (Designados con las letras desde la A hasta la G). (Ver anexo # 5). Se usa la tabla de flujo de agua y pérdidas de carga en tubos de acero que brinda (1989) Spirax Sarco (ver anexo # 6), para con el valor del caudal de condensado seleccionar el diámetro adecuado, siempre evitando cambios innecesarios en el mismo. Se halla la contrapresión en mbar por metro, multiplicándose después esta contrapresión por la longitud que recorre, se suman la contrapresión por concepto de la longitud y la contrapresión por concepto de la elevación del condensado.

Tramo 1: Destiladores o tachos (Destilado)

- caudal: 2332.32 kg/h
- altura: 5.5 m
- longitud: 1m
- diámetro: 32 mm
- contrapresión: 0.552 bar

Tramo 2: Intercambiador tubular. (Celdillas)

- caudal: 971.8 kg/h
- altura: 5.5 m
- longitud: 8 m
- diámetro: 32 m
- contrapresión: 0.553 bar

Tramo 3: Intercambiador de placas. (Jugo simple congelado).

- caudal: 971.8 kg/h
- altura: 2.5 m
- longitud: 6 m
- diámetro: 32 mm
- contrapresión: 0.252 bar

Tramo 4: Intercambiador tubular. (Jugo simple aséptico).

- caudal: 2915.4 kg/h
- altura: 5.5 m
- longitud: 1.3 m
- diámetro: 40 mm

- Contrapresión: 0.552 bar

Tramo 5: Llenadora aséptica. (Jugo simple aséptico).

- caudal: 120 kg/h
- altura: 5.5 m
- longitud: 2.25 m
- diámetro: 15 mm
- contrapresión: 0.551 bar

Tramo 6: Precalentador. (Frutales II).

- caudal: 4373.1 kg/h
- altura: 5.5 m
- longitud: 12 m
- diámetro: 40 mm
- contrapresión: 0.583 bar

Tramo 7: Evaporador. (Frutales II).

- caudal: 12827.76 kg/h
- altura: 0 m (la descarga del condensado en el evaporador es por gravedad y este está por encima de la altura de la tubería común o colectora)
- longitud: 1 m
- diámetro: 65 mm
- contrapresión: 0.002 bar

Nota: Se entiende por altura: la diferencia de altura entre el purgador y la tubería común y por longitud la distancia entre el purgador y la tubería común, porque cada una de estos metros introducen contrapresiones que se suman.

Tramo A: Desde el proceso destilado al proceso celdillas. Utilizando el caudal de condensado del proceso destilado.

- caudal: 2332.32 kg/h
- diámetro de la tubería: 40 mm
- longitud: 27 m
- contrapresión: 0.022 bar

Tramo B: Desde el proceso celdillas hasta el proceso jugo congelado. Se suman los caudales de los procesos destilado y celdillas.

- caudal: 3304.12 kg/h
- diámetro de la tubería: 40 mm
- longitud: 2 m
- contrapresión: 0.003 bar

Tramo C: Desde el proceso jugo congelado hasta una de las entradas de alimentación del tanque colector de la estación. Se suman los caudales de los procesos destilado, celdillas y jugo congelado.

- caudal: 4275.92 kg/h
- diámetro de la tubería: 40 mm
- longitud: 15 m
- contrapresión: 0.039 bar

Tramo D: Desde el intercambiador de jugo aséptico hasta la llenadora aséptica. Utilizando el caudal del intercambiador de jugo aséptico.

- caudal: 2915.4 kg/h
- diámetro de la tubería: 50 mm
- longitud: 2 m
- contrapresión: 0.001 bar

Tramo E: Desde la llenadora aséptica hasta al precalentador de la línea de frutales II. Se suman los caudales de los consumidores intercambiador de jugo aséptico y llenadora aséptica.

- caudal: 3035.4 kg/h
- diámetro de la tubería: 50 mm
- longitud: 18 m
- contrapresión: 0.007 bar

Tramo F: Desde el precalentador hasta el evaporador de la línea de frutales II. Se suman los caudales de los consumidores intercambiador de jugo aséptico, llenadora aséptica y el precalentador de la línea de frutales II.

- caudal: 7408.5 kg/h
- diámetro de la tubería: 50 mm

- longitud: 15 m
- contrapresión: 0.032 bar

Tramo G: Desde evaporador de la línea de frutales II hasta una de las entradas de alimentación del tanque colector de la estación. Se suman los caudales de los consumidores intercambiador de jugo aséptico, llenadora aséptica, el precalentador de la línea de frutales II y el evaporador de la línea de frutales II.

- caudal: 20236.26 kg/h
- diámetro de la tubería: 65 mm
- longitud: 3 m
- contrapresión: 0.011 bar

Se calcula una contrapresión total sumando todas las contrapresiones de los tramos hasta la estación, según recomendación de Spirax Sarco, se adiciona un 10% por los accidentes en las tuberías. Esta contrapresión total en ambas tuberías de alimentación al tanque receptor se compara con la presión de los purgadores que se encuentran en la peor situación, o sea más alejados de la estación. En la siguiente tabla se comparan las contrapresiones:

Tabla 3.3: Contrapresión en las tuberías.

<b>Tuberías para la recuperación de los condensados</b>	<b>Contrapresión total (bar)</b>	<b>Presión de trabajo del purgador (bar)</b>
Tubería común o colectora #1*	1.56	3.00
Tubería común o colectora #2**	1.91	7.00

\*Tubería común o colectora #1: incluye los tramos A, B, C, 1, 2, 3.

\*\* Tubería común o colectora #2: incluye los tramos D, E, F, G, 5, 6, 7.

### 3.3 Balance de mecánica de fluidos

Para garantizar el trasiego de condensado desde la estación de recuperación hasta el tanque de alimentación a la caldera, se instalará una bomba centrífuga existente en fábrica tipo INOXPA con las siguientes características técnicas: Capacidad nominal: 20 m<sup>3</sup>/h, NPSH: 2 m, Hb: 25 m. Con el objetivo de comprobar si esta bomba es adecuada se realizan cálculos de mecánica de

fluido, se calcula la carga de la bomba, y el NPSH para comprobar los criterios de selección.

El sistema está compuesto por:

- Bomba en desuso que antes estaba trabajando en otra línea en condiciones semejantes.

Succión de la bomba:

Desde la salida del tanque de la estación hasta la succión de la bomba, con un diámetro de tubería de 2<sup>1/2</sup>“, consta de una válvula mariposa y la longitud de la tubería de 1m.

Descarga de la bomba:

Desde la descarga de la bomba hasta el tanque de alimentación a caldera, con un diámetro de tubería de 2”, consta de una válvula de retención de disco, 6 codos 90° estándar y una longitud de tubería de 78 m.

Toda la tubería de esta instalación es de acero galvanizado.

Tanque colector de la estación. Tanque horizontal existente en la industria de 3 m<sup>3</sup> de capacidad, de acero negro, con tubería de venteo y reboso.

Datos necesarios:

- densidad ( $\rho$ ) del agua de condensados en el tanque colector de la estación y tuberías de la instalación (90°C): 965.3 kg/m<sup>3</sup> (Rosabal, 2006). Tabla # 5.
- viscosidad ( $\mu$ ) del agua de condensados en las tuberías de la instalación (90°C): 0.317 cPs= 0.317\*10<sup>-3</sup> Pa\*s (Rosabal, 2006). Tabla # 5.
- valor de la aceleración de la gravedad (g): 9.8 m/s<sup>2</sup>.
- flujo volumétrico (q): 13 m<sup>3</sup>/h= 0.0036 m<sup>3</sup>/s. (La cantidad de condensado a recuperar es de 12 256.09 kg/h y teniendo en cuenta la densidad, se decide aproximar a 13 m<sup>3</sup>/h.
- presión de vapor (90°C): 70146 Pa (Rosabal, 2006). Tabla # 16.
- rugosidad en tubos (e): 0.125 mm= 0.0001 m (Rosabal, 2006). Tabla # 9.
- diámetro de la tubería en la succión de la bomba: 2<sup>1/2</sup>”= 62.71 mm= 0.063 m (Rosabal, 2006). Tabla # 10.
- diámetro de la tubería en la descarga de la bomba: 2”= 52.50 mm= 0.053 m (Rosabal, 2006). Tabla # 10.
- longitud de la tubería de succión 1 m.
- longitud de la tubería de descarga 78 m.

- constante matemática  $\pi$ : 3.14
- punto #1: ubicado en el nivel del líquido del tanque colector de la estación.  
 $P_1 = 101325 \text{ Pa.}$  (Tanque abierto a la atmósfera)  
 $Z_1 = 0 \text{ m}$
- punto #2: ubicado en el nivel del líquido en tanque de alimentación a caldera.  
 $P_2 = 101325 \text{ Pa.}$  (Tanque abierto a la atmósfera)  
 $Z_2 = 0.5 \text{ m}$   
 (Ver anexo # 7)

### 3.3.1 Cálculo de las pérdidas por fricción antes y después de la bomba.

#### Antes:

Se calcula el área de la tubería mediante la ecuación 2.5:

$$A = \frac{3.14 * (0.063 \text{ m})^2}{4}$$

$$A = 0.003 \text{ m}^2$$

Despejando de la ecuación 2.6 se obtiene que:

$$v = \frac{0.0036 \text{ m}^3 / \text{s}}{0.003 \text{ m}^2}$$

$$v = 1.17 \text{ m/s}$$

Mediante la ecuación 2.7 se calcula el número de Reynolds:

$$Re = \frac{965.3 \text{ kg/m}^3 * 0.063 \text{ m} * 1.17 \text{ m/s}}{0.317 * 10^{-3} \text{ Pa} * \text{s}}$$

$$Re = 223376.477$$

Teniendo  $Re > 4000$ : turbulento, por tanto:

$$\alpha_1: 1$$

f: Se busca en la figura 3.9 página 89 (Rosabal, 2006), en función de la rugosidad en tubos y el diámetro  $(e/d) = 0.0245$

