



Universidad de Oviedo

ESCUELA SUPERIOR DE LA MARINA CIVIL DE GIJÓN

Trabajo Fin de Máster

PROYECTO DE RECUPERACIÓN DE CALOR EN
UNA INSTALACIÓN DE VAPOR

Para acceder al Título de Máster Universitario en

TECNOLOGÍAS MARINAS Y MANTENIMIENTO

Autor/a: Daniel Serrano Menéndez

Tutor/a: Francisco Rodríguez Fernández

Noviembre - 2018

Índice.

| | |
|---|-----------|
| 1. Agradecimientos. | 1 |
| 2. Glosario. | 2 |
| 3. Introducción. | 3 |
| 4. Datos de la planta. | 5 |
| 4.1. <i>Descripción de la planta.</i> | 5 |
| 4.1.1. Descripción de los equipos. | 6 |
| 4.2. <i>Horas de trabajo.</i> | 11 |
| 4.3. <i>Producción.</i> | 11 |
| 4.4. <i>Consumos.</i> | 11 |
| 4.4.1. Consumo de vapor. | 11 |
| 4.4.2. Consumo de gas natural. | 12 |
| 4.4.3. Consumo de productos químicos. | 13 |
| 4.4.4. Consumo de agua. | 14 |
| 4.4.5. Consumo de energía eléctrica. | 14 |
| 4.4.6. Resumen de consumos. | 14 |
| 5. Estudio de la planta. | 15 |
| 5.1. <i>Estudio de las calderas.</i> | 15 |
| 5.1.1. Rendimiento de la caldera. | 15 |
| 5.1.2. Eficiencia de la caldera. | 16 |
| 5.1.3. Potencia de la caldera. | 17 |
| 5.1.4. Coste de producción del vapor. | 17 |
| 5.2. <i>Problemas de la instalación.</i> | 18 |
| 5.2.1. Fugas de vapor. | 18 |
| 5.2.2. Pérdida de energía del condensado. | 19 |
| 5.2.3. Rendimiento de la caldera. | 20 |
| 5.2.4. Conclusión de los problemas. | 21 |
| 6. Propuestas de mejora. | 22 |
| 6.1. <i>Sistema de recuperación de la energía del condensado. (SRE)</i> | 22 |
| 6.1.1. Funcionamiento del SRE. | 23 |
| 6.1.2. Estudio del SRE. | 24 |
| 6.2. <i>Cambio de quemadores en las calderas.</i> | 26 |
| 6.2.1. Weishaupt G9-1DZMD. | 26 |
| 6.3. <i>Eliminación de fugas.</i> | 27 |
| 7. Resultados. | 28 |
| 7.1. <i>Resultados previstos antes de la instalación.</i> | 28 |
| 7.2. <i>Resultados tras la implantación de la propuesta.</i> | 30 |
| 8. ANEXOS. | 32 |
| 8.1. <i>Cálculo consumo gas natural.</i> | 32 |
| 8.2. <i>Cálculo pérdidas en purgadores.</i> | 32 |

| | | |
|-----------|---|-----------|
| 8.3. | <i>Rendimiento (η) de la caldera.</i> | 36 |
| 8.4. | <i>Eficiencia de la caldera.</i> | 36 |
| 8.5. | <i>Potencia de la caldera.</i> | 37 |
| 8.6. | <i>Coste de la producción de vapor.</i> | 37 |
| 8.7. | <i>Cálculo de resultados.</i> | 38 |
| 9. | Bibliografía. | 40 |



1. Agradecimientos.

Para empezar con este trabajo y para acabar con esta etapa de formación de mi vida me gustaría expresar un profundo agradecimiento a las siguientes personas que se involucraron en este proyecto.

A Francisco J. Rodríguez Fernández, tutor de mi Trabajo Fin de Master por guiarme durante todo este tiempo y descubrireme el mundo del vapor, haciéndome aprender y descubrir nuevos conocimientos.

A Juan Antonio Álvarez González, por facilitarnos toda la información que se necesitaba para desarrollar el trabajo desinteresadamente.

A mi familia, por apoyarme siempre que lo he necesitado y brindarme la oportunidad de llegar hasta aquí.



2. Glosario.

- Revaporizado/vapor flash.

Es el vapor generado cuando se tiene condensado a alta temperatura o saturado, presurizado y se libera a una presión más baja.

- Poder calorífico inferior.

Es el calor que no aprovecha la energía de condensación del agua en una combustión. Se representa: *PCI*.

- Calor.

Es la energía que hace incrementar la temperatura de un cuerpo. Su unidad en el sistema internacional es el kJ (kilojulio). Se representa: *Q*

- Entalpía.

Es la cantidad de energía contenida en una sustancia. Su unidad de medida habitualmente es el kJ/kg. (kilojulio/kilogramo). Se representa: *h*

- Título de vapor.

Es el porcentaje de vapor en una mezcla líquido-vapor. El título del vapor hace referencia a su calidad. El valor varía desde 0 hasta 1, siendo uno 100% y expresando la mayor calidad.



3. Introducción.

Este trabajo se centra en la optimización de la planta en la empresa LAURAFU S.L.

Esta es una empresa dedicada a la lavandería industrial y acabado de textiles.

Está especializada en el apoyo al sector servicios principalmente, como grandes hospitales, restaurantes estrella Michelin, grandes hoteles, etc.

Se encarga de la recogida, lavado y tratado, y entrega de prendas las prendas textiles utilizadas en los diferentes establecimientos.

Esta empresa se distingue entre las demás de su sector por la calidad de su trabajo.

Con el fin de mantener esa calidad y hacer mas rentable el trabajo se llevará a cabo un estudio y trabajo de optimización de la planta.

La optimización irá dirigida a la eliminación, o reducción, de las emisiones de vapor flash emitidas, principalmente, por el tanque de alimentación de la caldera. También se incidirá en la importancia de seguir un buen mantenimiento en los equipos para conseguir eliminar, o reducir, las emisiones de vapor flash de los mismos.

Para poder desarrollar su actividad de forma segura y precisa LAURAFU S.A. equipó a su planta con los siguientes equipos, que diferenciaremos entre consumidores y productores de vapor:

- Productores:
 - 2 calderas.
- Consumidores:
 - 4 calandras.
 - 6 secadoras.
 - Planchas.
 - 2 túneles de lavado.
 - 1 túnel de batas
 - Túnel de secado y planchado.

Además, disponen de dos tanques:

- Tanque de alimentación
- Tanque de recuperación.

El consumo de vapor tiene un valor medio de unos 3000 kg/h, aproximadamente. Este va a ser el punto donde se centrará este trabajo, ya que, el vapor es el mayor bien consumido por este tipo de industria, lo que implica que un pequeño ahorro será muy significativo a la hora de optimizar la planta.



Para llevar a cabo la optimización de la instalación, se analizarán los equipos y el funcionamiento de los mismos, previamente a la proposición de un sistema que reduzca o elimine las pérdidas.

Para este tipo de instalación se plantea el uso de un sistema de recuperación de energía a través de los condensados. Este sistema consta, principalmente de dos intercambiadores de placas y un tanque de revaporizado.

Además, se plantea el cambio de los quemadores de las calderas. Los utilizados están desfasados y afectan considerablemente al rendimiento de la planta.

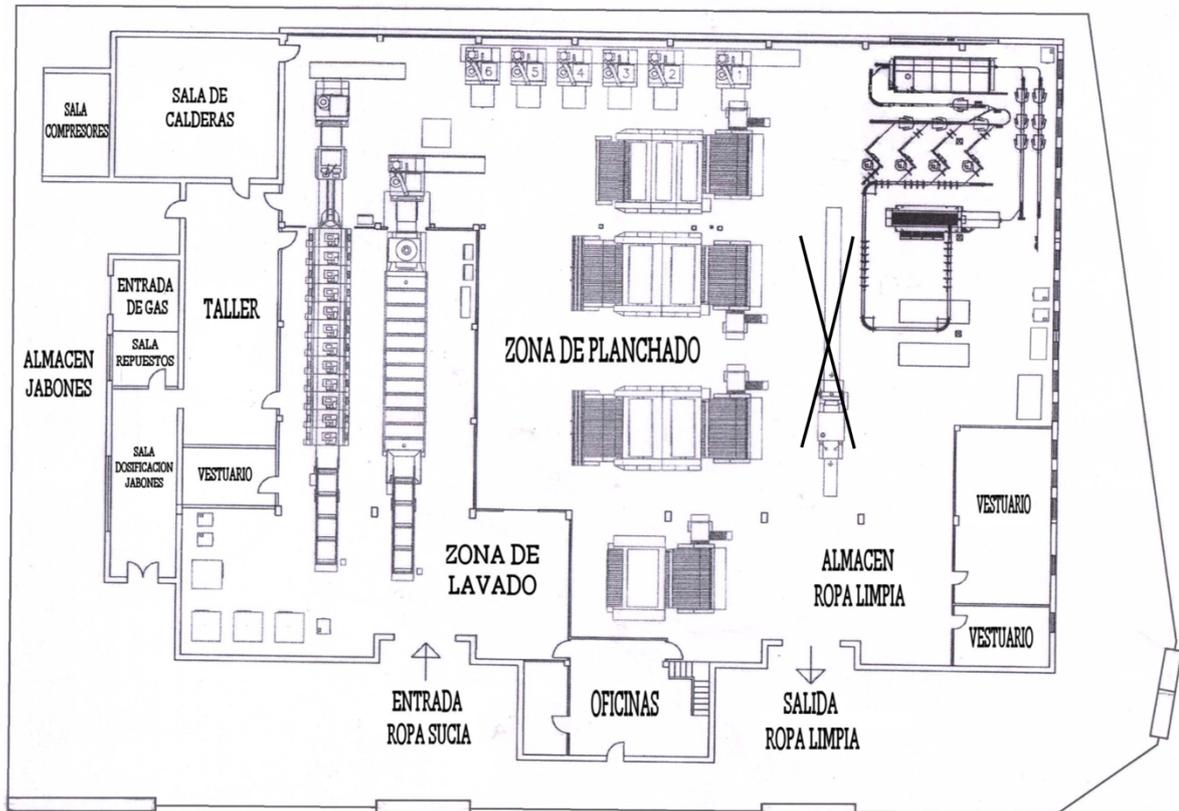
Cabe destacar que los resultados previstos han sido mucho menores a los obtenidos, el por qué será profundizado más adelante.

La elección de este tema para la realización del Trabajo Fin de Master se debe, principalmente, a la importancia que tiene en la industria la optimización de los sistemas productivos y de sus equipos, lo que directamente supone una disminución de los costes de producción y, por tanto, un aumento en los beneficios. Además, la optimización nos repercute sustancialmente en el ahorro energético y disminución de la contaminación, algo que, de cara al futuro es un punto muy importante a tener en cuenta.

4. Datos de la planta.

4.1. Descripción de la planta.

Para realizar la descripción de la planta, se describirá el ciclo que realiza el vapor durante el proceso productivo, desde su producción hasta su consumo, e incluso reutilización; y se apoyará con el siguiente plano para dar una idea de cómo se encuentra distribuida la planta.



Plano 1. Descripción de la planta.

