



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la Producción

“Ahorro energético en el Sistema de Recuperador de Condensados
de una Planta Industrial en Guayaquil utilizando un Surge Tank”

TESIS DE GRADO

Previa la obtención del Título de:

INGENIERO MECÁNICO

Presentada por:

Jorge Enrique Villacrés Yupa

GUAYAQUIL - ECUADOR

AÑO: 2008

AGRADECIMIENTO

A Dios y a mis padres por guiarme e inculcarme valores éticos y morales, pero sobre todo por darme la oportunidad de educarme en esta prestigiosa institución.

A todas las personas que han colaborado para realización de esta tesis.

DEDICATORIA

A mis padres Enrique y Teresa por su invaluable esfuerzo y sacrificio.

A mis hermanos Stalin, Selena y Jonathan, a mis abuelitos Xavier (+), Hortensia, Heriberto y Teresa, por estar siempre conmigo con sus oraciones.

A Maritza por ser mi compañera incondicional.

TRIBUNAL DE GRADUACIÓN

Ing. Francisco Andrade S.
DECANO DE LA FIMCP
PRESIDENTE

Ing. Francisco Andrade S.
DIRECTOR DE TESIS

Ing. Jorge Duque R.
VOCAL

Ing. Mario Patiño A.
VOCAL

DECLARACIÓN EXPRESA

“La responsabilidad del contenido de esta Tesis de grado, me corresponde exclusivamente; y el patrimonio intelectual de la misma a la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL”

(Reglamento de Graduación de la ESPOL)

Jorge Enrique Villacrés Yupa

RESUMEN

Los altos consumos de combustible y sus elevados costos, así como, la problemática de la contaminación atmosférica, han llevado a buscar métodos que permitan el uso racional y eficiente de la energía.

Para ello, en la actualidad 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 para cualquier industria.

En el caso que una planta industrial, vierta el condensado por el sumidero, pues significa tirar dinero de energía por sumidero. Además, derramar condensado bruto en el subsuelo pone en peligro el medio ambiente y la salud de las personas. Puede tener que responder además por su responsabilidad.

Teniendo bien claro lo anterior, el presente trabajo consiste en calcular cuanta se ahorraría en una Planta Industrial de Guayaquil utilizando en su sistema de recuperador de condensados un Surge Tank.

En la primera parte se revisará los fundamentos teóricos utilizados en un sistema de vapor y principios prácticos de conservación de energía.

Luego se realizará un detalle de los elementos que conforma el sistema de vapor instalado en la planta industrial, entendiéndose equipos de generación, distribución de vapor a los diferentes procesos y el sistema de recuperación de condensados.

Posteriormente, se realizará un análisis energético del sistema actual de recuperación de condensados y una evaluación del sistema de recuperación de condensado utilizando un Surge Tank, para de esta manera poder obtener cuanta energía se estaría ahorrando.

Finalmente, se realizará un análisis económico de cuanto costaría implementar el Surge Tank en la planta industrial y en cuanto tiempo retornaría la inversión, para darle a conocer a la alta gerencia de cuánto dinero se ahorraría la empresa en combustible.

ÍNDICE GENERAL

	Pág.
RESUMEN	II
ÍNDICE GENERAL	IV
ABREVIATURAS	VII
SIMBOLOGÍAS	VIII
ÍNDICE DE FIGURAS	X
ÍNDICE DE TABLAS	XII
INTRODUCCIÓN	1
CAPITULO 1	
1. SISTEMAS BÁSICOS DE VAPOR Y PRINCIPIOS PRÁCTICOS DE CONSERVACIÓN DE ENERGIA	2
1.1 Definición de vapor.....	2
1.2 Sistema de operación de vapor.....	14
1.3 Generación de vapor.....	18
1.4 Distribución de vapor.....	23
1.5 Recuperación de vapor.....	37
1.6 La eficiencia de una caldera.....	44

CAPITULO 2

2. SISTEMA DE VAPOR INSTALADO DE UNA PLANTA INDUSTRIAL EN GUAYAQUIL.....48

- 2.1 Equipos de generación de vapor.....48
- 2.2 Distribución de vapor a los diferentes procesos.....55
- 2.3 Sistema de recuperación de condensado.....84
- 2.4 Consumo de combustible, agua y químico.....95