Teniendo todos los parámetros se calculan las pérdidas por fricción en tuberías por la ecuación 2.8:

$$\Sigma Hf_t = \frac{\left[ 0.0245 * (1.17 \text{ m/s})^2 * 1 \text{ m} \right]}{\left( 2 * 9.8 \text{ m/s}^2 * 0.063 \text{ m} \right)}$$



$$\Sigma Hf_t = 0.03 \text{ m}$$

Se buscan los coeficientes de resistencia local en correspondencia con los accesorios en la instalación en la tabla 3.1 página 102, (Rosabal, 2006):

1 codo 90° estándar.....k= 0.75

1 válvula mariposa con ángulo de 5° .....k= 0.24

Teniendo los coeficientes se calculan las pérdidas por fricción en accesorios mediante la ecuación 2.9:

$$\Sigma Hf_{acc} = 0.99 * \left[ \frac{(1.17 \text{ m/s})^2}{(2 * 9.8 \text{ m/s}^2)} \right]$$

$$\Sigma Hf_{acc} = 0.07 \text{ m}$$

#### Después:

Como en la descarga de la bomba la tubería tiene diferente diámetro se calcula el área nuevamente por la ecuación 2.5:

$$A = \frac{3.14 * (0.053 \text{ m})^2}{4}$$

$$A = 0.002 \text{ m}^2$$

Despejando de la ecuación 2.6 se obtiene que:

$$v = \frac{0.0036 \text{ m}^3 / \text{s}}{0.002 \text{ m}^2}$$

$$v = 1.67 \text{ m/s}$$

Mediante la ecuación 2.7 se calcula el número de Reynolds, manteniéndose la densidad y viscosidad debido a que por las tuberías se mantiene la temperatura a 90°C, cambiando solo el diámetro y la velocidad:

$$Re = \frac{965.3 \text{ kg/m}^3 * 0.053 \text{ m} * 1.67 \text{ m/s}}{0.317 * 10^{-3} \text{ Pa} * \text{s}}$$

$$Re = 266817.884$$

Teniendo  $Re > 4000$ : Turbulento, por tanto:

$$\alpha_1: 1$$

f: Se busca en la figura 3.9 página 89 (Rosabal, 2006), en función de la rugosidad en tubos y el diámetro  $(e/d) = 0.024$

Teniendo todos los parámetros se calculan las pérdidas por fricción en tuberías por la ecuación 2.8:

$$\Sigma Hf_t = \frac{\left[ 0.024 * (1.67 \text{ m/s})^2 * 78\text{m} \right]}{\left( 2 * 9.8 \text{ m/s}^2 * 0.053 \text{ m} \right)}$$

$$\Sigma Hf_t = 5.07 \text{ m}$$

Se buscan los coeficientes de resistencia local en correspondencia con los accesorios en la instalación en la tabla 3.1 página 102 (Rosabal, 2006):

6 codos 90° estándar.....k= 0.75

1 válvula de retención de disco.....k= 10

Teniendo los coeficientes se calculan las pérdidas por fricción en accesorios mediante la ecuación 2.9:

$$\Sigma Hf_{acc} = 14.5 * \left[ \frac{(1.67 \text{ m/s})^2}{(2 * 9.8 \text{ m/s}^2)} \right]$$

$$\Sigma Hf_{acc} = 2.06 \text{ m}$$

Teniendo las pérdidas por fricción antes y después de la bomba se calculan las pérdidas por fricción totales mediante la ecuación 2.10:

$$\Sigma Hf_{totales} = (0.03 \text{ m} + 0.07 \text{ m}) + (5.07 \text{ m} + 2.06 \text{ m})$$

$$\Sigma Hf_{totales} = 7.22 \text{ m}$$

### 3.3.2 Cálculo de la carga de la bomba

Es necesario calcular la temperatura media en la mezcla para conocer la densidad ( $\rho$ ) de la mezcla de agua suave y agua de condensado en el tanque de alimentación a caldera (punto # 2), se utiliza las ecuaciones 2.11 y despejando luego de la ecuación 2.12:

$$T_m = \frac{\left( 17743.91 \text{ kg/h} * 65 \text{ }^\circ\text{C} \right) + \left( 12256.09 \text{ kg/h} * 90 \text{ }^\circ\text{C} \right)}{30000 \text{ kg/h}}$$

$$T_m = 75.21 \text{ }^\circ\text{C}$$

- $\rho$ : densidad a la temperatura de la mezcla (75.21°C): 974.67 kg/m<sup>3</sup> (Rosabal, 2006). Tabla # 5, realizando una interpolación.

Teniendo todos los datos necesarios se calcula la carga de la bomba despejando de la ecuación 2.4:

$$H_b = 0.5 \text{ m} + 7.22 \text{ m} + \left\{ \left( \frac{101325 \text{ Pa}}{9.8 \text{ m/s}^2} \right) * \left[ \left( \frac{1}{974.674 \text{ kg/m}^3} \right) - \left( \frac{1}{965.3 \text{ kg/m}^3} \right) \right] \right\}$$

$$H_b = 7.62 \text{ m}$$

La ecuación 2.4 queda despejada de esa forma debido a que las velocidades en la ubicación de los puntos es cero, quedando anulado los términos

$$\frac{\alpha_1 * (v_1)^2}{2 * g} \text{ y } \frac{\alpha_2 * (v_2)^2}{2 * g}, P_1 = P_2, \text{ solo las densidades son distintas debido a la}$$

ubicación de los puntos, es decir el punto #1 está ubicado en el nivel del líquido del tanque colector de la estación, el cual se encuentra a una temperatura de 90°C al igual que por las tuberías, mientras que el punto #2 está ubicado en el nivel del líquido del tanque de alimentación a caldera, donde hay una mezcla de agua suave y agua de condensados a distintas temperaturas (calculada anteriormente la temperatura de la mezcla).

La carga de la bomba (dato de diseño) es igual a 25 m y la carga de la bomba en la instalación es de 7.62 m, comparando estos valores se corrobora que la bomba es apropiada.

### 3.3.3 Cálculo de la carga neta de succión positiva (NPSH) del sistema

Para el cálculo de la presión a la entrada de la bomba ( $P_3$ ) se hizo necesario establecer un nuevo balance de energía mecánica antes de la bomba, se establecen nuevos puntos, manteniendo las condiciones en que se encuentra la instalación en cuanto al diámetro, accesorios, flujo volumétrico, temperatura del fluido, propiedades físicas (densidad, viscosidad), por tanto:

$$v_3 = 1.17 \text{ m/s}$$

$$\Sigma H_{f_t} = 0.03 \text{ m}$$

$$\Sigma H_{f_{acc}} = 0.07 \text{ m}$$

$Re > 4000$ , turbulento por tanto  $\alpha = 1$

Solo cambia la ubicación de uno de los puntos:

punto #1: ubicado en el nivel del líquido en el tanque colector de la estación.

punto #3: ubicado en la tubería antes de la bomba

Datos necesarios:

$$P_1 = 101325 \text{ Pa}$$

$$Z_1 = 2.7 \text{ m}$$

$$Z_3 = 0 \text{ m}$$

Se calculan las pérdidas por fricción total por la ecuación 2.15:

$$\Sigma H_{f_{total}} = 0.03 \text{ m} + 0.07 \text{ m}$$

$\Sigma H_{f_{total}} = 0.10 \text{ m}$  (no es más que las pérdidas por fricción antes de la bomba calculada anteriormente)

Se calcula la presión de entrada a la bomba despejando de la ecuación 2.14 obteniéndose:

$$P_3 = \left\{ \left( \frac{101325 \text{ Pa}}{965.3 \text{ kg/m}^3 * 9.8 \text{ m/s}^2} \right) + 2.7 \text{ m} - \left[ \frac{\left( (1.17 \text{ m/s})^2 * 1 \right)}{\left( 2 * 9.8 \text{ m/s}^2 \right)} \right] - 0.10 \text{ m} \right\} * 9.8 \text{ m/s}^2 * 965.3 \text{ kg/m}^3$$

$$P_3 = 125294.56 \text{ Pa}$$

Teniendo calculada la presión de entrada a la bomba del sistema por la ecuación 2.13 se calcula el NPSH de la bomba para comprobar uno de los criterios de selección:

$$NPSH_{sistema} = \frac{(125294.56 \text{ Pa} - 70146 \text{ Pa})}{(9.8 \text{ m/s}^2 * 965.3 \text{ kg/m}^3)}$$

$$NPSH_{sistema} = 5.83 \text{ m}$$

Conociendo el NPSH de la bomba (2 m), se comprueba que el NPSH del sistema es mayor que el NPSH de la bomba.