En el plano anterior aparece un equipo que está fuera de servicio permanente, dicho equipo aparece marcado con una cruz encima.

Se empezará la descripción desde la sala de calderas, donde nos encontraremos con los elementos encargados de la producción de vapor: dos calderas Olmar, ambas de las mismas características técnicas. Una de ellas es auxiliar de la otra, y sólo entrará en uso cuando la carga de trabajo aumenta sustancialmente y no se quiere llegar a los límites de trabajo de la, digamos, titular.

La distribución de vapor es realizada por dos líneas, una de alta presión y otra de baja presión, que salen del colector principal de distribución, que se encuentra a 12 bar de presión.

La línea de alta presión distribuye el vapor producido en las calderas, desde el colector principal y sin pasar por ninguna reductora de presión, a las calandras, al túnel de batas y a las secadoras a 12 bar de presión.

La línea de baja presión se subdivide en dos partes, una de ellas a 4 bar y otra a 5 bar, y ambas nacen en el colector de baja presión.

Una parte distribuye el condensado producido durante el trabajo de las calandras. Este se recoge y se almacena en el tanque de condensados, a 5 bar, para posteriormente, aprovechar el revaporizado del mismo en la alimentación de los túneles de lavado. Si se diese el caso de que las calandras no estén en funcionamiento, los túneles de lavado serán alimentados por vapor a 5 bar, proveniente de una de las reductoras que encontramos tras el colector de baja presión.

La otra parte de la línea, distribuye el vapor a 4 bar salido de una segunda reductora tras el colector de baja presión para alimentar las planchas.

4.1.1. Descripción de los equipos.

- Calderas:

En la instalación nos encontraremos con dos calderas Olmar OL-100, estos equipos son los principales, y únicos, productores de vapor en la planta.

Ambas son de tipo pirotubular. En este tipo de calderas los humos de la combustión circulan por el interior de los tubos y el agua por el exterior de los mismos.

Estos equipos trabajan a un presión de 12 bar y con una capacidad de producción máxima de 3.500 kg/h. En nuestro caso, las calderas tienden a estar fijadas a una capacidad de producción nominal de unos 3000 kg/h aproximadamente.

Alimentadas con agua a una temperatura de 80°C a la entrada de la caldera, son consumidoras de gas natural para transformar dicho agua en vapor.

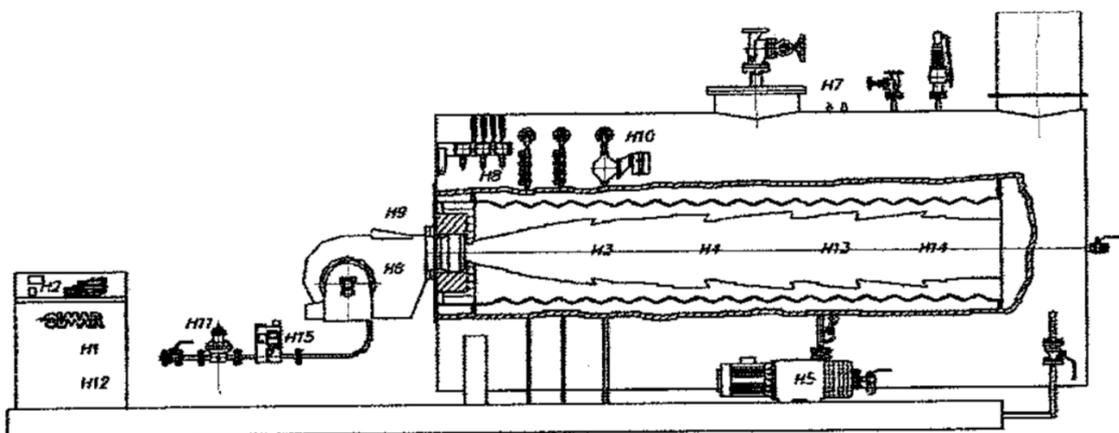


Imagen 1. Esquema caldera Olmar OL-100.



Imagen 2. Caldera Olmar OL-100.

- Calandras:

Las calandras son equipos que permiten secar y planchar ropa desplegada en una única operación.

El proceso de secado se realiza mediante el calentamiento de la cubeta metálica producido por el flujo de vapor en la misma.

El proceso de planchado se realiza a la vez que el de secado, para ello se comprime la ropa con un cilindro metálico, con un revestimiento textil, contra la cubeta metálica caliente.

Todos estos equipos trabajan a una presión de 12 bar.

Dentro de estos equipos, consumidores de vapor, nos encontraremos con tres tipos diferentes:

- Dos equipos Electrolux C.Flex 1233-2.

Estas calandras son de cilindros fijos y cubeta de geometría variable, esto permite a la planta modificaciones según el producto a tratar.

Cuenta con dos cilindros de 1200 mm de diámetro y 3300 mm de ancho útil que pesan 8200 kg entre los dos cilindros.

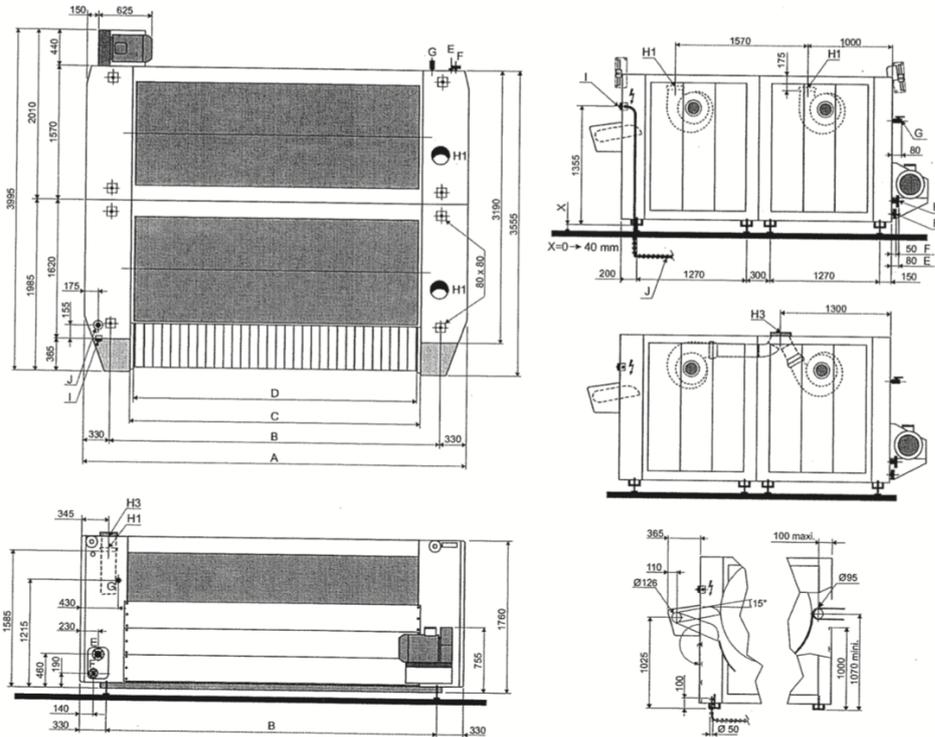


Imagen 3. Esquema calandra Electrolux C.Flex 1233-2.

- Un equipo Girbau PS 800-3.

Esta calandra es de cilindros fijos y cubeta fijas.

Cuenta con tres cilindros de 800 mm de diámetro y 3000 mm de ancho útil que pesan 10500 kg entre los tres cilindros.

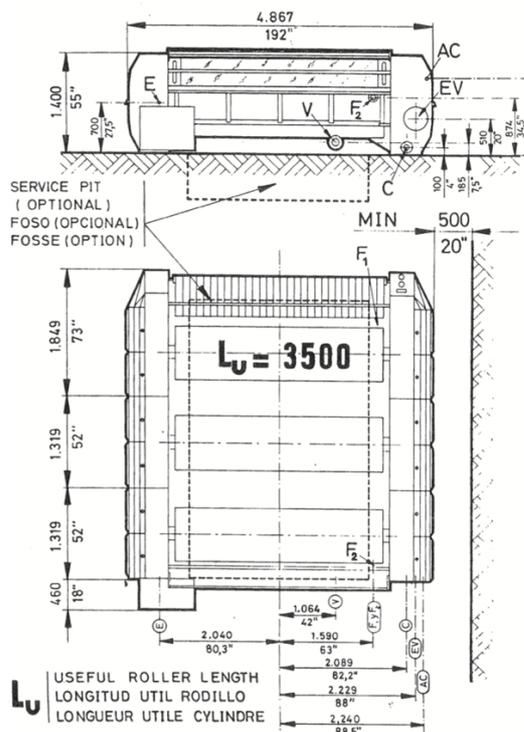


Imagen 4. Esquema calandra Girbau PS 800-3.

- Un equipo Lampaw 1600.

Esta calandra es de cilindros fijos y cubeta fija.

Cuenta con un solo cilindro de unas dimensiones de 1600 mm de diámetro y 3000 mm de ancho útil.

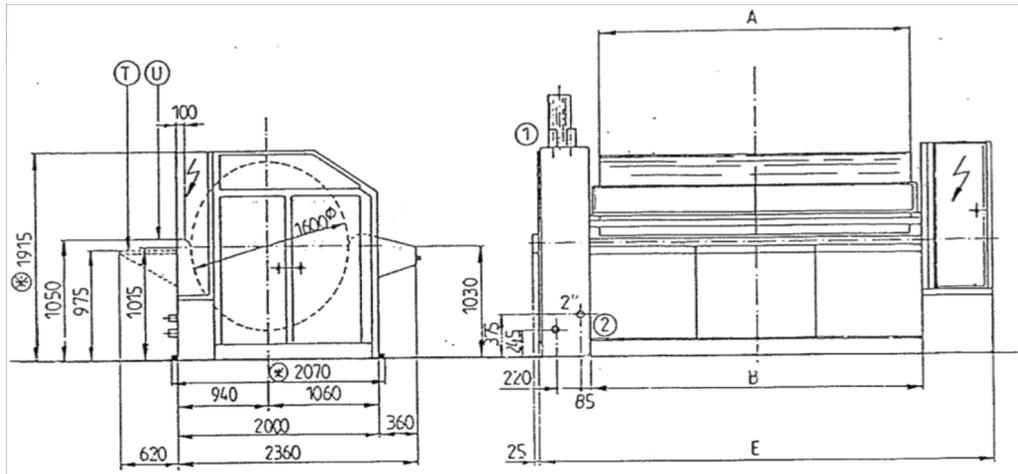


Imagen 5. Esquema calandra Lampaw 1600.

- Secadoras.

Disponemos de 6 secadores de transferencia por ciclos Passat SD50.

Estos equipos realizan el proceso de secado utilizando la fuerza centrífuga, proporcionada por el giro a altas revoluciones de un tambor, y la inyección de aire caliente (parte vapor) previamente tratado. En el secado también se lleva a cabo un proceso de enfriado con aire.

- Túneles de lavado.

La planta está equipada con dos túneles de lavado, uno de ellos a pleno funcionamiento (Girbau TBS-50/12) y otro casi en desuso (Girbau TM-55).

- Girbau TBS-50/12.