CAPITULO 3

3. ANÁLISIS ENERGÉTICO DEL SISTEMA ACTUAL.....100

- 3.1 Análisis sistema actual de recuperación de condensado.....100
- 3.2 Evaluación del sistema energético utilizando un Surge Tank.....112
- 3.3Diseño de un tanque recuperador de condensado orgánico.....120
- 3.4Diseño del sistema de tubería del condensado orgánico desde evaporación a el nuevo tanque recuperador de condensado orgánico.....124
- 3.5Diseño del Sistema hidráulico para enviar el condensado orgánico hacia el tanque vertical.....138
- 3.6Diseño del Surge Tank y de las interconexiones con el deareador 1 y deareador 2.....145

CAPITULO 4	
4. ANÁLISIS ECONÓMICOS.....	158
4.1 Costo general de vapor.....	158
4.2 Costo del sistema propuesto.....	160
4.3 Ahorro económico y tiempo de retorno de inversión.....	163
CAPITULO 5	
5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	166

BIBLIOGRAFÍA

ABREVIATURAS

BTU	Unidad Térmica de medida
m	Metros
$^{\circ}C$	Grados centígrados
$^{\circ}F$	Grados Fahrenheit
h	Hora
m^2	Metros cuadrado
m^3	Metros cúbicos
HP	Caballos de Fuerza (Horse power)
J	Joule
KJ	Kilojoule
Kcal	Kilocalorías
Seg	Segundos
Kg	Kilogramos
Mpa	Megapascal
Pulg	Pulgadas
ν	Volumen específico
Q	Caudal volumétrico
P	Potencia del compresor
V	Velocidad
$^{\circ}$ Brix	Grados brix

SIMBOLOGÍA

h_{fg}	Calor Latente de evaporización
h_f	Entalpía de líquido saturado
h_g	Entalpía de vapor saturado
h_p	Cabezal total a vencer la bomba
g	Aceleración gravitatoria
z	Altura en la dirección de la gravedad desde una cota de referencia
P	Presión a lo largo de la línea de corriente
h_f	Pérdidas de carga en tubería
h_k	Pérdidas de carga localizadas
ρ	Densidad del fluido
\dot{m}	Flujo másico

INTRODUCCIÓN

El incremento continuo de la demanda de energía asociado al desarrollo socio económico, las restricciones financieras para ampliar la oferta energética, la necesidad de lograr una mayor competitividad y a su vez atenuar el impacto ambiental de las tecnologías energéticas, fundamentan hoy en día la gran importancia que tiene el mejoramiento de la eficiencia energética en cualquier proceso.

La factibilidad técnico-económica de recuperar energía y condensado orgánico presente en la Planta Industrial El Café representa a la fecha un problema aún no resuelto y que limita poder explotar esta vía para el incremento de la eficiencia energética del sistema de vapor.

Para el caso de la Planta Industrial El Café, se desea incrementar la eficiencia del sistema de recuperación de vapor reemplazando el sistema actual de recuperación de condensados por un sistema de retorno de condensado presurizado utilizando un Surge Tank, el mismo que permitiría ahorrar el costo de combustible de un 15% a un 35%.

CAPITULO 1

1. SISTEMAS BÁSICOS DE VAPOR Y PRINCIPIOS PRÁCTICOS DE CONSERVACIÓN DE ENERGÍA

1.1 Definición de vapor

El vapor es un estado de la materia en el que las moléculas apenas interactúan entre sí adoptando la forma del recipiente que lo contiene y tendiendo a expandirse todo lo posible.

El término vapor se refiere estrictamente para aquel gas que se puede condensar por presurización a temperatura constante. Normalmente la palabra vapor suele referirse al vapor de agua, gas

que se produce cuando el agua se calienta a 100 °C y una atmósfera de presión.

El punto de ebullición del agua a la presión correspondiente al nivel del mar, es decir, 101,3 kilopascales (kPa), es de unos 100 °C. A esa temperatura, la adición de 226 julios de calor por kilogramo de agua convierte a ésta en vapor a la misma temperatura. Cuando el agua está sometida a una presión mayor, el punto de ebullición crece progresivamente de acuerdo a la ley de Boyle-Mariotte hasta que, a una presión de 222,1 kPa, hierve a una temperatura de 374,15 °C. Esta combinación de temperatura y presión se denomina punto crítico. Por encima del mismo no existe diferencia entre el agua en estado líquido y el vapor de agua.