### 3.4 Esquema del sistema de recuperación de condensados con la estación central.

Teniendo todos los resultados anteriormente calculados, los diámetros de las tuberías entre purgadores y tubería común, el diámetro de la misma, las distancias, la ubicación física de la estación, los componentes de la misma y la bomba adecuada, se esboza un croquis del sistema de recuperación de condensados incluyendo el tanque receptor o colector de condensados con las dos entradas y la tubería de trasiego hasta el tanque de alimentación a calderas. Ver anexo # 8

### 3.5 Cálculo del ahorro de combustible teniendo en cuenta el incremento de temperatura en el agua de alimentación.

Datos necesarios:

- temperatura de agua suave de alimentación a caldera: 65 °C. (según departamento de tecnología)
- temperatura media de la mezcla en el tanque de alimentación a caldera: 75.21 °C. (calculada anteriormente)
- presión de trabajo de la caldera: 13 kg/cm<sup>2</sup>. (según catálogo, características técnicas de diseño de la caldera)
- $h_g$ : entalpía del vapor a la presión de trabajo: 2787,6 kJ/kg. (Keenan,1978)
- $h_f$ : entalpía del agua a la temperatura de alimentación a caldera: 272.06 kJ/kg. (Keenan,1978)
- $h_f$ : entalpía del agua a la temperatura media de la mezcla en el tanque de alimentación a caldera: 314.83 kJ/kg. (Keenan,1978)
- D: capacidad de la caldera: 16 000 kg/h
- V: valor calórico del fuel oil: 9 600 kcal/kg = 40128 kJ/kg (1 kcal=4.18kJ), proporcionado por CUPET.
- $\eta$ : eficiencia de la caldera: 70 %

Se calcula un consumo de combustible en las actuales condiciones en la caldera en el siguiente orden:

Se calcula el calor por la ecuación 2.16

$$Q_1 = 16000 \text{ kg/h} * (2787,6 \text{ kJ/kg} - 272.,06 \text{ kJ/kg})$$

$$Q_1 = 40248640 \text{ kJ/h}$$

Despejando B de la ecuación 2.17 se obtiene que:

$$B_1 = \frac{40248640 \text{ kJ/h}}{40128 \text{ kJ/kg} * 0.7}$$

$$B_1 = 1432.87 \text{ kg/h}$$

Se calcula un consumo de combustible con la incorporación de agua de condensados en el tanque de alimentación a caldera, se utiliza la ecuación 2.16

para calcular el calor nuevamente cambiando solo la entalpía del agua que ahora se encuentra a la temperatura de la mezcla:

$$Q_2 = 16000 \text{ kg/h} * (2787.6 \text{ kJ/kg} - 314.83 \text{ kJ/kg})$$

$$Q_2 = 39564378.96 \text{ kJ/h}$$

Despejando B de la ecuación 2.17 se obtiene que:

$$B_2 = \frac{39564378.96 \text{ kJ/h}}{40128 \text{ kJ/kg} * 0.7}$$

$$B_2 = 1408.51 \text{ kg/h}$$

Mediante la ecuación 2.18 se calcula el ahorro de combustible por concepto de incremento de temperatura en el agua de alimentación (recuperación de condensados):

$$A_1 = 1432.87 \text{ kg/h} - 1408.51 \text{ kg/h}$$

$$A_1 = 24.36 \text{ kg/h}$$

A<sub>1</sub>: ahorro de combustible teniendo en cuenta el incremento de temperatura en el agua de alimentación, kg/h.

### 3.5.1 Cálculo del ahorro de combustible por concepto de menor consumo de vapor. (Recuperación de revaporizado)

Conociendo por cálculos realizados anteriormente que la cantidad de revaporizado calculado en el proceso de mermelada cubre la necesidad de vapor en la marmita de elaboración de pastas y jaleas, se calcula un ahorro de combustible por concepto de menor consumo de vapor:

Datos necesarios:

- h<sub>g</sub>: entalpía del vapor a la presión de trabajo de la caldera (13 kg/cm<sup>2</sup>): 2787.60 kJ/kg. (Keenan, 1978)
- h<sub>f</sub>: entalpía del agua a la temperatura de alimentación a caldera (65°C): 272.06 kJ/kg. (Keenan, 1978)
- V: valor calórico del fuel oil: 9 600 kcal/kg = 40128 kJ/kg (1 kcal=4.18kJ), proporcionado por CUPET.
- η: eficiencia de la caldera: 70 %

Utilizando la ecuación 2.19 se calcula el calor:

$$Q = 54.53 \text{ kg/h} * (2787.60 \text{ kJ/kg} - 272.06 \text{ kJ/kg})$$

$$Q = 137172.18 \text{ kJ/h}$$

Se calcula el combustible que se deja de consumir despejando de la ecuación 2.20:

$$B_3 = \frac{137172.18 \text{ kJ/kg}}{0.7 * 40128 \text{ kJ/kg}}$$

$$B_3 = 4.88 \text{ kg/h}$$

Teniendo en cuenta la igualdad de la ecuación 2.21 se establece que el combustible dejado de consumir representa el ahorro por el concepto de recuperar revaporizado.

$$A_2 = 4.88 \text{ kg/h}$$

Por la ecuación 2.22 se calcula el ahorro total de combustible teniendo presente que una campaña tiene 20 horas y 250 días, se utiliza la conversión: 1 ton= 1000 kg:

$$At = 1432.87 \text{ kg/h} - 1404.51 \text{ kg/h} + 4.88 \text{ kg/h}$$

$$At = 29.24 \text{ kg/h} = 146.22 \text{ t/campaña}$$

### 3.5.2 Cálculo del ahorro de agua suave por concepto de menor consumo.

Después de la identificación de las reservas energéticas se seleccionaron los procesos (destilado, celdillas, jugo simple congelado, jugo simple aséptico, frutales de mayor capacidad) a los cuales se le recuperará el condensado de vapor, esta agua sustituye el agua tratada que hay que alimentar, conociendo así los caudales de condensados de dichos procesos, se calcula el ahorro que representa por la ecuación 2.23:

$$A_{as} = \frac{(1166.16 + 485.90 + 485.90 + 1457.70 + 60 + 2186.55 + 6413.88) \text{ kg/h}}{965.3 \text{ kg/m}^3}$$

$$A_{as} = 12.70 \text{ m}^3/\text{h} = 63483.32 \text{ m}^3/\text{campaña}$$

Los caudales de los condensados de vapor de los procesos seleccionados se encuentran en la tabla 3.1 capítulo 3.

$\rho$ : densidad del agua (90°C): 965.3 kg/m<sup>3</sup> (Rosabal, 2006). Tabla # 5

### 3.5.3 Evaluación económica de la propuesta

A continuación se realizarán algunos cálculos referidos a los beneficios económicos que reporta esta modificación en el sistema de vapor de la industria, basados fundamentalmente en la cantidad de fuel oil que se deja de consumir y el agua que no se extrae del manto, teniendo en cuenta el precio de estos y por tanto el ahorro en valores que representa. También se evalúa los gastos de la inversión para valorar la factibilidad de instalar la modificación.

Datos necesarios:

- pup del combustible: 528 \$/t (proporcionado por CUPET)
- pup del agua suave: 0.90 \$/m<sup>3</sup> (ficha de costo del agua suave elaborada en el departamento de economía de la empresa).

Para conocer en valores cuanto se ahorra en combustible y agua suave se utilizan las ecuaciones 2.24 y 2.25:

$$A_{fo} = 146.22 \text{ t / campaña} * 528 \text{ $ / t}$$

$$A_{fo} = 77202.37 \text{ $ / campaña}$$

$$A_{asv} = 66483.32 \text{ m}^3 \text{ / campaña} * 0.90 \text{ $ / m}^3$$

$$A_{asv} = 57134.99 \text{ $ / campaña}$$

Se calcula el ahorro total en valores por la ecuación 2.26

$$At_v = 77202.37 \text{ $ / campaña} + 57134.99 \text{ $ / campaña}$$

$$At_v = 134337.36 \text{ $ / campaña}$$

El monto total de la inversión se describe en la siguiente tabla:

**Tabla 3.4: Gastos de la inversión**

Recursos	*Unidad de medida	Cantidad	Precio (u)	Precio total (cuc)
Tubería acero negro (15mm)	m	8	2.15	17.2
Tubería acero negro (32mm)	m	28.5	3.20	91.2
Tubería acero	m	27.0	3.65	98.6



negro (40mm)				
Tubería acero negro (50mm)	m	35.0	4.0	140.0
Tubería acero negro (65mm)	m	7.0	5.95	41.7
Tubería acero negro (165mm)	m	1.0	21.22	21.22
*Vigas de acero (base de tanques)	m	15.0	70.0	1050.0
Accesorios (válvulas, cheques, codos, tee)			1985.20	1985.20
**Bomba trasiego del condensado	u	1	915.0	915.0
Purgadores termodinámicos	u	2	16.80	33.6
***Tanque para la estación	u	1	900.0	900.0
Material gastable (disco, electrodos, oxígeno, acetileno)			1000.0	1000.0
****Aislamiento de tuberías (varios diámetros)			1500.0	1500.0
Aislamiento paño (para tanques)	m <sup>2</sup>	10	6.66	66.6

Salario (mano de obra)				950.0
<b>Valor total</b>				<b>8810.22</b>

\*Valor residual

\*\*Valor residual

\*\*\*Valor residual

\*\*\*\*Sobrante de la línea que se montó recientemente

Nota: Los precios de los elementos anteriores se toman según oferta de proveedores. La tubería hasta caldera ya está insulada, solo se reparará.

El total de los gastos que requiere esta inversión es de \$8810.22 y la utilidad media anual que tiene la empresa es de \$1170855.17, de manera tal que si se calcula el plazo de la recuperación de la inversión daría un valor tan pequeño que se aproxima al valor nulo, lo cual es propio en empresas que tienen solvencia económica, donde se realizan inversiones o reparaciones por bajo monto.

Otros ahorros no cuantificados son por ejemplo la energía eléctrica, gas licuado e insumos para el tratamiento interno del agua de alimentación en la generación de vapor, además de lo que representa usar muchos elementos que se encuentran en desuso en la industria o en existencias ya adquiridos con anterioridad para otros proyectos.

### 3.6 Evaluación ambiental.

Teniendo en cuenta los cálculos realizados anteriormente para conocer el consumo de combustible antes y después de la implantación de la estación y la recuperación del revaporizado, se realiza una evaluación ambiental para evaluar la reducción de emisiones gases a la atmósfera y el consumo de agua en la industria.

Es necesario precisar que estos son gases muy dañinos debido al efecto negativo que provoca en el medio ambiente. Al implementarse la estación las emisiones de estos gases disminuyen como se muestra a continuación.

- densidad ( $\rho$ ) promedio del fuel oil =  $984.8 \text{ kg/m}^3$  (proporcionado por CUPET)
- se considera que una campaña regular tiene una duración de 250 días y el día de 20 horas de trabajo.