Es un túnel de lavado de 12 módulos individuales. Construido mediante un conjunto de 12 bombos, cada uno con su envolvente, formando un monobloque que proporciona una versatilidad en el lavado y una máxima eficiencia del mismo.

Este túnel de lavado es capaz de procesar unos 540 kg de media de ropa seca en cada lavado.

- Girbau TM-55.

Es un túnel de lavado de 12 módulos individuales, parecido a su predecesor, pero, con tecnología obsoleta.

Este túnel de lavado es poco eficiente y nada rentable. Su uso se limita a paradas en el Girbau TBS-50/12 o a incrementos grandes de la producción.



Imagen 6. Ejemplo de túnel de lavado Girbau.

- Túnel de batas.

La planta está equipada con un túnel de batas Fintec VarioJet que se utiliza únicamente en el tratado de uniformes, secándolos y planchándolos .

Este túnel de batas tiene una capacidad de tratar 1200 piezas/h.

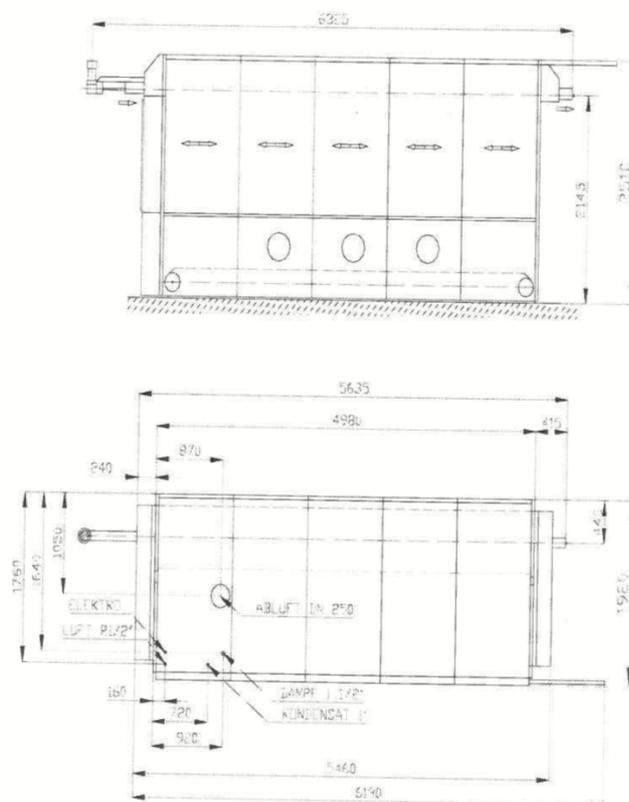


Imagen 7. Esquema túnel de batas.



4.2. Horas de trabajo.

La planta, actualmente, se encuentra en una media de 4800 horas de trabajo durante un año. Esta media de horas puede verse alterada dependiendo del año, es decir, la cantidad de horas en las que se encuentra en funcionamiento depende del año, y de la carga de trabajo que tenga la planta durante el mismo.

4.3. Producción.

En condiciones normales la planta produce 3000 kg/h de vapor . Esta producción puede verse alterada según la carga de trabajo con la que se encuentre la planta, ya que, a mayor carga de trabajo el consumo se verá incrementado sustancialmente.

Para la producción de vapor se utilizan dos calderas Olmar pirotubulares, con una capacidad de producción de 3500 kg/h. Como se explica en la descripción de la planta, una de ellas se encuentra en funcionamiento mientras la otra sirve de apoyo ante algún imprevisto. En casos excepcionales, donde la carga de trabajo es muy alta, y para no forzar una caldera, se ponen ambas a producir.

Una parte de la producción es aprovechada en la recogida de los condensados, lo que implica una reducción de la misma de manera continuada mientras, dicho proceso, sea eficiente.

4.4. Consumos.

En este apartado se recogen y se distinguen los diferentes consumos de la planta.

4.4.1. Consumo de vapor.

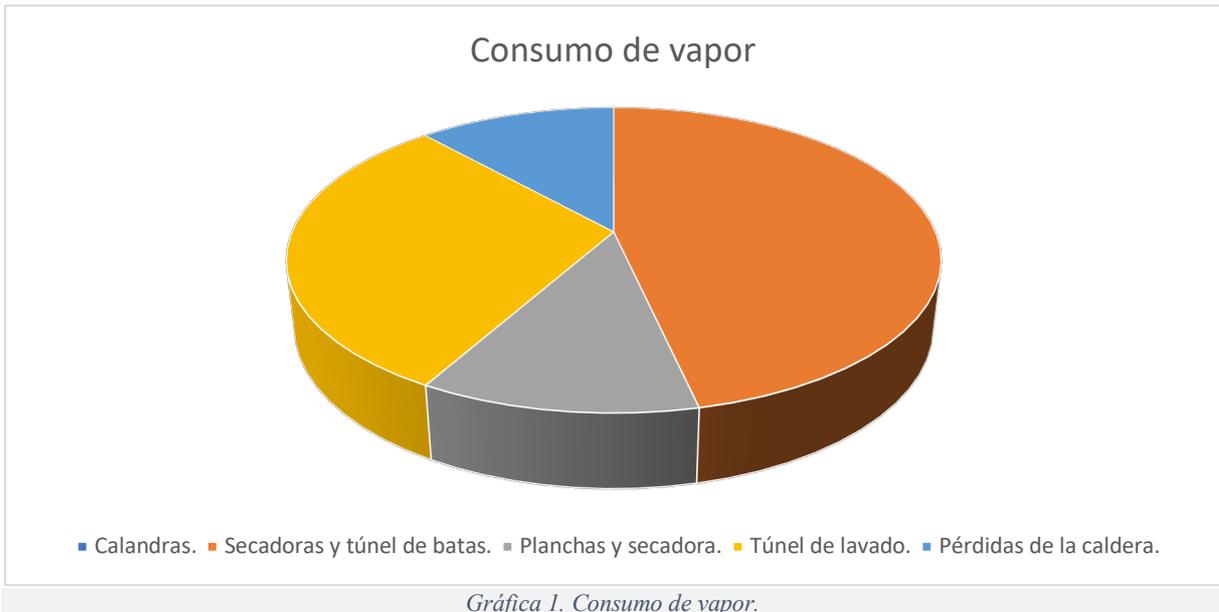
El consumo de estos equipos nunca es fijo, si no variable, pero, para ser lo más exactos posibles se trabaja con medias de consumos facilitadas por la empresa.

Los 3000 kg/h producidos por la caldera son consumidos por los equipos recogidos en la siguiente tabla:

| Equipo: | Consumo (kg/h): |
|-----------------------------|-----------------|
| Calandras. | 2140 |
| Secadoras y túnel de batas. | 400 |
| Planchas y secadora. | 100 |
| Túnel de lavado. | 260 |
| Pérdidas de la caldera. | 100 |

Tabla 1. Consumo de vapor.

En la siguiente gráfica se observa a simple vista que el mayor consumidor de vapor son las calandras. Estos equipos serán un punto importante a estudiar.



4.4.2. Consumo de gas natural.

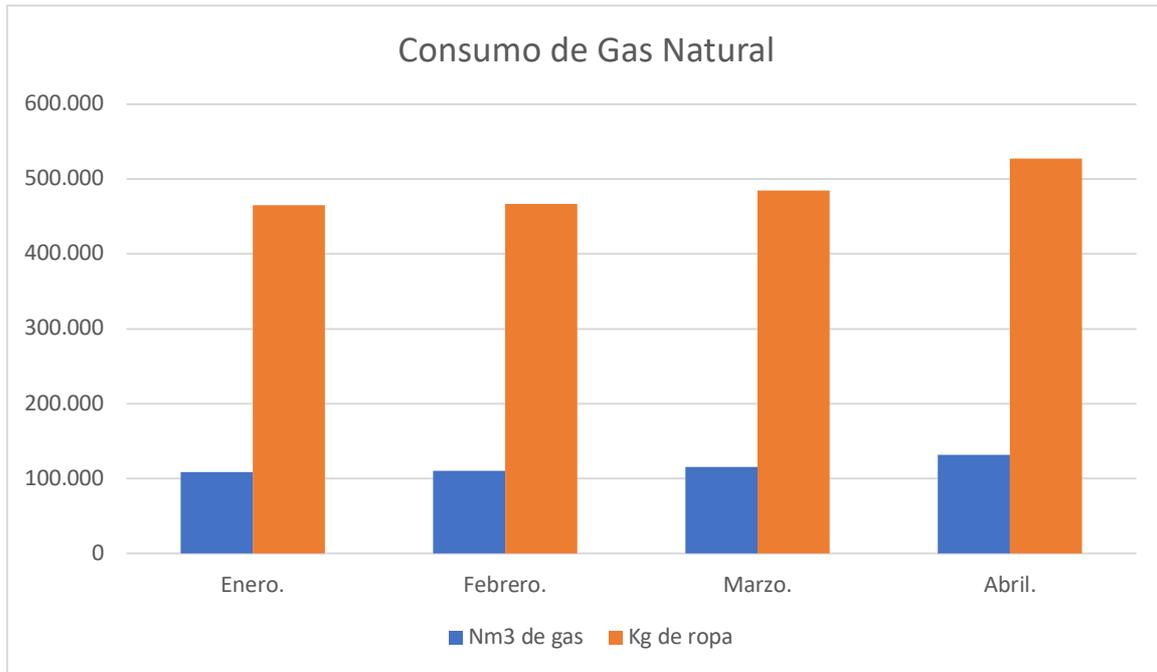
El gas natural es el combustible quemado en las calderas para la producción de vapor.

El consumo es totalmente dependiente de la producción, un aumento de la producción provoca un incremento del consumo.

Los datos que se aportan en este proyecto y que se recogen en la siguiente tabla, son datos oficiales proporcionados por la compañía de los consumos frente a la producción en un periodo de tiempo del año 2017.

| AÑO 2017 | | | | |
|----------|---------------|------------------------|----------------|---------------------|
| | | Nm ³ de gas | Kg de ropa | Nm ³ /kg |
| Mes | Enero. | 109.010 | 464.900 | 0,23448053 |
| | Febrero. | 110.801 | 467.060 | 0,23723076 |
| | Marzo. | 115.439 | 484.670 | 0,23818062 |
| | Abril. | 131.564 | 527.890 | 0,24922617 |
| | Total: | 466.814 | 1.944.520 | 0,24006644 |
| | Media: | 116.703,50 | 486.130 | 0,24006644 |

Tabla 2. Consumo de Gas Natural.



Gráfica 2. Consumo de gas natural frente a la producción.

Con un precio estimado, acorde con el mercado, de 0,045 €/kWh, el coste del gas natural asciende a 273.002,16 €/año siendo 6.066.714,74 kWh/año ([Véase cálculo en el Anexo](#)) la energía consumida a lo largo de un año.

4.4.3. Consumo de productos químicos.

El consumo de productos químicos es constante en el tratamiento de agua de la caldera. Dentro de este consumo diferenciamos dos productos con fines distintos:

- RESTIN®: Este producto combate la corrosión, producida en la caldera, por la reacción del oxígeno disuelto con los componentes metálicos de la misma. Su precio medio de mercado es de 3,40 €/kg aproximadamente.
- INCUS®: Este producto combate los precipitados e incrustaciones que se acumulan en las paredes de la caldera con el paso del tiempo dificultando el intercambio de calor. Su precio medio de mercado es de 3,30 €/kg aproximadamente.