El vapor de agua puro es un gas invisible. Con frecuencia, no obstante, cuando el agua hierve, el vapor arrastra minúsculas gotas de agua, y puede verse la mezcla blanquecina resultante. Un efecto similar tiene lugar cuando se expulsa vapor de agua seco a la atmósfera, más fría. Parte del vapor se enfría y se condensa formando las familiares nubes blancas que se ven cuando hierve una

cazuela en la cocina. En estos casos se dice que el vapor está húmedo.

Cuando el vapor se encuentra exactamente en el punto de ebullición que corresponde a la presión existente se lo denomina **vapor saturado**. Si se calienta el vapor por encima de esta temperatura se produce el llamado **vapor sobrecalentado**. El sobrecalentamiento también se produce cuando se comprime el vapor saturado o se estrangula haciéndolo pasar por una válvula situada entre un recipiente de alta presión y otro de baja presión. El estrangulamiento hace que la temperatura del vapor caiga ligeramente, pero a pesar de ello su temperatura es superior a la del vapor saturado a la presión correspondiente. En los sistemas modernos de generación de energía eléctrica suele emplearse vapor en este estado sobrecalentado.

El vapor es ampliamente utilizado para calefacción, para secar pastas, para evaporar disoluciones químicas, para procesos de calentamiento, para mover turbinas, maquinas y bombas; para realizar los miles y miles de procesos en todas las ramas de la industria. El vapor es utilizado en estos casos, simplemente porque

existe una necesidad de calor y energía al mismo tiempo y el vapor es la manera más adecuada y económica de transportar grandes cantidades de calor y de energía.

El vapor es fácil de producir ya que se obtiene del agua y generalmente se requiere de un recipiente adecuado para producirlo industrialmente, este recipiente es una **caldera** o un **generador de vapor**.

La producción de vapor es lógico que nos encontremos con una serie de principios y cambios fundamentales, los cuales se explican de forma práctica a continuación:

- **Energía:** Al mirar a nuestro alrededor se observa que las plantas crecen, los animales se trasladan y que las máquinas y herramientas realizan las más variadas tareas. Todas estas actividades tienen en común que precisan del concurso de la energía.

La energía es una propiedad asociada a los objetos y sustancias y se manifiesta en las transformaciones que ocurren en la naturaleza. La energía se manifiesta en los

cambios físicos, por ejemplo, al elevar un objeto, transportarlo, deformarlo o calentarlo.

La energía está presente también en los cambios químicos, como al quemar un trozo de madera o en la descomposición de agua mediante la corriente eléctrica. La energía es una magnitud cuya unidad de medida en el S.I. es el julio(J).

- **Calor:** El calor es energía en transición (en movimiento) de un cuerpo o sistema a otro solamente debida a una diferencia de temperatura entre los cuerpos o sistemas [7].

Es una forma de energía que causa un cambio físico en la sustancia que es calentada. Sólidos, tales como metales, cuando inicialmente, se expanden y aumentan su temperatura, hasta cambiar al estado líquido.

Los líquidos cuando son calentados, vaporizan y el vapor producido al entrar en contacto con una superficie de menor temperatura se condensa, entregando a dicha superficie el calor con el cual había logrado su vaporización.

- **Calor latente:** es la cantidad de calor requerida para lograr el cambio de estado físico de una sustancia sin que existan variaciones en su temperatura [7].
- **Calor sensible:** Es el calor que produce una elevación de temperatura en un cuerpo [7].
- **Transmisión de calor:** Es el flujo de calor a través de un cuerpo de temperatura más alta, hacia un cuerpo de menor temperatura. La transmisión de calor puede ser por conducción o radiación [7].
- **Conducción:** Es la transmisión de calor entre dos cuerpos o partes en los que existe una diferencia de temperatura.
- **Radiación:** Es la transmisión de calor a través de un cuerpo a algún otro por medio de ondas de calor, las cuales radian a través del cuerpo con mayor temperatura al otro con menor temperatura, sin tomar en cuenta el calentamiento del medio entre ellos. [7].
- **Convección:** Es estrictamente un medio de mover energía de un lugar a otro: es un transporte de energía. Ocurre debido a que un fluido en movimiento recoge energía de un cuerpo caliente y la entrega a un cuerpo más frío [7].