Según la tabla 2.2 (Ver epígrafe 2.6 Capítulo 2) los factores de emisión de estos gases son:

Factor de emisión del NO<sub>x</sub> = 8 g/L = 8 kg/m<sup>3</sup>

Factor de emisión del SO<sub>2</sub> = 0.399 g/L = 0.399 kg/m<sup>3</sup>

Factor de emisión del CO<sub>2</sub> = 0.6 g/L = 0.6 kg/m<sup>3</sup>

Factor de emisión del CO = 2986 g/L = 2986 kg/m<sup>3</sup>

Factor de emisión del HC = 0.12 g/L = 0.12 kg/m<sup>3</sup>

El cálculo de las emisiones de los gases de combustión a la atmósfera se realiza a partir de la ecuación 2.28 mostrándose los resultados en la siguiente tabla:

Tabla 3.5: Emisiones de los gases a la atmósfera.

<b>Emisiones de gases a la atmósfera.</b>	<b>NO<sub>x</sub> (t/campaña)</b>	<b>SO<sub>2</sub> (t/campaña)</b>	<b>CO<sub>2</sub> (t/campaña)</b>	<b>CO (t/campaña)</b>	<b>HC (t/campaña)</b>
Antes de la recuperación	58.20	2.90	4.36	21722.88	0.87
Después de la recuperación	57.01	2.84	4.28	21279.59	0.86
Reducción	1.19	0.06	0.09	443.29	0.02

También como impacto ambiental positivo se presenta la disminución de consumo de agua, dejándose de extraer del manto 66483.32 m<sup>3</sup>/campaña, esto equivale al consumo diario de una población de 181381 habitantes, considerando un consumo de 350 litros per cápita. Este recurso natural es vital y por tanto toda acción que represente menor consumo de agua es importante.

### 3.7 Análisis de resultados

- Después de analizar el sistema de vapor en la industria se identificaron las reservas energéticas en cuanto a la recuperación de los condensados, dando como resultado que de los 14 consumidores de vapor que existen, hay 9 a los cuales no se le recupera los condensados, en este trabajo solo se proyecta la

recuperación de condensados en 7 puntos que son: intercambiador tubular en celdillas, los tachos de destilado, intercambiador de placas de jugo simple congelado, en el precalentador y evaporador en la línea de frutales II, el intercambiador aséptico y la llenadora aséptica en la línea de jugo simple. (Ver tabla 3.1)

Los otros dos puntos sin recuperación son en mermelada y en el área de cocina- comedor-lavandería. Este último no se tiene en cuenta porque queda muy lejos de la planta de producción, además las marmitas de cocción de la cocina solo consumen vapor en el horario de almuerzo y las lavadoras se utilizan una vez a la semana.

- Se presenta el montaje de una marmita pequeña para producir pastas y jaleas y ventajosamente pudiera instalarse cerca de la batería de marmitas de mayor capacidad, entonces al calcular la cantidad de revaporizado que generan los condensados de cada uno de los consumidores, y teniendo en cuenta el caudal de vapor que necesita la nueva marmita, se decide recuperar el revaporizado del proceso de mermeladas con el fin de usarlo en la marmita que se instala ya que esta puede trabajar perfectamente con presiones de vapor más bajas y el caudal necesario es de 36.61 kg/h y el caudal de revaporizado que aporta “mermeladas” es de 54.53 kg/h, o sea cubre la necesidad para el buen funcionamiento de la nueva marmita, también se cumple con el criterio de los expertos que hace referencia al control de la temperatura, se recomienda que el proceso que aporte el revaporizado no tenga control de temperatura y en la industria en la mayoría de los procesos se controla la misma por medio de sondas PT 100 y válvulas de control y en “mermeladas” no sucede así.
- Utilizando las tablas correspondientes y conociendo los caudales de condensado de cada tramo entre los diferentes consumidores de vapor se selecciona el diámetro adecuado evitando los reducidos y expansiones en las tuberías de la instalación, se calculan las contrapresiones por concepto de elevar el condensado y el trasiego por las tuberías dando como resultado valores de 1.56 y 1.91 bar en cada una de las líneas de recuperación hacia la estación central. Se comprueba que no existe problema alguno porque al compararlos con la presión de trabajo de los purgadores en ambos casos tienen una presión suficiente para superar la contrapresión, o sea la presión

diferencial en las dos líneas será positiva, garantizando que no ocurra el anegado de las tuberías.

- Según los cálculos de mecánica de fluido la bomba utilizada es adecuada porque cumple con los tres criterios de selección: el flujo de la bomba es de 20 m<sup>3</sup>/h y el del sistema es aproximadamente 13 m<sup>3</sup>/h, o sea el de la bomba es mayor que el del sistema. El valor de la carga de la bomba es 25 m y este debe ser mayor o igual a la del sistema, este criterio se cumple porque al calcular en el balance la carga de la bomba esta es menor (7.62 m). Con respecto a la carga neta de succión positiva (NPSH) de la bomba esta debe ser menor o igual que la del sistema y así se cumple, debido a que el NPSH de la bomba es de 2 m y el del sistema es 5.83 m, esto significa que no ocurrirá el fenómeno de cavitación.
- La instalación del tanque de revaporizado en mermeladas y la estación central para la recuperación de los condensados de los distintos procesos traen consigo un ahorro de 146.22 t/campaña de fuel oil, recurso importante y vital para el funcionamiento de la industria. También se deja de extraer del manto 61464.84 m<sup>3</sup>/campaña de agua, esta misma cantidad se deja de alimentar al tanque de alimentación de calderas, representando un ahorro significativo, además existe otro ahorro no cuantificado porque esta agua tiene la calidad requerida para alimentar los generadores de vapor, por tanto se ahorra también en la adquisición de sustancias y aditivos para el tratamiento interno de la caldera.
- Económicamente este proyecto es factible, los ahorros en valores están en el orden de 57134.99 \$/campaña por concepto de ahorro de agua y el precio que tiene el m<sup>3</sup> de la misma. Por concepto de ahorro de fuel oil, y los altos precios en el mercado de este producto se ahorran: 77202.37 \$/campaña. En total el ahorro en valores es de 134337.36 \$/campaña trayendo consigo beneficios considerables para la empresa. La inversión a realizar es de 8810.22 \$ y en la empresa con resultados positivos en su balance, que tiene ganancias anuales en el orden de los \$1170855.17, no es necesario calcular tiempo de recuperación de la inversión porque es una empresa solvente que exhibe anualmente utilidades cuantiosas.

- Con la implementación de este trabajo se logra un impacto ambiental positivo porque al disminuir los consumos de combustible fósil y agua, además de reducir la explotación de recursos naturales, se disminuyen las emisiones de los gases de combustión a la atmósfera, fundamentalmente de monóxido de carbono, en este caso se reducen 443.29 t/campaña, teniendo en cuenta que estos gases son dañinos, las modificaciones en la tecnología que generen disminución de las mismas son valoradas como impactos positivos para el cuidado y conservación del medio ambiente. También es favorable el hecho de dejar de extraer del manto freático una cantidad considerable de agua, por la importancia que tiene este recurso vital para la vida.

**Conclusiones**

1. Se obtiene el diseño preliminar del sistema con estación central para la recuperación de condensados y del revaporizado de varios procesos productivos que permite aprovechar su energía, disminuye el consumo de combustible, agua, los costos de producción y el impacto ambiental negativo al medio ambiente.
2. Al recuperar el condensado del proceso de producción de mermeladas en un tanque de revaporizado, se garantiza la cantidad suficiente de vapor flash que se necesita en el montaje de la marmita para producir pastas y jaleas.
3. No hay dificultad alguna en los purgadores de la industria para elevar el condensado porque trabajan con una presión capaz de superar las contrapresiones que se presentan en las tuberías colectoras hasta el tanque de recuperación de la estación.
4. La bomba a utilizar en la modificación es la adecuada debido a que cumple con los criterios de selección establecidos por la bibliografía.
5. Con la implementación de la modificación se dejan de consumir en la campaña 146.22 t de combustible y 63483.32 m<sup>3</sup> de agua suave que representa en valores \$ 134337.36 y además se reducen las emisiones de los gases contaminantes a la atmósfera y la explotación del manto freático, representando esto un impacto ambiental positivo.

**Recomendaciones**

- Concluir con el montaje y puesta en funcionamiento de este proyecto.
- Al adquirir nuevas tecnologías que consuman vapor en la industria debe garantizarse la recuperación de los condensados, sobre todo tener en cuenta los recursos necesarios para incorporarlos al sistema que se instala en estos momentos.
- Al adquirir nuevos purgadores para los equipos consumidores de vapor ya sea para montajes nuevos o para el mantenimiento tener siempre presente que sean termodinámicos por ser más ventajosos.
- Realizar nuevos proyectos para garantizar la alimentación de vapor en la marmita de pasta y jaleas aunque no se esté produciendo mermelada.