El consumo de estos productos está relacionado con el tiempo de trabajo y producción de las calderas, ya que es directamente proporcional al consumo de agua con el que trabajan.

La media de consumo anual de estos productos es de 800 kg y 1400 kg respectivamente. Estos datos han sido facilitados por personal de la planta.

Teniendo en cuenta los precios de los productos y el consumo de los mismos, el coste anual de la química asciende a unos 7340 €/año aproximadamente.



4.4.4. Consumo de agua.

No se tienen datos muy precisos del consumo de agua, debido a las dificultades que entraña llevar a cabo dicho control, pero, se tiene una estimación fiable con la que trabajan los responsables de la planta. El dato es el siguiente: 3.600 m³ de agua anualmente, lo que supone un coste de 5040 €/año aproximadamente, si tomamos como precio medio 1,40 €/ m³.

4.4.5. Consumo de energía eléctrica.

En este apartado sólo se trabajará con los datos de consumo de las calderas, ya que, de los demás equipos no se recoge en la planta. Es decir, sólo conocemos datos precisos y concisos de las calderas, los demás consumos no pueden ser diferenciados por la forma en que está establecida la planta.

Cada caldera consume 11,5 kWh de energía eléctrica de forma regular y casi constante, ya que, los regímenes de trabajo raramente oscilan.

Se calculará el gasto energético de una sola caldera; la otra es auxiliar y el poco funcionamiento que tiene se puede menospreciar.

Con un funcionamiento anual de 4800 h aproximadamente y un precio medio de 0,036 €/kWh, el coste de energía eléctrica es de 1.987,20 €/año.

Los datos han sido aportados por la compañía.

4.4.6. Resumen de consumos.

En la siguiente gráfica no se refleja el consumo de vapor debido a que dicho producto forma parte de la producción de la planta. Solamente se reflejarán datos de los consumos de energía eléctrica, gas natural, agua y productos químicos.

| Producto | Consumo | Costes (€) |
|---------------------|---------------------------|-------------------|
| Energía eléctrica. | 55.200 kWh/año | 1987 |
| Gas natural. | 6.066.714,74 kW/año | 273.002,16 |
| Agua. | 3.600 m ³ /año | 5040 |
| Productos químicos. | 2.250 kg/año | 7340 |
| TOTAL | 6.127.764,74 | 287.369,16 |

Tabla 3. Resumen de consumos.

Teniendo en cuenta los gastos globales de la planta para la producción en un año, los gastos ascienden a unos 420.000 €.

Este dato ha sido proporcionado por la empresa.



5. Estudio de la planta.

En el estudio de la planta se desarrollan los trabajos realizados en las calderas y se explican los problemas encontrados en el mismo.

Por una parte se expone el estudio de las calderas donde se calcula la potencia y eficiencia de las mismas en busca de problemas o errores que hagan menos productiva la planta.

Por otra parte se desarrollan los principales problemas encontrados que hacen que la instalación no sea plenamente competitiva.

5.1. Estudio de las calderas.

5.1.1. Rendimiento de la caldera.

El **rendimiento** (η) de la caldera se puede definir como la relación entre la energía del vapor producido con el calor necesario para producir dicha energía.

$$\eta = \frac{\text{energía del vapor producido}}{\text{calor necesario para producir el vapor}} \times 100$$

Sin embargo, el rendimiento (η) de nuestra caldera será obtenido a través de los análisis de combustión proporcionados por la empresa. A este rendimiento se le ha de restar el 1% de la potencia de la caldera, que representa las pérdidas por radiación y convección de la misma.

Por lo tanto tenemos que:

$$\eta = \eta_{\text{combustión}} - 1\% \text{ Potencia}$$

$$\eta = 90,22$$

A continuación, se recogen en una tabla los datos contenidos en un análisis de combustión de nuestra caldera.

| Temperatura de humos | % CO ₂ | ppm CO | % O ₂ | Temperatura ambiente (°C) | Tiro (mbar) | λ | η |
|----------------------|-------------------|--------|------------------|---------------------------|-------------|-----------|--------|
| 204,8 | 9,01 | 0 | 5,1 | 30,6 | -625 | 1,3 | 90,8 |

Cabe destacar que el rendimiento (η) calculado anteriormente es algo teórico, esto se debe al sistema de quemadores que usan las calderas, y al uso propio que se les da a las mismas. Ambas razones se explican a continuación:

- Quemadores.

Los quemadores que se encontraron en las calderas son de dos velocidades, es decir, este tipo de quemadores tienen tres posiciones para regular la presión a la que se desea producir el vapor.



Una posición es “apagado”, esta posición se activa cuando la caldera esta a presión optima y desciende el consumo de vapor de la planta.

Las otras dos posiciones dan nombre al tipo de quemador, dos velocidades. La primera de ellas es “baja”, esta posición hace trabajar a la caldera a baja carga ya que la presión de trabajo es optima. Cuando esta disminuye entra la segunda posición llamada “alta”, esta posición trabaja cuando la presión de trabajo desciende.

Una vez se explican las posiciones de los quemadores se explicará por qué afecta al redimiendo de la caldera. La caldera estando en posición de “apagado” y se tiene intención de arrancar, antes de nada hay que hacer un barrido del hogar. Este barrido se realiza con aire frio, lo que provoca un descenso de la temperatura de la caldera que habrá que recuperar empleando más energía, traducido a un consumo mayor de gas natural.

- Plan de uso de las calderas.

La planta consta de dos calderas, y ambas por la noche son apagadas lo que supone un enfriamiento de las mismas. Que las calderas enfríen supone que una vez sean requeridas hay que calentarlas, lo que provoca un gasto energético que disminuye el rendimiento (η).

Cuando la planta se encuentra en funcionamiento, una de las calderas está a plena carga y la otra se encuentra de apoyo. La caldera de apoyo se ha de mantener a unos parámetros constantes para cuando sea necesaria su intervención, esta forma de trabajar afecta perjudicialmente al rendimiento (η).

Se estima, que tras conocer las razones anteriores, el rendimiento (η) disminuye hasta un 80%, y e algunos casos hasta el 70%, aproximadamente. Esta estimación no se puede corroborar con cálculos, pero se reconoce que influye considerablemente al rendimiento.

5.1.2. Eficiencia de la caldera.

La **eficiencia (ef)** se define como la relación entre el valor teórico de producción y el valor real de producción. (Véase el calculo en el anexo)

Es decir:

$$ef = \frac{\text{Valor real de producción}}{\text{Valor teorico de producción}} \times 100$$
$$ef = 95,13 \%$$

Se conoce que:

$$\text{Valor teorico de producción} = \frac{\text{Potencia real}}{\text{Calor necesario}}$$

$$\text{Valor teorico de producción} = 3.153,63 \text{ kg/h}$$



5.1.3. Potencia de la caldera.

Para calcular la potencia real de la caldera se parte de la energía que nos cuesta convertir el agua a vapor, a unos parámetros determinados, y el caudal de alimentación de la misma. [\(Véase el calculo en el anexo\)](#)

Es decir:

$$P_{real} = \text{Energía de evaporación} \times \text{caudal de alimentación}$$

Si se conocen los siguientes datos:

| | |
|---|------------|
| Tª agua de alimentación | 20 °C |
| Presión de la caldera | 12 bar |
| Energía del agua a 20 °C | 83,6 kJ |
| Temperatura de evaporación de agua a 12 bar | 194 °C |
| Energía del vapor saturado a 194 °C | 2.785 kJ |
| Caudal de alimentación | 3.500 kg/h |

$$\text{Energía de evaporación} = \text{Energía del vapor saturado} - \text{Energía del agua}$$

$$\text{Energía de evaporación} = 2785 \text{ kJ} - 83,6 \text{ kJ}$$

$$\text{Energía de evaporación} = 2703 \text{ kJ}$$

Se tiene que:

$$P_{real} = 9.460.500 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \rightarrow 2.628 \text{ kW.}$$

5.1.4. Coste de producción del vapor.

El rendimiento bajo de la caldera provoca directamente un incremento del coste en la producción del vapor, pero, no es el único que factor que altera este coste ya que puede verse alterado, también, por el precio de la energía eléctrica, el precio del agua de alimentación y el precio de la química. Todos estos factores han sido tenidos en cuenta para calcular el coste total.

El coste se calcula relacionando el sumatorio de costes que intervienen en la producción de una tonelada con la energía real que se necesita para la producción del vapor. [\(Véase el calculo en el anexo\)](#)

$$\text{Costes de producción} = \sum \text{Costes}$$

$$\text{Costes} = 33,48 \text{ €/t}$$



Se sabe que el coste del agua de caldera más la química que se le aplica es aproximadamente 1,70€ la tonelada. Y para producir una tonelada el coste eléctrico asciende a 0,14€ la tonelada.

El coste del vapor se calcula a partir de la energía necesaria para evaporar 1 tonelada de agua en una parámetros determinados. Este coste es de 31,16 € la tonelada.

5.2. Problemas de la instalación.

5.2.1. Fugas de vapor.

Esta comprobación se realizará desde la salida de las calderas hasta los consumidores, revisando todas la líneas de distribución y los equipos que se encuentren en ellas, desde purgadores a reductores de presión.

El objetivo principal de estas comprobaciones es asegurarse que no existen pérdidas de vapor y comprobar el correcto funcionamiento de los equipos que están en contacto con el vapor.

Para la detección de fugas se utilizará un sistema de ultrasonidos. Este detecta los ruidos producidos por los escapes de vapor con facilidad.

Tras realizar dicha comprobación se han encontrado pérdidas en alguna línea de distribución, siendo estas mínimas, y en algún purgador, en concreto 6 de un total de 44.

Las pérdidas están localizadas en:

- Líneas de distribución:
 - Se han encontrado algunas porosidades en los codos bajantes de la línea de distribución de alta presión que sale del colector principal.
- Purgadores:
 - Secadora 6.
 - Secadora 2. Purgador FT-14/14 TV.
 - Plancha 1. Purgador FT-14/10 TV.
 - Plancha 2. Purgador FT-14/10 TV.
 - Calandra 3. Purgador FT-14/10 TV.
 - Final de línea. Purgador TD42H.

Para estimar la cuantificación de las pérdidas por fugas de vapor se calcularán las encontradas e los purgadores solamente, ya que las debidas a porosidades son ínfimas y pueden ignorarse.

Las pérdidas de los purgadores serán calculadas de la siguiente manera:

$$W = 0,00751 \times E \times d^2 \times \sqrt{\frac{DP}{vg}} \times \frac{1}{4}$$

Siendo W = pérdida de vapor en kg/h.



$$E = \frac{1}{\sqrt{1-\beta^4}} \text{ y } \beta = \frac{d}{D}$$

d = diámetro del orificio en mm.

D = diámetro de tubería en mm.

vg = volumen específico del vapor a la presión de la línea en m³/kg.

DP = presión diferencial a través del orificio en mm de agua (P1 – P2).