- **Coefficiente de transmisión de calor:** Es la cantidad de flujo de calor en Kcal. (Btu.) por hora a través de un m² (pie²) de superficie por grado de diferencia en temperatura.
- **Kilo Caloría:** Es la cantidad de calor necesaria para elevar un grado centígrado la temperatura de un Kgr. De agua. Es la unidad de calor en el sistema métrico.
- **BTU (British thermal unit):** Es la cantidad de calor necesaria para elevar un grado F., la temperatura de una libra de agua. Es la unidad de calor en el sistema inglés. [7].
- **Vaporización:** Es el cambio de un cuerpo de la fase sólida a líquida a la fase de vapor.
- **Evaporación:** Es la vaporización de un líquido que tiene lugar exclusivamente en la superficie libre del líquido.
- **Ebullición:** Es la vaporización de un líquido que tiene lugar en el seno mismo del líquido. Ejemplo: la ebullición de un recipiente abierto que contenga agua; la ebullición del agua en el interior de una caldera. La ebullición de un líquido tiene lugar a una temperatura, cuyo valor depende de la presión a que está el líquido; mientras mayor sea ésta, mayor será aquella.

- **Condensación:** Es el cambio de vapor (fase gaseosa) a líquido con una transferencia de calor del vapor a la superficie de condensación [7].

Los vapores saturados. Son aquellos que tienen una temperatura igual a la de ebullición (correspondiente a la presión a que está el vapor) y constan únicamente de la fase de vapor.

Un vapor saturado queda definido por su presión o su temperatura. Ejemplo: vapor saturado de 10 kg/cm^2 ; vapor saturado de 170°C .

Un vapor húmedo tiene al mismo tiempo la fase líquida y la fase de vapor. Su temperatura es igual a la de ebullición. Para definirlo se hace necesario dar su presión o su temperatura y su calidad.

La calidad de un vapor húmedo es la relación del peso del fluido que está en la fase de vapor y el peso total del fluido.

Los vapores sobrecalentados tienen una temperatura superior a la temperatura de ebullición y en ellos está presente solamente la fase de vapor.

Para definir un valor sobrecalentado hay que indicar su presión y temperatura o bien su sobrecalentamiento. El sobrecalentamiento de un vapor es la diferencia entre su temperatura y la temperatura de ebullición correspondiente a su presión.

Un líquido saturado consta solamente de la fase líquida y está a su temperatura de ebullición. Basta la presión o la temperatura para definirlo. Ejemplo: líquido saturado de 200°C ; líquido de 10 kg/cm^2

- **Entalpía:** Es el término utilizado para designar la energía total, debida a la presión y a la temperatura, de un fluido, líquido o vapor (tales como el agua y el vapor de agua), en cualquier momento y condición dados. La unidad básica de medida de cualquier tipo de energía es el joule (símbolo J). Puesto que un joule representa una cantidad de energía muy pequeña,

actualmente se multiplica por 1000 y se trabaja en Kilo joules (KJ).

- **Entalpía específica:** Es la entalpía (energía total) de una unidad de masa (1Kg). Las unidades normalmente usadas son KJ/Kg.
- **Capacidad Calorífica Específica:** Es la medida de capacidad que posee una sustancia para absorber calor y se define como la cantidad de energía (joules) requerida para aumentar 1°C a 1Kg de esa sustancia. Se expresa en KJ/Kg°C. La capacidad calorífica específica del agua es de 4.186 KJ/Kg°C. Significa que un aumento de entalpía de 4.186 KJ hará aumentar de 1°C la temperatura de 1 Kg de agua.
- **Presión Absoluta y Presión Manométrica:** A la situación teórica de vacío perfecto o ausencia total de presión se le llama “cero absoluto” Presión absoluta es la ejercida por encima de este cero absoluto. La presión atmosférica es de 1.03 bar abs. A nivel del mar.

La presión manométrica es la que se lee en un manómetro Standard instalado en el sistema. Puesto que esta presión es

la existente por encima de la atmosférica, el cero del dial del manómetro es equivalente a unos 1.013 bar abs.

Así, una presión de 3 bar abs implicará la lectura de 1.987 bar (relativos) en el manómetro.

Las presiones por debajo del cero relativo se expresan en milibar (mil milibar = 1 bar).