**Bibliografía**

1. Alvares, P.J. 2005. *Instalación de un sistema de recirculación de agua y selección de sistema de trampas de condensados en Compañía de cervezas Nacionales* [en línea]. [Consulta marzo, 2011]. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Mecánico, Escuela superior politécnica del litoral. Disponible en: <http://www.dspace.espol.edu.ec/bitstream/123456789/4392/1/6912.pdf>.
2. Barajas, Alberto.A. 2005. *Seminario de eficiencia energética en la industria: Experiencias de proyectos de ahorro de energía y cogeneración* [en línea]. [consulta marzo 2011]. Disponible en: <http://www.conae.gob.mx/work/sites/CONAE/resources/LocalContent/2980/1/images/h&palbertoalvarez.pdf>.
3. Baviera. 2006. *Sistemas de vapor* [en línea]. [consulta febrero 2011]. Disponible en: <http://www.rbaviera.com/PDFS/SP/CRU06E.pdf>.
4. Bloom, D; Company, N. 2003. Strategies in Optimizing Condensate Return. In *the Twenty-Fifth Industrial Energy Technology Conference*, Houston, p. 179-182.
5. Borroto, Aníbal; Rubio, Angel. 2007. *Maestría en eficiencia energética: Combustión y generación de vapor*. Editorial universo sur.
6. Bronhold, C.J. 2000. Flash steam recovery Project. In *the twenty-second Industrial Energy Technology Conference*, Houston, p 53-54.
7. Comisión nacional para el ahorro de energía (CONAE). 2004. *Generadores de calor: Recuperación de condensados*.
8. *Condensate pumps*. [en línea]. [Consulta febrero, 2011]. Disponible en: (Disponible en: <http://www.armstronginternational.com/es/electric-condensate-return-pumps>)
9. *Condensate recovery units*. [en línea]. [consulta febrero, 2011]. Disponible en: <http://www.armstronginternational.com/es/steam-condensate-recovery>.
10. Departamento de tecnología. (Revisión 2009a). *Descripción del proceso productivo de la empresa de cítricos Héroes de Girón*. Empresa de cítricos Héroes de Girón. Documento de trabajo.
11. Díaz, D; Cauja, W; Vargas. 2009. *Selección e Instalación de Vapor para una Fábrica de Yogurt y de Crema de Leche* [en línea]. [Consulta febrero

- 2011]. Disponible en <http://dspace.espol.edu.ec/bitstream/123456789/121/1/203pdf>.
12. Equipo técnico del centro de producción más limpia de Nicaragua. 2009. *Manual de buenas prácticas operativas de producción más limpia para la industria láctea* [en línea]. [consulta marzo 2011] Disponible en: <http://www.p2pays.org/ref/40/39943.pdf>.
13. Espinoza, S; Dávila, R; Poveda, M. 2005. Diagnóstico energético del hospital general de las fuerzas armadas no.1. *Jornadas en Ingeniería Eléctrica y Electrónica* [en línea]. [consulta febrero 2011]. vol. 19. Disponible en: <http://bieec.epn.edu.ec:8180/dspace/bitstream/123456789/324/1/2005AJIE-E-28.pdf>.
14. Golato, M.A; Colombres, F.J; Aso, G; Correa, C.A; Paz, D. 2008. Metodología de cálculo de la eficiencia térmica de generadores de vapor. *Revista Industrial y Agrícola de Tucumán* [en línea]. [consulta marzo 2011]. Disponible en: <http://www.scielo.org.ar/pdf/riat/v85n2/v85n2a03.pdf>. 0370-5404
15. González, J. C; Peña, J. A; Susial, P. *Tratamientos externos e internos del agua para calderas: Influencia en el coste del vapor producido. Ingeniería química* [en línea]. E.T.S.I.I. de Las Palmas de Gran Canaria. [16 de febrero 2011]. Disponible en: <http://www.autoprofesional.com/html/files/pdf/amb/iq/369/09articulo.pdf>.
16. Herrera, M.A. 2006. *Selección de Equipos y Diseño del Sistema para Calentamiento de Agua en un Hotel Cinco Estrellas* [en línea]. [Consulta febrero 2001]. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Mecánico, Escuela Superior Politécnica del Litoral. Disponible en: <http://dspace.espol.edu.ec/bitstream/123456789/121/1/203pdf>.
17. *Introduction to Condensate Recovery*. [en línea]. [Consulta marzo, 2011]. Disponible en: <http://www.spiraxsarco.com/resources/steam-engineering-tutorials/condensate-recovery/introduction-to-condensate-recovery.asp>.
18. ISO 9001: 2008. *Tanques de revaporizado tipo FV*.
19. Keenan, J.H. 1978. *Steam tables, Thermodynamic properties of water, including vapor, liquid, and solid phases*. Editorial SI Units.

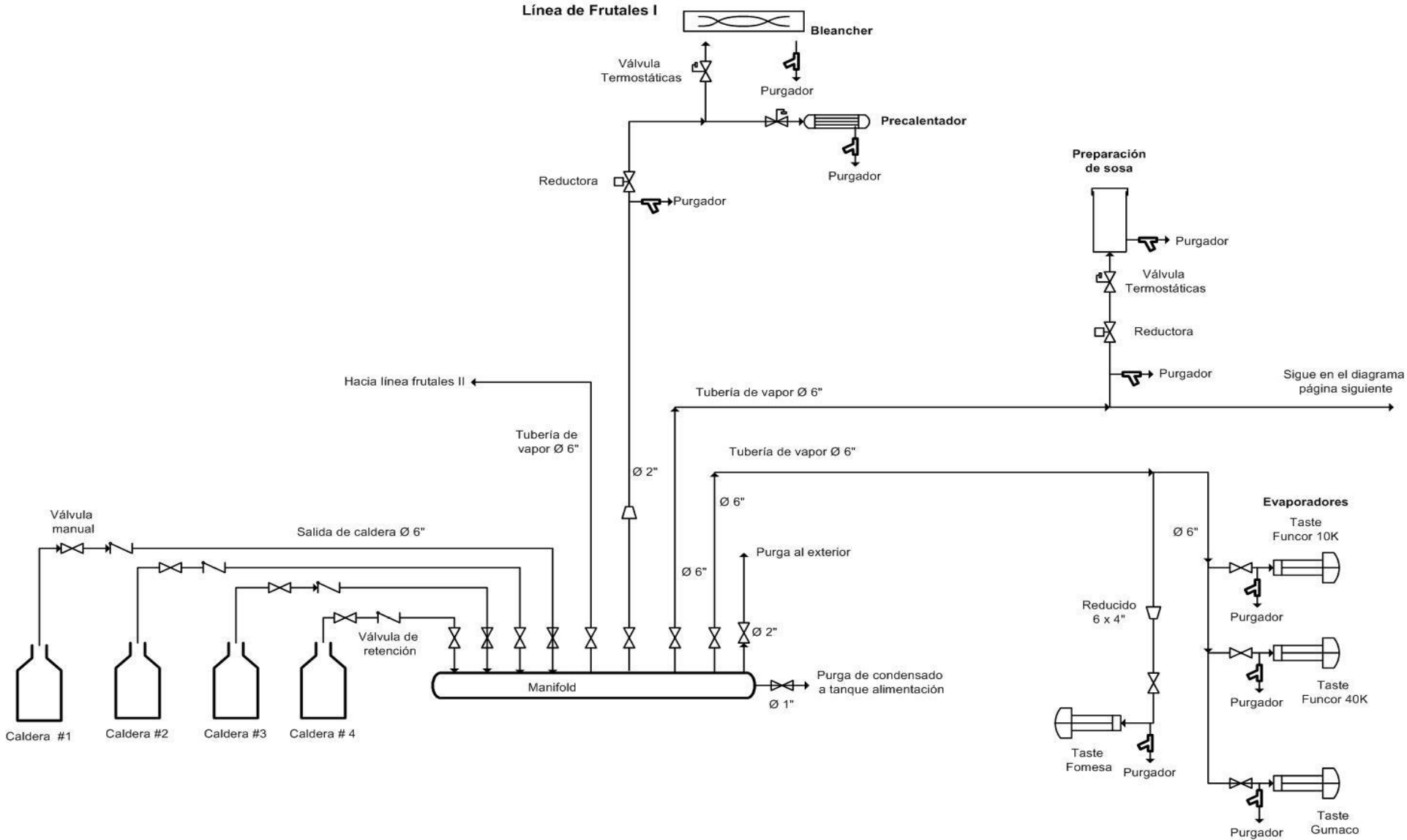
20. *Manual de instrucciones, uso y mantenimiento del generador de vapor.* 2001. Modelo UMISA SMS-40 (15)' y resto de equipos instalados.
21. Marín, F.L. 2009. *Eliminación de contaminantes en los condensados de las calderas de vapor de CVG Bauxilum, CA* [en línea]. [Consulta marzo 2011]. Tesis presentada en opción al título de Licenciado en Química, Universidad de oriente. Disponible en: [http://ri.biblioteca.udo.edu.ve/bitstream/123456789/281/1/TESIS\\_FM.pdf](http://ri.biblioteca.udo.edu.ve/bitstream/123456789/281/1/TESIS_FM.pdf).
22. Meca, F. 1997. *Condensados en calderas de vapor.* 16/11/1997. F22B33/12.
23. Ministerio de energía y Minas. 2004. *Manual de eficiencia energética para jefes de mantenimiento de hospitales* [en línea]. [consulta febrero 2011]. Disponible en: [http://www.geocities.ws/ISPP\\_CLAM/Manualspital.pdf](http://www.geocities.ws/ISPP_CLAM/Manualspital.pdf).
24. Ministerio de la industria alimenticia (MINAL). 1989. *Información técnica Spirax Sarco.*
25. Ministerio de la industria alimenticia (MINAL). 1988. *Uso eficiente de vapor.*
26. ONUDI. (2007). *Manual de producción más limpia para el sector industrial cítrica.* Cuba. p 100-102
27. Osorio, O.G. 2007. *Eficiencia Energética* [en línea]. [Consulta febrero 2011]. Disponible en: <http://146.83.6.25/lvargas/courses/PPTS/EE%20Oscar%20Osorio%20C.pdf>
28. Ovando S.M. 2007. *Beneficios en sistemas de vapor por medio de una correcta instalación y selección de trampas* [en línea]. [Consulta febrero, 2011]. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Mecánico, Universidad San Carlos de Guatemala. Disponible en: [http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/08/08\\_0540\\_M.pdf](http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/08/08_0540_M.pdf).
29. Palacios, H.M. 2007. *Estudio para el rediseño de la red de vapor y retorno del condensado para el hospital general San Juan de Dios* [en línea]. [Consulta febrero, 2011]. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Mecánico, San Carlos de Guatemala, Universidad de San Carlos de Guatemala. Disponible en: [http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/08/08\\_0542\\_M.pdf](http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/08/08_0542_M.pdf)