Siendo la fórmula a utilizar:

$$P2 = 58\% \text{ de } P1$$

Donde P1 = presión de línea de vapor en bar.

P2 = presión de la línea de condensado en bar.

Se recogen en la siguiente tabla los resultados de los cálculos ([Véase el cálculo en el Anexo](#)) de las pérdidas de los purgadores.

| Modelo de purgador | Localización | Pérdidas (kg/h) | Coste anual (€) |
|--------------------|----------------|-----------------|-----------------|
| FT-14/14 TV | Secadora 6 | 17,94 | 3335,607 |
| FT-14/14 TV | Secadora 2 | 17,94 | 3335,607 |
| FT-14/10 TV | Plancha 1 | 7,16 | 1330,81 |
| FT-14/10 TV | Plancha 2 | 7,16 | 1330,81 |
| FT-14/10 TV | Calandra 3 | 12,25 | 2277,02 |
| TD42H | Final de línea | 13,16 | 2456,20 |
| TOTAL | | 62,45 | 9332,834 |

Tabla 4. Resumen de pérdidas en purgadores.

En un año se estima que las pérdidas alcanzan los 299.760 kg/año de vapor revaporizado expulsado a la atmósfera por los purgadores.

5.2.2. Pérdida de energía del condensado.

Esta pérdida se produce cuando los condensados recuperados, que proceden de los diferentes equipos (no todos), llegan al tanque de alimentación de la caldera generando una gran cantidad de vapor flash, esto se debe a que el agua del tanque es incapaz de absorber tal energía que le es suministrada. El vapor flash producido es emitido a la atmósfera sin ser aprovechado.

La emisión de este vapor, en este caso excesiva, supone grandes pérdidas en el sistema productivo porque supone un gasto de combustible, agua y productos químicos innecesario. Es decir, se están consumiendo una parte de esos productos para generar vapor que no va a ser reutilizado al ser emitido a la atmósfera.



Se estima que la pérdida de condensado es:

| Equipo | Caudal (kg/h) | Presión (bar) | Energía Revaporizado (kJ/kg) | Energía Condensado (kJ/kg) | Energía total (kJ/kg) |
|--------------|---------------|---------------|------------------------------|----------------------------|-----------------------|
| Calandras | 2.000 | 5 | 273.640 | 1.067.955 | 1.341.595 |
| Secadoras | 500 | 12 - 4,5 | 139.272 | 252.371 | 391.643 |
| TOTAL | | | 412.912 | 1.320.326 | 1.733.238 |

Efecto contaminante.

El vapor flash emitido a la atmosfera contribuye cambio climático incrementando el efecto invernadero. Dicho vapor aumenta el porcentaje de humedad en la atmosfera provocando un aumento de temperatura en la misma, lo que a su vez incrementa la presencia de CO₂ y otros gases de efecto invernadero de larga duración.



Imagen 8. Ejemplo de emisión de vapor.

5.2.3. Rendimiento de la caldera.

Uno de los problemas con los que nos encontramos es el rendimiento de la caldera.

Tras analizar el funcionamiento de la misma estudiando los análisis de combustión, se puede concluir en que su rendimiento es inferior al que debería.

EL rendimiento se ve afectado por la combustión, y esta no está entre los rangos normales. Se llega a esta deducción comparando los valores de porcentaje de CO₂, O₂ y las ppm de CO con los que



deberían de ser. En la siguiente tabla se muestra la comparación con dichos valores para una caldera de estas características que consume gas natural.

| | % CO ₂ | ppm CO | % O ₂ |
|-----------------------|-------------------|----------|------------------|
| Valores nominales | 8 - 11 % | 80 - 100 | 2 - 6 % |
| Valores de la caldera | 13,01% | 113 | 8,10% |

Como se puede observar todos los valores se encuentran fuera de rango, lo que es indicativo de que se está produciendo una mala combustión.

5.2.4. Conclusión de los problemas.

Los problemas que se encuentran en esta planta suponen un coste importante para la instalación por dos grandes motivos:

1. Un porcentaje alto del vapor que se produce no se aprovecha al 100%.
2. Un porcentaje de vapor es desechado a la atmosfera e forma de pérdidas.
3. El coste de producción del vapor es más caro de lo que debería ser debido al bajo rendimiento que ofrece la caldera.

Estos costes han de ser reducidos para potenciar el rendimiento de la planta, y para ello se han de resolver los problemas mencionados anteriormente.

6. Propuestas de mejora.

Para paliar el mayor problema de la planta, la pérdida de vapor flash, se busca un sistema que sea capaz de aprovechar la energía que se desecha a la atmósfera.

6.1. Sistema de recuperación de la energía del condensado. (SRE)

Este sistema se compone de dos intercambiadores de calor tubulares, un tanque de almacenamiento de revaporizado y un conjunto de líneas para la conducción del mismo equipadas con varios tipos de válvulas, purgadores y demás elementos que permiten un correcto funcionamiento.



Imagen 9. Sistema de recuperación de energía instalado en la planta.

Descripción del sistema.

El sistema está compuesto, concretamente, por los siguientes equipos:

- Cabezal mezclador.
- Tanque de revaporizado. Es un recipiente donde se separa el condensado en fase líquida del de fase vapor.



- Intercambiadores de calor. Son intercambiadores de tubos concéntricos que transmiten el calor del revaporizado al agua de alimentación de la caldera.
- Válvula limitadora de presión. Es una válvula de seguridad que regula la presión del tanque de revaporizado y de la línea de vapor.
- Válvula de alimentación de la caldera. Esta válvula regula la entrada de agua a las calderas de forma que su paso sea continua y regular.
- Línea de tuberías.
- Purgadores, eliminadores de aire y rompedores de vacío. Todos ellos son elementos de seguridad que permiten un funcionamiento seguro del sistema. Los purgadores y eliminadores son válvulas automáticas que se abren en presencia de condensado y cierran en presencia de vapor.
- Filtro. Se asegura de que el vapor no contenga partículas que dañen al sistema.
- Válvulas de corte, seguridad y retención.

6.1.1. Funcionamiento del SRE.

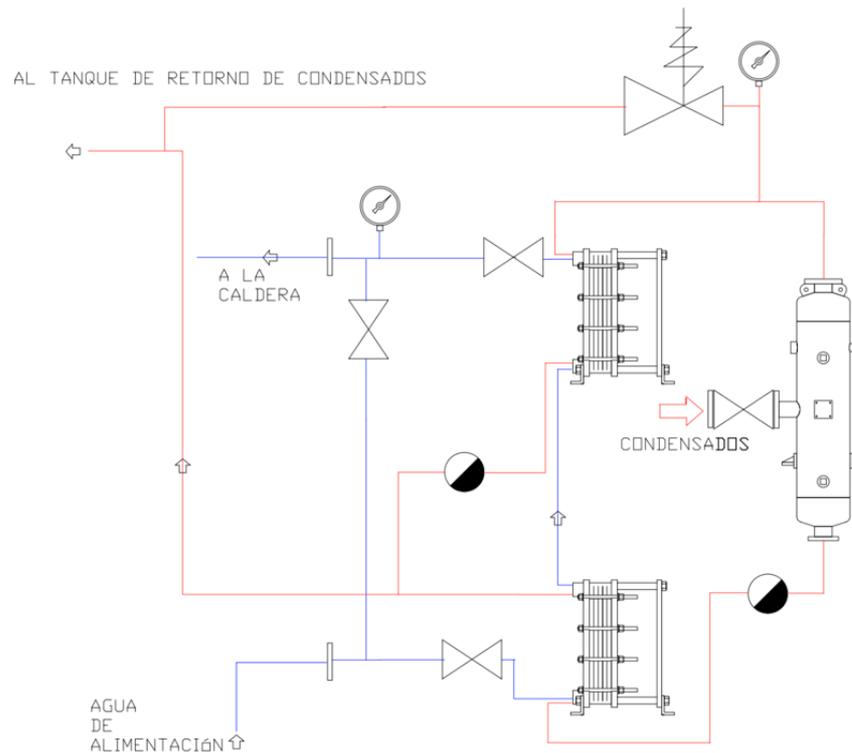
El principio de funcionamiento se basa en aprovechar la energía cedida por los condensados para aumentar la temperatura del agua de alimentación de las calderas.

El proceso empieza con la recogida del condensado generado en los equipos consumidores en un tanque de revaporizado, donde parte del mismo se revaporiza y otra parte se mantiene como condensado.

La parte condensada se hace circular a través del primer intercambiador con el objetivo de precalentar el agua de alimentación.

La parte que se revaporiza se hace circular por el segundo intercambiador con el objetivo de aumentar lo máximo posible la temperatura del agua de alimentación. El aumento de temperatura se consigue tras aprovechar la energía que contiene el revaporizado, generado en el tanque de revaporizado, en un intercambio de calor con el agua de alimentación de la caldera.

El agua de alimentación sigue un circuito cerrado, pasando por los intercambiadores hasta llegar a la caldera.



Plano 2. Instalación SRE

Para maximizar el aprovechamiento de la energía del condensado, el sistema de recuperación genera una contrapresión en el conjunto de líneas de retorno de condensado. Esto se debe a que si se mantiene una presión mas alta a la atmosférica la energía contenida en el vapor es superior, y por lo tanto, el aprovechamiento de la misma sería mas sustancial. Se intentará que la contrapresión sea lo mayor posible, para ello se tendrán en cuenta las presiones con las que retoman los condensados. Esta presión rondará sobre los 4 bar aproximadamente.

En caso de que haya un exceso de presión las líneas están equipadas con válvulas de seguridad que aliviarían la sobrepresión.

6.1.2. Estudio del SRE.

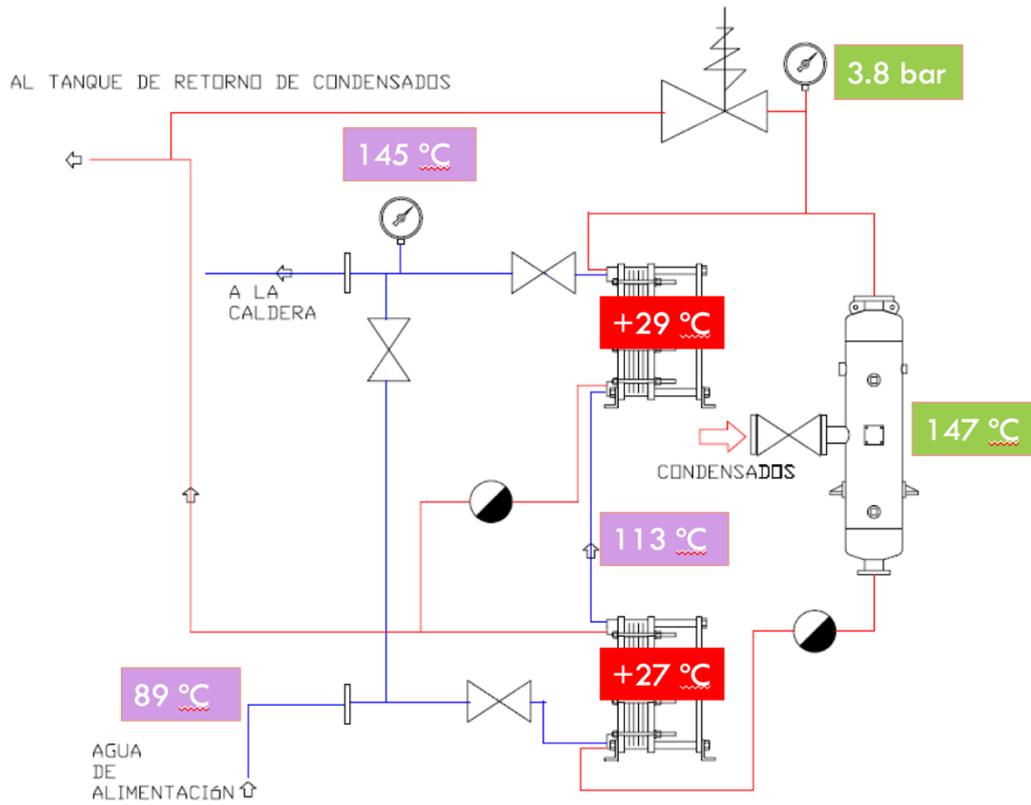
Una vez instalado en la planta, se procede a la recogida de datos para analizar y estudiar el funcionamiento del sistema.