30. Pinelo J.E. 2006. *Recaudación de la red de distribución de vapor y retorno del condensado en el hospital regional de San Benito Petén* [en línea]. [Consulta febrero, 2011]. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Mecánico, Universidad San Carlos de Guatemala. Disponible en: <http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis.pdf>.
31. Porres, C.G. 2007. *Estudio y mejoramiento de la distribución de vapor a través de un sistema de trampas en una industria de cosméticos* [en línea]. [Consulta febrero, 2011]. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Mecánico, Universidad San Carlos de Guatemala. Disponible en: <http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis.pdf>.
32. Quan, J. 2006. *Propuesta y estudio del mejoramiento de operación del sistema de almacenamiento de condensado, en el tanque de alimentación de las calderas del hospital Roosevelt* [en línea]. [Consulta febrero 2011]. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Mecánico, Universidad San Carlos de Guatemala. Disponible en: <http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis.pdf>.
33. Rosabal, J.M. 2006. *Hidrodinámica y separaciones mecánicas*. Ciudad de la Habana. Editorial Félix Varela. 2da edición.
34. Spirax Sarco. 2002. *Bombas automáticas para condensado y otros fluidos industriales*.
35. Spirax Sarco; Alfa Laval. 2000. *Guía técnica para el uso efectivo en los intercambiadores de calor de placa: El vapor y los intercambiadores de calor de placa*.
36. *Steam Traps* [en línea]. [Consulta marzo, 2011]. Disponible en: <http://www.thermaxindia.com/Steam-Accessories/Steam-Traps.aspx>.
37. *Unidades de recuperación de condensados*. [en línea]. [Consulta febrero, 2011]. Disponible en: <http://www.spiraxsarco.com>.
38. Valverde, A. 2005. *Mejoramiento del sistema de distribución de vapor, para el proceso de secado usado en la planta Profilac. S.A. Scientia et Technica* [en línea]. [consulta febrero 2011]. Disponible en: <http://www.utp.edu.co/php/revistas/ScientiaEtTechnica/docsFTP/1504093-96.pdf>. 01221701
39. Vela, F. 2005. *Validación de un sistema de vapor crítico en la industria farmacéutica: Vapor para uso farmacéutico* [en línea]. [Consulta marzo

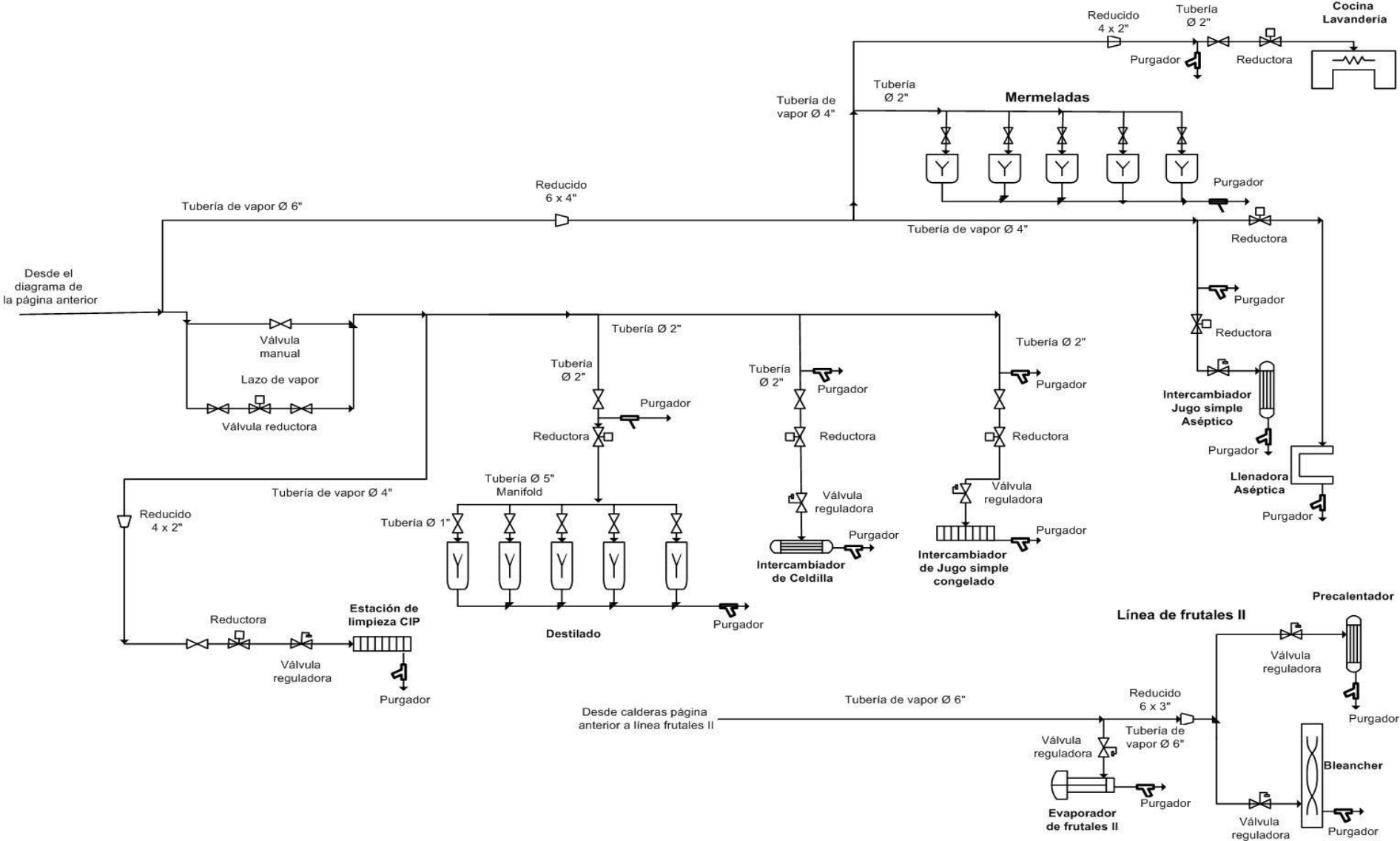
- 2011]. Tesis presentada en opción al título Químico Farmacéutico, Universidad mayor de San Marco. Disponible en: [http://www.cybertesis.edu.pe/sisbib/2005/vela\\_gf/pdf/vela\\_gf.pdf](http://www.cybertesis.edu.pe/sisbib/2005/vela_gf/pdf/vela_gf.pdf).
40. Villacrés, J.E; Andrade, F. 2006. *Ahorro energético en el Sistema de Recuperador de Condensados de una Planta Industrial en Guayaquil utilizando un Surge Tank* [en línea]. [consulta febrero 2011]. Disponible en: <http://dspace.espol.edu.ec/bitstream/123456789/121/1/203pdf>.

# Anexos

# Anexo # 1: Sistema de vapor de la industria

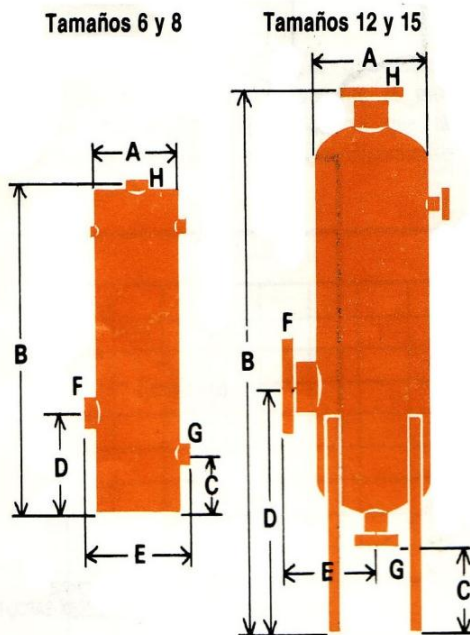


# Continuación Anexo # 1: Sistema de vapor de la industria

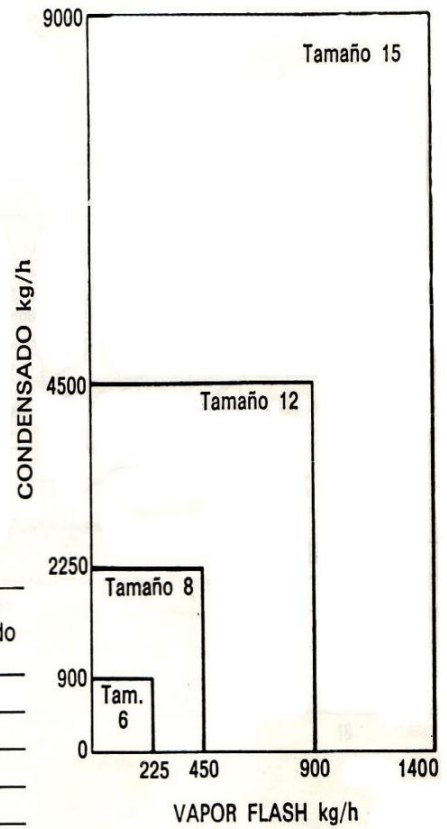




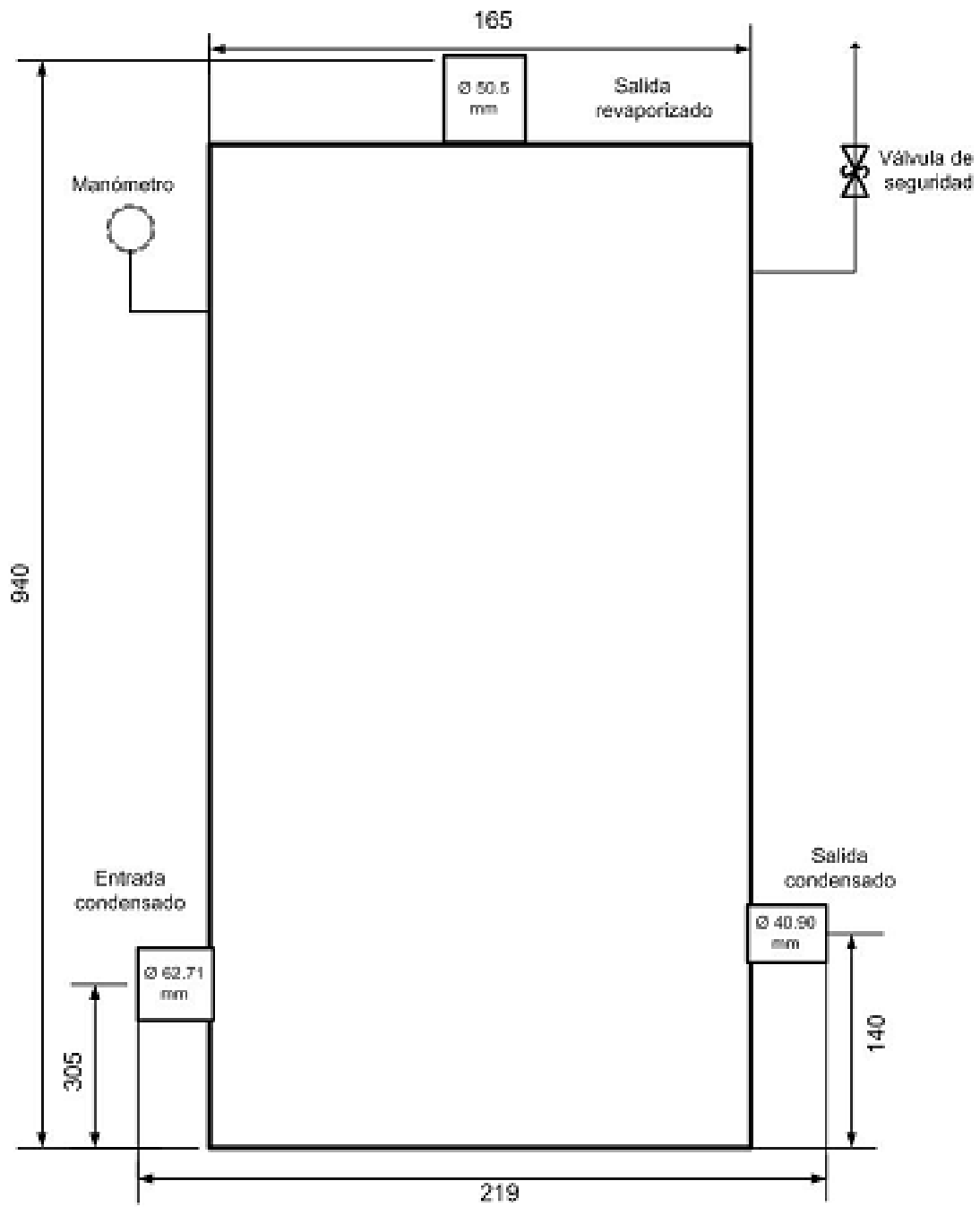
## Anexo # 2: Tanques de revaporizado Spirax Sarco



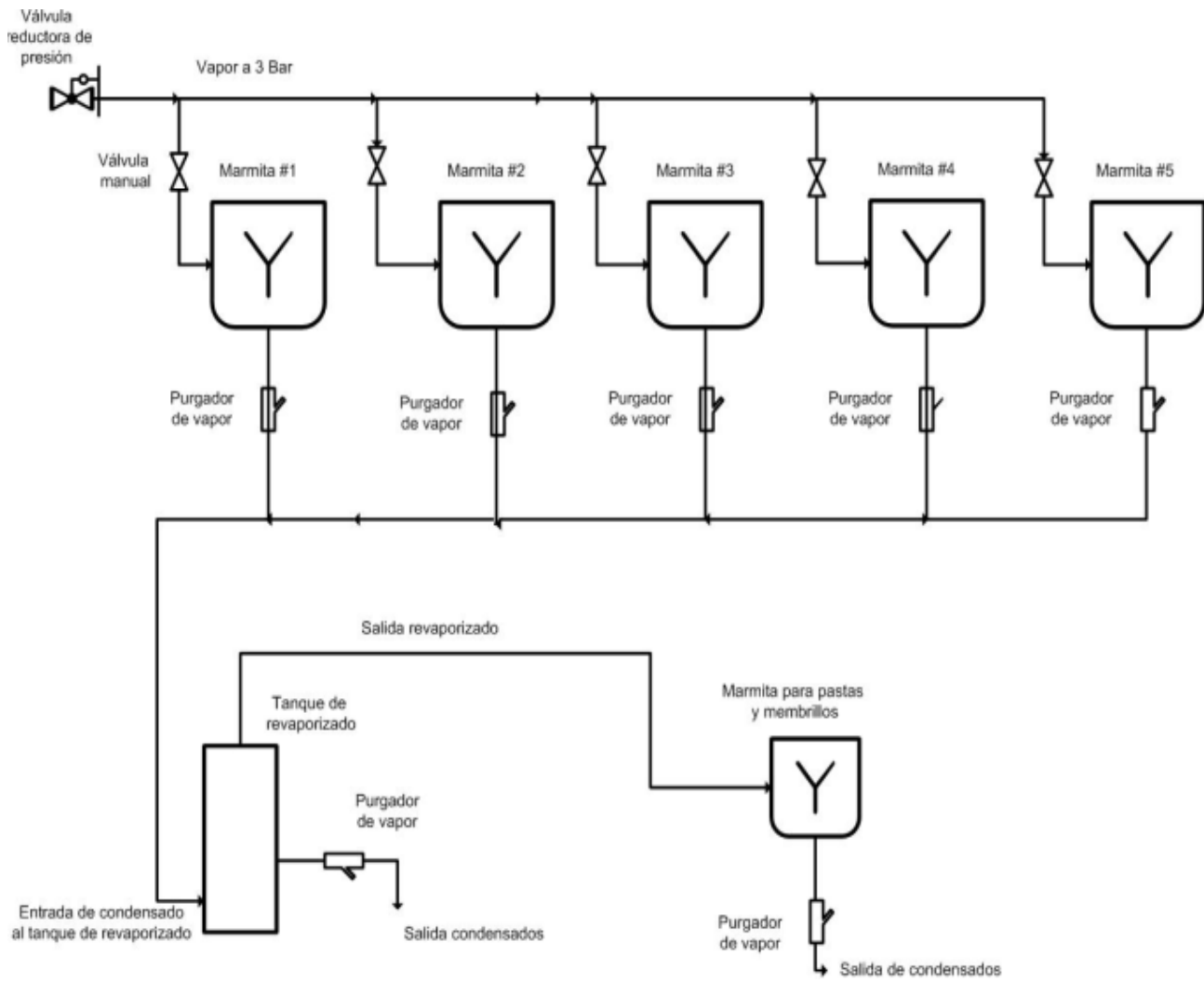
Tamaños	A	B	C	D	E	entrada de	salida de	salida de
						condensado	condensado	revaporizado
						F	G	H
6	165	940	140	305	219	2 1/2"	1 1/2"	2"
8	220	940	140	305	240	3"	1 1/2"	3"
12	324	1345	300	700	280	100 mm	50 mm	80 mm
15	406	1500	300	700	325	150 mm	50 mm	125 mm



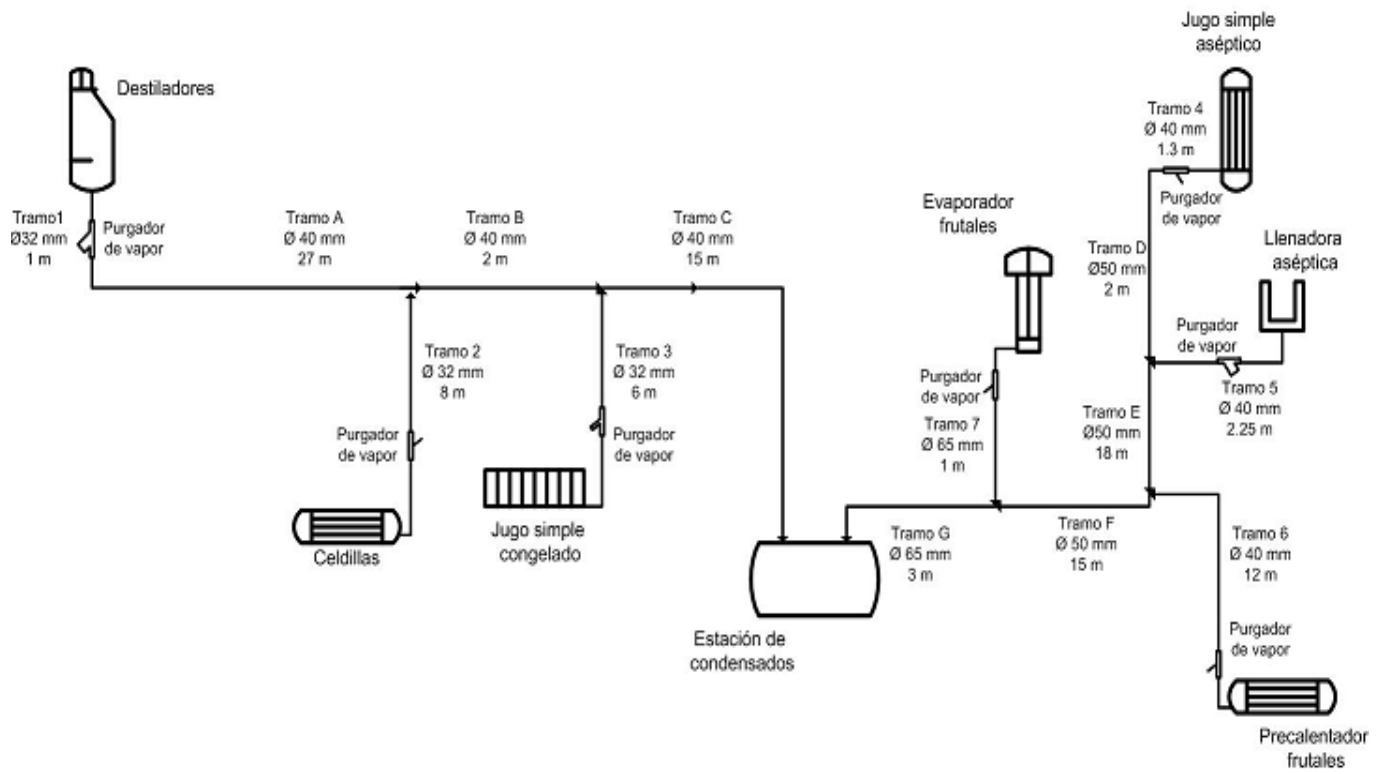
### Anexo # 3: Tanque de revaporizado.