Cabe reseñar que antes de la instalación del mismo se tenían los siguientes datos:

- Temperatura agua de alimentación: 90 °C.
- Entalpía del agua saturada (liq. Saturado) a 90 °C: 376 kJ/kg.
- Calor requerido (kJ) por kilogramo (kg) de vapor (90 °C): 2408 kJ/kg.

Tras las instalación se recogen los siguientes datos:

- Temperatura agua de alimentación: 145 °C.
- Calor requerido (kJ) por kilogramo (kg) de vapor (145 °C): 2175 kJ/kg.
- Entalpía del agua saturada (liq. Saturado) a 90 °C: 610 kJ/kg.



Plano 3. SRE en funcionamiento.

Si comparamos ambos datos, antes y después de la instalación, en el diagrama de Andrews en una grafica T-h observaremos la base teórica del funcionamiento del SRE. Esto se refleja en la siguiente ilustración:

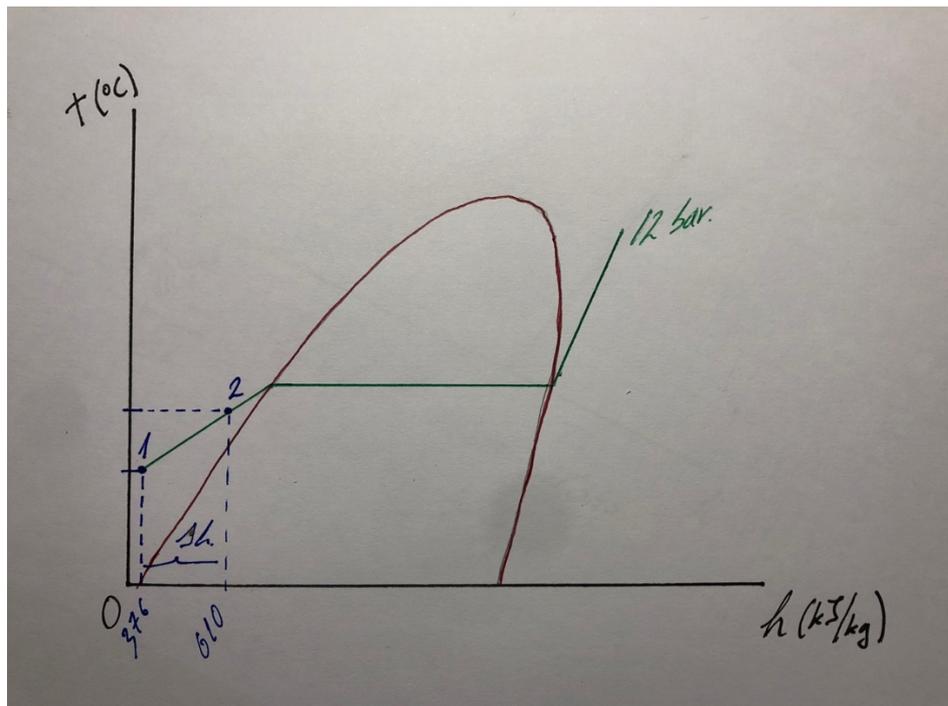


Ilustración 1. Campana de Andrews gráfica T-h.

En la gráfica se observa la reducción de energía que se ha de emplear para generar vapor si la temperatura del agua de alimentación de la caldera es superior.

Antes de la instalación del SRE eran necesarios 2408 kJ para evaporar un kilogramo (kg) de vapor, sin embargo, ahora solamente hacen falta 2175 kJ para evaporar un kilogramo (kg) de vapor.

Por lo tanto, obtenemos un ahorro (Δh) de

$$\Delta h = h_1 - h_2 \approx 610 - 376 \approx 234 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \text{aproxiamdamente.}$$

6.2. Cambio de quemadores en las calderas.

Para asegurar una combustión óptima se recomienda el cambio de los actuales quemadores por los que a continuación se describen.

6.2.1. Weishaupt G9-1DZMD.

Estos quemadores modulantes ofrecen una serie de ventajas respecto a los anteriores, pero, la razón por la que se han propuesto es que aseguran una combustión eficiente y completa.

Los quemadores Weishaupt G9-1DZMD son capaces de funcionar automáticamente controlando que la combustión sea la correcta, para ello controlan la llama con un programador haciendo que esta sea siempre estable y concuerde con la cantidad de mezcla, combustible y comburente, introducidas en la caldera. La llama varía en función de la presión de la caldera, y se mueve entre un 25% y un 90% de carga, evitando así las dos posiciones extremas de los antiguos quemadores, que hacían disminuir el rendimiento de la caldera.

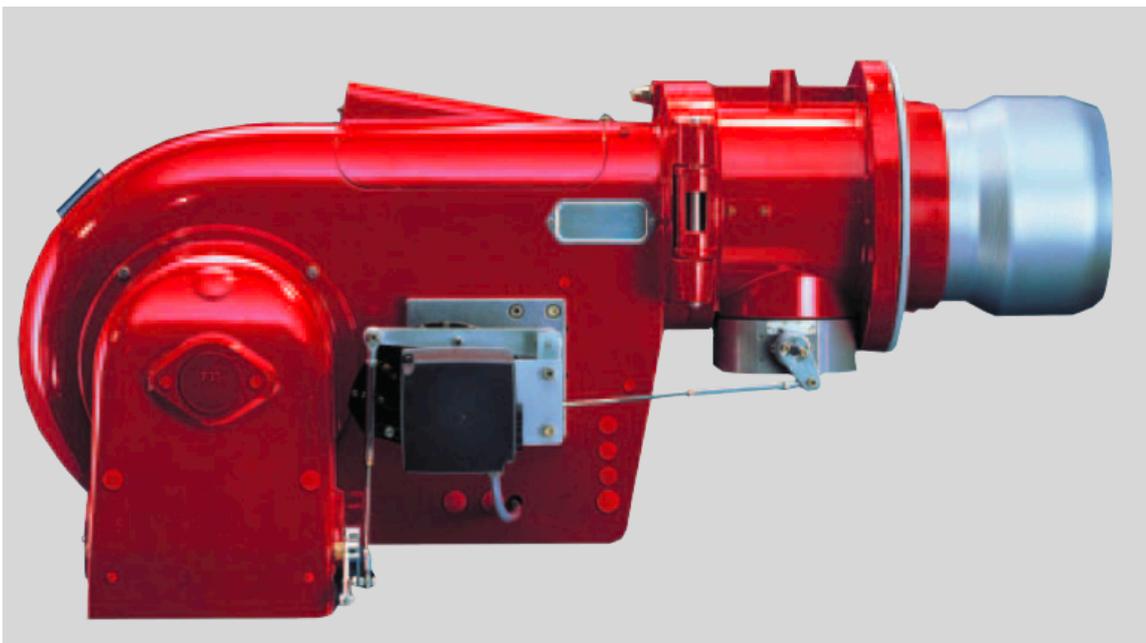


Imagen 10. Quemador Weishaupt G9-1DZMD.



Con este cambio se intenta aumentar el rendimiento de las combustiones.

Una combustión más eficiente nos afectaría directamente al consumo de gas natural reduciéndolo, influiría en la calidad del vapor provocando un aumento de la misma y disminuiría considerablemente las emisiones contaminantes a la atmosfera.

6.3. Eliminación de fugas.

Se recomienda que todos aquellos purgadores en los que se han detectado fugas sean sustituidos, por unos iguales, con el fin de evitar pérdidas innecesarias de vapor a la atmósfera.

Además, las fugas detectadas e líneas han de ser reparadas.



7. Resultados.

7.1. Resultados previstos antes de la instalación.

Se prevé que una vez se hayan instaladas mejoras propuestas la planta reduzca un 15% los gastos de producción y funcionamiento. ([Véase los cálculos en el Anexo](#))

Este porcentaje se razona de la siguiente manera:

- Instalación de S.R.E.

Con la instalación de este sistema de recuperación de energía se prevé un ahorro de un 8% aproximadamente. Este ahorro se justifica:

Si antes de su instalación se trabajaba con los siguientes datos:

| | |
|--|-------------|
| Temperatura agua de alimentación | 90 °C. |
| Entalpía del agua saturada (liq. Saturado) a 90 °C | 376 kJ/kg. |
| Calor requerido (kJ) por kilogramo (kg) de vapor (90 °C) | 2408 kJ/kg. |

El consumo de Gas Natural, energéticamente hablando, sería de:

$$\text{Consumo } G.N._{\text{antes}} = \frac{\text{Calor requerido}}{(\eta)}$$

$$\text{Consumo } G.N._{\text{antes}} = 2.675 \text{ kJ/kg}$$

Si después de su instalación se trabajaba con los siguientes datos:

| | |
|---|-------------|
| Temperatura agua de alimentación | 145 °C. |
| Calor requerido (kJ) por kilogramo (kg) de vapor (145 °C) | 2175 kJ/kg. |
| Entalpía del agua saturada (liq. Saturado) a 90 °C | 610 kJ/kg. |

El consumo de Gas Natural, energéticamente hablando, sería de:

$$\text{Consumo } G.N._{\text{después}} = \frac{\text{Calor requerido}}{(\eta)}$$

$$\text{Consumo } G.N._{\text{después}} = 2.416 \text{ kJ/kg}$$



Por lo tanto, se obtiene un ahorro de:

$$\text{Ahorro} = \text{Consumo } G.N. \text{ antes} - \text{Consumo } G.N. \text{ después}$$

$$\text{Ahorro} = 529 \text{ kJ/kg}$$

Se conoce que por el SRE existe un paso de un caudal de 2.500 kg/h. Si se calcula la cantidad de calor que se aprovecha, se sabrá la cantidad de energía que se ahorra con la instalación del SRE.

$$q = Q \times C_e \times \Delta T$$
$$q = 627.000 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \rightarrow 174 \frac{\text{kW}}{\text{h}}$$

Anualmente se ahorran 835.200 kW/h, lo que supone un ahorro entre el 9 % y el 10% aproximadamente.

Además del aprovechamiento del revaporizado, el SRE cambia la alimentación de la caldera. Es decir, antes la alimentación de la caldera era discontinua, no era constante y regular siempre, y ahora si lo es. Este cambio en la alimentación se estima que supone un 1 % de ahorro aproximadamente.

Si tenemos e cuanta todos los factores, con la instalación de SRE ahorramos entre un 10 % y un 11 %.

- Cambio de quemadores.

Con la instalación de los nuevos quemadores modulantes se pretende crear una combustión constante y regulada. Estos se estima que supone un 2 % de ahorro respecto a sus predecesores.

- Eliminación de las fugas.

Con la eliminación de las fugas se estima que se estaría ahorrando un 2 % anual.

En resumen, tras las instalación de las mejoras propuestas la planta estaría ahorrando un 15 % aproximadamente anual en su producción. Lo que económicamente hablando suponen 63.000 € anuales aproximadamente.



7.2. Resultados tras la implantación de la propuesta.

Tras la instalación de las medidas propuestas se estudian los resultados provocados por las mismas en la planta al mes de funcionamiento.

Una vez se ha realizado el estudio, se encuentra un ahorro muy superior al estimado, ya que, por datos ofrecidos por la planta el ahorro asciende a los 10.000 € mensuales aproximadamente, o lo que es igual, a unos 120.000 € anuales. Esto significa que se ha conseguido un ahorro más o menos del 28 % .

Y ¿cómo ha sucedido?

Se decide esperar al siguiente mes para corroborar la información, y mientras se espera, a su vez se estudia el comportamiento de los equipos, que conforman la planta, durante su trabajo.

Durante este estudio se observa una anomalía en el túnel de batas.

Para que se entienda, el túnel de batas es un equipo que trabaja con vapor a 5 bar, aproximadamente, el cual utiliza para secar y planchar las batas.

En medio del estudio se decide variar la presión disminuyéndola hasta 2 bar, y en esta operación se descubre el por qué de tanto ahorro. Antes de la instalación del SRE, si se realizaba esta operación el vapor de agua utilizado para secar y planchar contenía gotas de agua, lo que hacía que aparecieran manchas en la ropa recién lavada. Tras la instalación del SRE se descubre que bajando la presión a 2 bar el resultado es el mismo que a una presión superior, es decir, no hay constancia de que haya gotas de agua contenidas en el vapor que puedan manchar la ropa. Y ¿a qué se debe esto? Esto se debe a una mejora sustancial en el título del vapor, al alimentar a la caldera con un agua a una temperatura superior se consigue un aumento del título.

¿Cómo aumenta el título al aumentar la temperatura de alimentación?

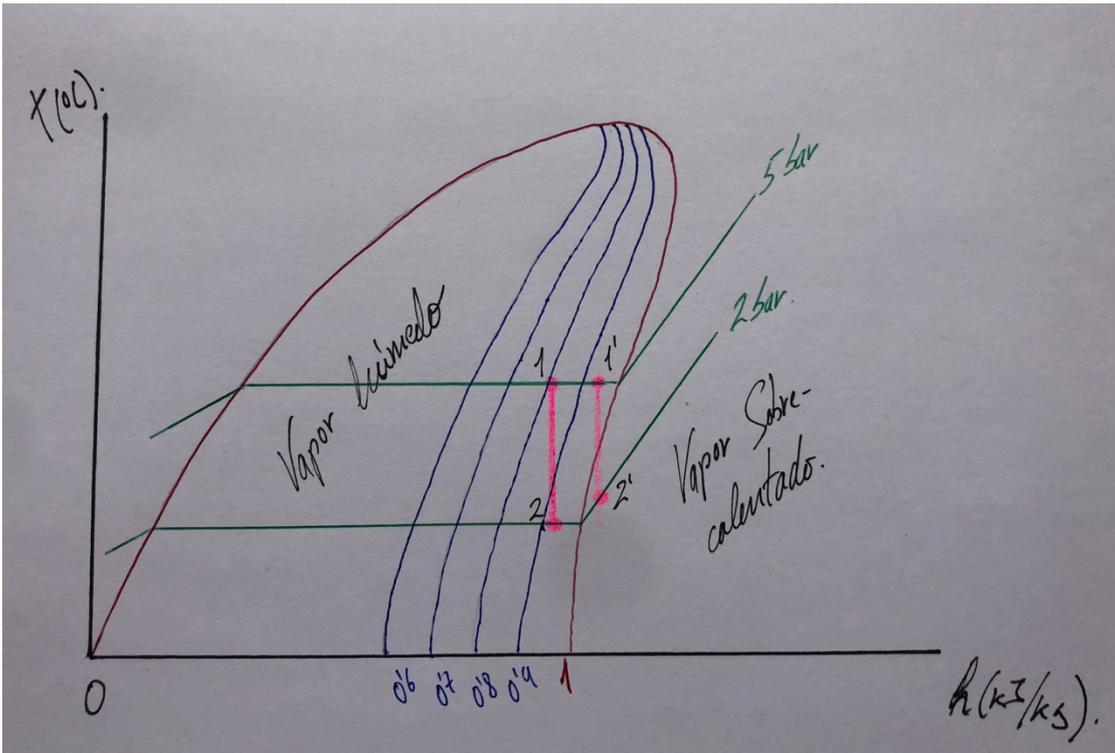
Esto cambio se produce en la caldera. Antes la parte de superficie de la caldera destinada a calentar el agua era mucho mayor a la actual, por lo que ahora se aprovecha una parte de superficie mayor para evaporar el vapor. Este aumento de superficie hace que la calidad del vapor sea superior, y no sólo eso, ya que es capaz de producir la misma cantidad de vapor con menos energía.

Todo esto afecta sustancialmente al rendimiento (η) de la caldera, lo que afecta directa y positivamente al ahorro.

Para que se entienda mejor, se explicará la base teórica en la campana de Andrews.

Como se puede observar en la imagen inferior, cuando descendemos la presión del vapor su título mejora.

Cuando el SRE aún no estaba instalado (puntos 1 y 2 en la gráfica) , al disminuir la presión el título no aumentaba lo suficiente para que el vapor no contuviese gotas de agua, ya que, inicialmente el título era bajo. Pero, cuando el SRE ya ha sido instalado (puntos 1' y 2' en la gráfica), el título mejora lo suficiente como para que cuando se descienda la presión este ya sea lo suficientemente bueno como para que el vapor no contenga gotas de agua.





8. ANEXOS.

8.1. Cálculo consumo gas natural.

Conociendo los siguientes datos:

| AÑO 2017 | | | | |
|----------|---------------|------------------------|----------------|---------------------|
| | | Nm ³ de gas | Kg de ropa | Nm ³ /kg |
| Mes | Enero. | 109.010 | 464.900 | 0,23448053 |
| | Febrero. | 110.801 | 467.060 | 0,23723076 |
| | Marzo. | 115.439 | 484.670 | 0,23818062 |
| | Abril. | 131.564 | 527.890 | 0,24922617 |
| | Total: | 466.814 | 1.944.520 | 0,24006644 |
| | Media: | 116.703,50 | 486.130 | 0,24006644 |

Y conociendo la forma de calcular el consumo:

$$Q = \frac{\text{consumo de combustible} \times \text{tiempo} \times \text{PCI}}{3600 \text{ kJ/kWh}}$$

Se calcula el consumo de gas natural:

$$Q = \frac{116.703,5 \text{ Nm}^3/\text{mes} \times 4.800\text{h} \times 38.988 \text{ kJ}/\text{Nm}^3}{3600 \text{ kJ}/\text{kWh}}$$

$$Q = 6.066.714,74 \text{ kWh}/\text{año}$$

Una vez calculado el consumo se puede obtener el coste del gas natural:

$$\text{Coste G. N.} = Q \times \text{Precio kWh}$$

$$\text{Coste G. N.} = 6.066.714,74 \times 0,045$$

$$\text{Coste G. N.} = 273.002,16 \text{ €/año}$$

8.2. Cálculo pérdidas en purgadores.

Conociendo los siguientes datos:

| Modelo de purgador | Tamaño (mm) | Presión (bar) | Orificio (mm) |
|--------------------|-------------|---------------|---------------|
| FT-14/14 TV | 20 | 12 | 4,5 |
| FT-14/14 TV | 20 | 12 | 4,5 |
| FT-14/10 TV | 15 | 4,5 | 4 |
| FT-14/10 TV | 15 | 4,5 | 4 |
| FT-14/10 TV | 25 | 5 | 5 |
| TD42H | 15 | 12 | 4 |



Las pérdidas de los purgadores serán calculadas de la siguiente manera:

$$W = 0,00751 \times E \times d^2 \times \sqrt{\frac{DP}{vg}} \times \frac{1}{4}$$

Siendo W = pérdida de vapor en kg/h.

$$E = \frac{1}{\sqrt{1-\beta^4}} \text{ y } \beta = \frac{d}{D}$$

d = diámetro del orificio en mm.

D = diámetro de tubería en mm.

vg = volumen específico del vapor a la presión de la línea en m³/kg.

DP = presión diferencial a través del orificio en mm de agua (P1 – P2).

Siendo la fórmula a utilizar:

$$P2 = 58\% \text{ de } P1$$

Donde P1 = presión de línea de vapor en bar.

P2 = presión de la línea de condensado en bar.

Una vez se tienen los datos y los métodos de cálculo se procede a obtener los resultados para los siguientes purgadores:

- FT-14/14 TV.

$$d = 4,5 \text{ mm}; D = 20\text{mm}; vg(12 \text{ bar}) = 0,15 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$E = \frac{1}{\sqrt{1-\beta^4}} \text{ y } \beta = \frac{d}{D}$$

$$\beta = \frac{4,5}{20} = 0,225$$

$$E = \frac{1}{\sqrt{1-0,225^4}} = 0,9974$$

$$DP = P1 - P2 = P1 - 0,58P1$$

$$DP = 12 - 8,7 = 3,3 \text{ bar} \rightarrow 3,3 \text{ bar} \times \frac{10.200 \text{ mm de agua}}{\text{bar}} = 33.600 \text{ mm de agua}$$

$$W = 0,00751 \times E \times d^2 \times \sqrt{\frac{DP}{vg}} \times \frac{1}{4}$$

$$W = 0,00751 \times 0,9974 \times 4,5^2 \times \sqrt{\frac{33.600}{0,15}} \times \frac{1}{4}$$

$$W = 17,947 \text{ kg/h}$$



Conociendo las pérdidas podemos obtener los costes que estas suponen:

$$\text{Costes pérdidas FT - 14/14TV} = W \times \text{tiempo} \times \text{precio del vapor}$$

$$\text{Costes pérdidas FT - 14/14TV} = 17,947 \text{ kg/h} \times \frac{1}{1000} \text{ t/kg} \times 4800 \text{ h} \times 38,72 \text{ €/t}$$

$$\text{Costes pérdidas FT - 14/14TV} = 3.335,607 \text{ €}$$

- FT-14/10 TV (4 bar).