## Anexo # 4: Diagrama del sistema de recuperación de revaporizado.



## Anexo # 5: Dimensionado de las tuberías del sistema de recuperación de condensados.



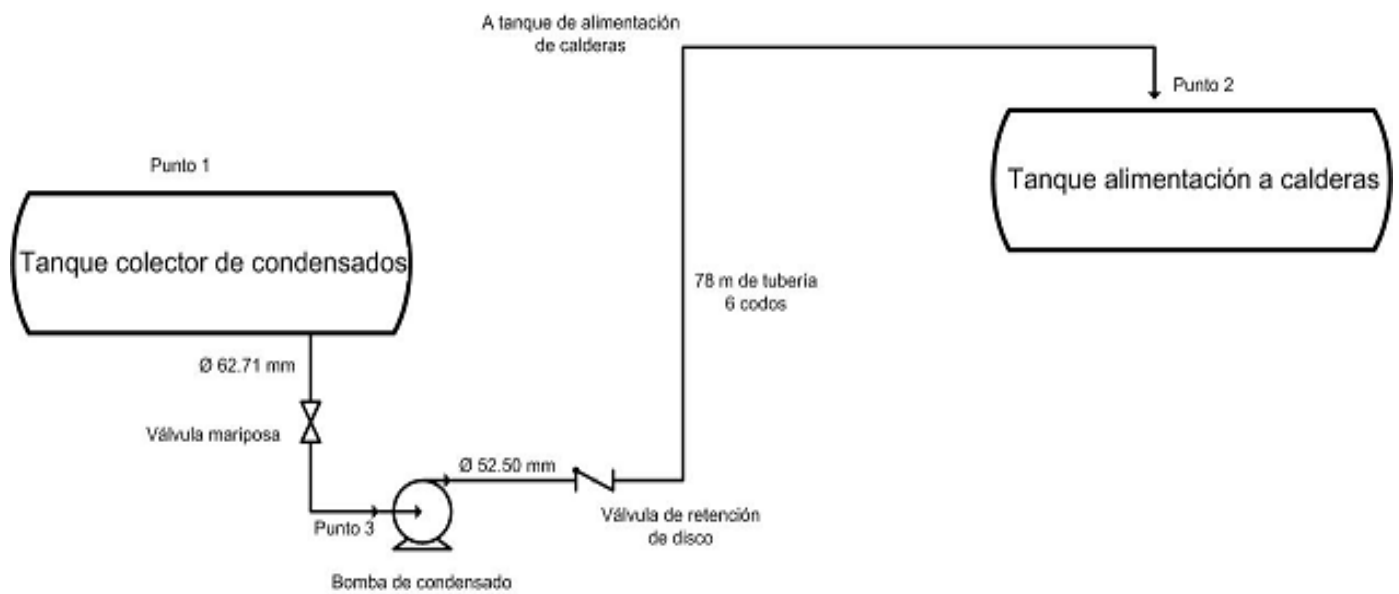
## Anexo # 6: Flujo de agua y pérdidas de carga en tubos de acero.

Pa por metro	mbar por m	15 mm	20 mm	25 mm	32 mm kg/h	40 mm	50 mm	65 mm	80 mm	100 mm
28	0,28	90	209	380	865	1320	2554	5194	8079	16511
29	0,29	92	214	400	878	1340	2590	5271	8196	16756
30	0,3	93	218	403	890	1361	2631	5348	8314	17000
33	0,33	97	226	414	930	1420	2744	5579	8677	17736
39	0,39	107	249	469	1028	1565	3025	6142	9526	19514
40	0,4	108	253	476	1040	1583	3062	6214	9639	19736
43	0,43	113	263	496	1079	1646	3180	6454	10024	20457
45	0,45	116	270	508	1107	1687	3261	6618	10297	21002
47	0,47	119	277	521	1134	1728	3338	6777	10523	21500
50	0,5	123	286	538	1172	1787	3447	6949	10859	22154
53	0,53	127	296	557	1211	1846	3565	7235	11249	22907
55	0,55	130	302	569	1238	1887	3638	7380	11476	23360
57	0,57	133	308	580	1261	1923	3710	7525	11703	23814
59	0,59	135	314	591	1288	1959	3783	7666	11884	24268
61	0,61	138	320	602	1311	1996	3851	7806	12111	24721
64	0,64	141	327	615	1338	2041	3933	7970	12383	25220
67	0,67	146	337	634	1379	2100	4051	8210	12746	25991
69	0,69	148	343	645	1402	2136	4119	8342	12973	26400
71	0,71	150	348	655	1424	2168	4182	8473	13154	26808
73	0,73	152	354	665	1447	2200	4246	8600	13336	27216
76	0,76	155	359	675	1465	2236	4305	8723	13563	27579
77	0,77	157	365	685	1488	2268	4368	8850	13744	27987
78	0,78	158	366	689	1497	2282	4390	8900	13812	28132
80	0,8	160	370	695	1510	2300	4427	8972	13925	28350
82	0,82	162	375	704	1529	2331	4491	9072	14407	28758
88	0,88	168	391	733	1590	2427	4536	9453	14651	29865
90	0,9	170	395	740	1606	2449	4717	9548	14787	30142
98	0,98	179	414	777	1696	2567	4944	10025	15513	31616
100	1,0	180	418	785	1701	2590	4990	10115	15649	31879
114	1,14	194	450	845	1832	2790	5366	10841	16828	34247
118	1,18	198	457	857	1860	2830	5443	11022	17055	34746
120	1,2	199	462	867	1880	2860	5502	11113	17282	35120
131	1,31	209	484	907	1996	2994	5761	11657	18053	36742
137	1,37	215	497	931	2018	3071	5906	11948	18507	37667
140	1,4	216	502	939	2037	3103	5965	12066	18688	38012
147	1,47	224	516	966	2096	3189	6128	12383	19187	39055
157	1,57	231	534	1002	2168	3298	6337	12814	19822	40361
160	1,6	234	541	1011	2195	3334	6409	12973	20049	40797
163	1,63	237	546	1025	2218	3370	6477	13109	20276	41232
176	1,76	246	570	1066	2309	3511	6740	13608	21092	42938
180	1,8	249	576	1075	2331	3547	6808	13744	21319	43364
196	1,96	261	603	1129	2440	3710	7130	14379	22317	45360
200	2,0	265	611	1143	2472	3760	7221	14560	22589	45931
212	2,12	273	629	1179	2549	3874	7434	15014	23270	47265
216	2,16	275	634	1188	2567	3905	7493	15132	23451	47637
220	2,2	278	641	1200	2595	3942	7570	15277	23678	48104
229	2,29	284	655	1225	2649	4028	7729	15604	24177	49125
235	2,35	288	664	1243	2689	4086	7843	15840	24522	49832

**Continuación del Anexo # 6: Flujo de agua y pérdidas de carga en tubos de acero.**

Pa por metro	mbar por m	15 mm	20 mm	25 mm	32 mm kg/h	40 mm	50 mm	65 mm	80 mm	100 mm
240	2,4	292	672	1256	2719	4129	7927	16017	24780	50363
245	2,45	295	679	1270	2749	4173	8010	16193	25039	50894
255	2,55	301	694	1297	2806	4260	8176	16520	25556	51928
260	2,6	304	701	1311	2834	4304	8260	16683	25814	52445
261	2,61	305	703	1315	2844	4318	8287	16738	25900	52618
274	2,74	313	721	1348	2917	4331	8501	17173	26554	54069
277	2,77	315	727	1356	2935	4459	8555	17282	26717	54432
280	2,80	317	730	1363	2948	4479	8593	17357	26839	54636
294	2,94	325	749	1402	3025	4595	8813	17781	27533	55793
300	3,0	328	757	1414	3055	4641	8900	17956	27803	56428
310	3,1	335	771	1438	3112	4726	9063	18280	28305	57607
314	3,14	336	775	1446	3129	4752	9074	18380	28459	57879
320	3,2	340	784	1462	3163	4825	9204	18579	28767	58424
327	3,27	344	792	1479	3198	4853	9299	18779	29076	58968
333	3,33	348	801	1495	3230	4904	9408	18979	29366	59512
340	3,4	351	809	1511	3263	4955	9516	19178	29656	60057
343	3,43	353	813	1520	3279	4980	9571	19278	29801	60329
353	3,53	358	825	1541	3328	5054	9707	19550	30237	61236
359	3,59	362	834	1556	3361	5103	9798	19732	30527	62143
360	3,6	363	835	1558	3365	5109	9809	19754	30564	62211
372	3,72	369	850	1585	3423	5201	9979	20094	31108	63232
376	3,76	371	854	1592	3438	5225	10024	20185	31253	63504
380	3,8	373	859	1601	3457	5254	10081	20299	31423	63844
392	3,92	379	873	1628	3515	5339	10251	20639	31933	64856
400	4,0	383	883	1646	3554	5398	10342	20866	32274	65545
408	4,08	388	892	1665	3592	5457	10433	21092	32614	66226
412	4,12	390	896	1672	3608	5479	10478	21174	32750	66407
420	4,2	394	906	1690	3646	5536	10592	21378	33090	67178
425	4,25	396	912	1701	3670	5570	10660	21500	33294	67586

## Anexo # 7: Diagrama para balance de mecánica de fluidos.



## Anexo # 8: Diagrama del sistema de recuperación de condensados con la estación central.