$$d = 4 \text{ mm}; D = 15 \text{ mm}; v_g(4,5 \text{ bar}) = 0,341 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$E = \frac{1}{\sqrt{1-\beta^4}} \text{ y } \beta = \frac{d}{D}$$

$$\beta = \frac{4}{15} = 0,2667$$

$$E = \frac{1}{\sqrt{1-0,2667^4}} = 1,0025$$

$$DP = P_1 - P_2 = P_1 - 0,58P_1$$

$$DP = 4,5 - 2,61 = 1,89 \text{ bar} \rightarrow 1,89 \text{ bar} \times \frac{10.200 \text{ mm de agua}}{\text{bar}} = 19.278 \text{ mm de agua}$$

$$W = 0,00751 \times E \times d^2 \times \sqrt{\frac{DP}{v_g}} \times \frac{1}{4}$$

$$W = 0,00751 \times 1,0025 \times 4^2 \times \sqrt{\frac{19.278}{0,341}} \times \frac{1}{4}$$

$$W = 7,16 \text{ kg/h}$$

Conociendo las pérdidas podemos obtener los costes que estas suponen:

$$\text{Costes pérdidas FT - 14/10TV} = W \times \text{tiempo} \times \text{precio del vapor}$$

$$\text{Costes pérdidas FT - 14/10TV} = 7,16 \text{ kg/h} \times \frac{1}{1.000} \text{ t/kg} \times 4.800 \text{ h} \times 38,72 \text{ €/t}$$

$$\text{Costes pérdidas FT - 14/10TV} = 1.330,8058 \text{ €}$$

- FT-14/10 TV (5 bar).

$$d = 5 \text{ mm}; D = 25 \text{ mm}; v_g(5 \text{ bar}) = 0,3149 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$E = \frac{1}{\sqrt{1-\beta^4}} \text{ y } \beta = \frac{d}{D}$$

$$\beta = \frac{5}{25} = 0,2$$

$$E = \frac{1}{\sqrt{1-0,2^4}} = 1,0008$$

$$DP = P_1 - P_2 = P_1 - 0,58P_1$$



$$DP = 5 - 2,9 = 2,1 \text{ bar} \rightarrow 2,1 \text{ bar} \times \frac{10.200 \text{ mm de agua}}{\text{bar}} = 21.420 \text{ mm de agua}$$

$$W = 0,00751 \times E \times d^2 \times \sqrt{\frac{DP}{vg}} \times \frac{1}{4}$$

$$W = 0,00751 \times 1,0008 \times 5^2 \times \sqrt{\frac{21.420}{0,3149}} \times \frac{1}{4}$$

$$W = 12,25 \text{ kg/h}$$

Conociendo las pérdidas podemos obtener los costes que estas suponen:

$$\text{Costes pérdidas FT - 14/10TV} = W \times \text{tiempo} \times \text{precio del vapor}$$

$$\text{Costes pérdidas FT - 14/10TV} = 12,25 \text{ kg/h} \times \frac{1}{1000} \text{ t/kg} \times 4800 \text{ h} \times 38,72 \text{ €/t}$$

$$\text{Costes pérdidas FT - 14/10TV} = 2.277,022 \text{ €}$$

- TD42H.

$$d = 4 \text{ mm}; D = 15 \text{ mm}; vg(12 \text{ bar}) = 0,15 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$E = \frac{1}{\sqrt{1-\beta^4}} \text{ y } \beta = \frac{d}{D}$$

$$\beta = \frac{4}{15} = 0,267$$

$$E = \frac{1}{\sqrt{1-0,267^4}} = 0,9287$$

$$DP = P1 - P2 = P1 - 0,58P1$$

$$DP = 12 - 8,7 = 3,3 \text{ bar} \rightarrow 2,1 \text{ bar} \times \frac{10.200 \text{ mm de agua}}{\text{bar}} = 33.660 \text{ mm de agua}$$

$$W = 0,00751 \times E \times d^2 \times \sqrt{\frac{DP}{vg}} \times \frac{1}{4}$$

$$W = 0,00751 \times 0,9287 \times 4^2 \times \sqrt{\frac{33.660}{0,15}} \times \frac{1}{4}$$

$$W = 13,156 \text{ kg/h}$$

Conociendo las pérdidas podemos obtener los costes que estas suponen:

$$\text{Costes pérdidas TD42H} = W \times \text{tiempo} \times \text{precio del vapor}$$

$$\text{Costes pérdidas FTD42H} = 13,156 \text{ kg/h} \times \frac{1}{1000} \text{ t/kg} \times 4800 \text{ h} \times 38,72 \text{ €/t}$$

$$\text{Costes pérdidas TD42H} = 2.456,198 \text{ €}$$



8.3. Rendimiento (η) de la caldera.

El rendimiento (η) se calcula de la siguiente manera:

$$\eta = \eta_{\text{combustión}} - 1\% \text{ Potencia}$$

Donde el 1% de la potencia es $0,01 \times 2.628 \text{ kW} = 26,28 \text{ kW}$.

Se sabe que:

| kW | η (%) |
|-------|------------|
| 2.628 | 91 |

Por lo tanto se tiene que:

| kW | η (%) |
|-------|------------|
| 2.887 | 100 |

Y si le añadimos las pérdidas por convección y radiación (26,28 kW) se tiene que:

| kW | η (%) |
|-------|------------|
| 2.913 | 100 |

Se concluye:

$$\eta = 90,22 \%$$

8.4. Eficiencia de la caldera.

La eficiencia (ef) se calcula de la siguiente manera:

$$ef = \frac{\text{Valor real de producción}}{\text{Valor teórico de producción}} \times 100$$

$$ef = \frac{3.000}{3.153,63} \times 100$$

$$ef = 95,13 \%$$

Se conoce que:

$$\text{Valor teórico de producción} = \frac{\text{Potencia real}}{\text{Calor necesario}}$$

$$\text{Valor teórico de producción} = \frac{9.460.900}{3.000}$$

$$\text{Valor teórico de producción} = 3.153,63 \text{ kg/h}$$



8.5. Potencia de la caldera.

La potencia real de la caldera (P_{real}) se calcula de la siguiente manera:

$$P_{real} = \text{Energía de evaporación} \times \text{caudal de alimentación}$$

Si se conocen los siguientes datos:

| | |
|---|------------|
| Tª agua de alimentación | 20 °C |
| Presión de la caldera | 12 bar |
| Energía del agua a 20 °C | 83,6 kJ |
| Temperatura de evaporación de agua a 12 bar | 194 °C |
| Energía del vapor saturado a 194 °C | 2.785 kJ |
| Caudal de alimentación | 3.500 kg/h |

$$\text{Energía de evaporación} = \text{Energía del vapor saturado} - \text{Energía del agua}$$

$$\text{Energía de evaporación} = 2785 \text{ kJ} - 83,6 \text{ kJ}$$

$$\text{Energía de evaporación} = 2703 \text{ kJ}$$

Se tiene que:

$$P_{real} = 2.703 \text{ kJ} \times 3.500 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$P_{real} = 9.460.500 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \rightarrow 2.628 \text{ kW}.$$

8.6. Coste de la producción de vapor.

Los datos a continuación utilizados han sido aportados por la empresa o calculados a partir de los anteriores.

Se sabe que el coste del agua de caldera más la química que se le aplica es aproximadamente 1,70€ la tonelada. Y para producir una tonelada el coste eléctrico asciende a 0,14€ la tonelada. El coste del vapor se calcula a partir de la energía necesaria para evaporar 1 tonelada de agua en una parámetros determinados. Se determina de la siguiente manera:

$$\text{Coste vapor} = 2.408.000 \frac{\text{kJ}}{\text{t}} \div 3.600 \frac{\text{kJ}}{\text{kWh}} \times 95,12\% \times 0,045 \frac{\text{€}}{\text{t}}$$

$$\text{Coste vapor} = 31,36 \text{ €/t}$$

| | |
|--------------------------|----------------|
| Calor requerido | 2.408.000 kJ/t |
| Energía necesaria | 668,89 kWh/t |
| Eficiencia de la caldera | 95,13 % |



| | |
|------------------------|--------------|
| Energía real necesaria | 703,13 kWh/t |
| Coste del combustible | 0,045 €/kWh |
| Coste del vapor | 31,16 €/t |

Si se tienen en consideración todos los costes, se sabe que:

$$\text{Costes de producción} = \sum \text{Costes}$$

$$\text{Costes} = 33,48 \text{ €/t}$$

8.7. Cálculo de resultados.

Los resultados se obtienen de la siguiente manera:

- Antes de la instalación del SRE.

| | |
|--|-------------|
| Temperatura agua de alimentación | 90 °C. |
| Entalpía del agua saturada (liq. Saturado) a 90 °C | 376 kJ/kg. |
| Calor requerido (kJ) por kilogramo (kg) de vapor (90 °C) | 2408 kJ/kg. |

El consumo de Gas Natural, energéticamente hablando, sería de:

$$\text{Consumo G. N.}_{antes} = \frac{\text{Calor requerido}}{(\eta)}$$

$$\text{Consumo G. N.}_{antes} = \frac{2.408}{0,90}$$

$$\text{Consumo G. N.}_{antes} = 2.675 \text{ kJ/kg}$$

- Después de la instalación del SER.

| | |
|---|-------------|
| Temperatura agua de alimentación | 145 °C. |
| Calor requerido (kJ) por kilogramo (kg) de vapor (145 °C) | 2175 kJ/kg. |
| Entalpía del agua saturada (liq. Saturado) a 90 °C | 610 kJ/kg. |

El consumo de Gas Natural, energéticamente hablando, sería de:



$$\text{Consumo } G.N. \text{ después} = \frac{\text{Calor requerido}}{(\eta)}$$

$$\text{Consumo } G.N. \text{ antes} = \frac{2.175}{0,90}$$

$$\text{Consumo } G.N. \text{ después} = 2.416 \text{ kJ/kg}$$

Por lo tanto, se obtiene un ahorro de:

$$\text{Ahorro} = \text{Consumo } G.N. \text{ antes} - \text{Consumo } G.N. \text{ después}$$

$$\text{Ahorro} = 2.675 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 2.416 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Ahorro} = 259 \text{ kJ/kg}$$

Se conoce que por el SRE existe un paso de un caudal de 2.500 kg/h. Si se calcula la cantidad de calor que se aprovecha, se sabrá la cantidad de energía que se ahorra con la instalación del SRE.

$$q = Q \times C_e \times \Delta T$$

$$q = 2.500 \times 4,18 \times 60$$

$$q = 627.000 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \rightarrow 174 \frac{\text{kW}}{\text{h}}$$

$$\text{Ahorro} = 174 \frac{\text{kW}}{\text{h}} \times 4.800 \text{h}$$

$$\text{Ahorro} = 835.200 \text{ kW/h}$$



9. Bibliografía.

Se han consultado información proveniente de:

- Los manuales de los siguientes equipos:
 - Olmar OL-100.
 - Electrolux C.Flex 1233-2.
 - Girbau PS 800-3.
 - Lampaw 1600.
 - Passat SD50.
 - Girbau TBS-50/12.
 - Girbau TM-55.
 - Fintec VarioJet.
 - Weishaupt G9-1DZMD.
- Apuntes personales del tutor del T.F.M. y del jefe de mantenimiento de la planta.
- Páginas web:
 - <https://public.wmo.int/es/resources/bulletin/observacio%CC%81n-del-vapor-de-agua>