- **Entalpía de Agua Saturada:** Supongamos que disponemos de agua para llenar una caldera a presión atmosférica, a una temperatura de 110°C y que el agua inicia la ebullición a 100 °C. Se requerirá 4.186 KJ para aumentar en 1 °C cada Kg de agua. El aumento de Entalpía será de 376.74 KJ (90 x 4.186) al aumentar la temperatura de 10°C a 100°C. si la caldera es de 10.000 litros (10.000Kg) el aumento de Entalpía para llevar el agua hasta su punto de ebullición es de 376.74 KJ/Kg x 10.000 Kg = 3.767,400 KJ.

Recordemos que ese valor no es entalpía del agua saturada sino simplemente el aumento de entalpía requerido para aumentar la temperatura del agua de 10 °C a 100 °C. El punto de partida en las tablas de vapor es agua a 0 °C, valor al se supone que el contenido calorífico es cero para cualquier

propósito. (El calor absoluto contenido sería considerable si tomáramos como calor cero el del cero absoluto, equivalente a $-273\text{ }^{\circ}\text{C}$). La entalpía específica del agua saturada a $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ es por tanto $100 \times 4.186 = 418.6\text{ KJ}$.

- **Entalpía de Evaporación:** Supongamos por un momento que el vapor que se va formando se puede descargar libremente a la atmosfera. Cuando el agua ha alcanzado los $100\text{ }^{\circ}\text{C}$, se continúa transfiriendo calor del horno al agua pero la temperatura no sigue aumentando. El calor adicional se usa para vaporizar el agua y convertirla en vapor. La entalpía que produce un cambio de estado de líquido a gas sin variación de temperatura se llama “Entalpía de evaporación”. La entalpía de evaporación es la diferencia entre la entalpía del agua saturada y la del vapor saturado seco.
- **Entalpía del Vapor Saturado:** Hemos visto que el vapor generado en una caldera contiene una entalpía que es la suma de otras dos. Esta suma de entalpías se conoce como “Entalpía del vapor saturado”. En cada Kg de masa de vapor a $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ y a presión atmosférica, la entalpía del agua saturada es de 419 KJ , la entalpía de evaporación es de 2.257 KJ , y la

entalpía del vapor saturado es, por tanto, de 2.676 KJ. Estos valores están tomados de las tablas de vapor que veremos con más detalle más adelante.

Por supuesto, la proporción entre la entalpía del agua saturada y la de evaporación permanece constante a una presión dada, cualquiera que sea la cantidad de vapor afectado.

1.2 Sistema de operación de vapor

Gracias a las propiedades sobresalientes de transferencia de calor, el vapor es ampliamente usado como medio de energía. Varios métodos y procesos son usados para la generación de vapor con propiedades requeridas por los consumidores individuales en sus sistemas específicos.

Es importante diseñar un sistema de vapor eficiente que eviten desperdicios de vapor y condensado y la energía contenida él, para lo cual es importante la selección adecuada de los diferentes componentes y accesorios del sistema.



FIGURA 1.1 SISTEMA IDEAL DE VAPOR.

Los sistemas de vapor están compuestos básicamente por tres subsistemas: La generación de vapor; compuesto por la caldera, la distribución; compuesta por tuberías para transportar el vapor del lugar de producción hacia los usuarios y el condensado desde los procesos hacia la caldera y finalmente los consumidores finales, generalmente equipos o procesos donde se requiere la energía transportada por el vapor.

Generación: El vapor se genera en una caldera o en un generador de vapor, transfiriendo el calor de los gases de combustión al agua. Cuando el agua absorbe bastante calor, este cambia su fase de líquido a vapor. En algunas calderas un supercalentador incrementa el contenido de energía del vapor.

Distribución: Posterior a la generación del vapor en la caldera es necesario un medio para llevar la energía del vapor hacia los procesos que lo requieren. Este medio es la red de distribución de vapor y retorno de condensado, las que a su vez están conformadas por una serie de elementos.

Líneas o redes generalmente de acero cuya función es llevar el vapor desde la caldera hacia los equipos consumidores. Deben ser seleccionadas de acuerdo al flujo y presión que circula por ellas. Una mala selección ocasionará pérdidas de energía y daños en válvulas, trampas de vapor o equipos consumidores. La velocidad media del vapor y el condensado no debe sobrepasar 50 m/s y 5 m/s, respectivamente.

Fines de uso: Los diversos usos de vapor incluyen el calentamiento en los procesos, transmisión mecánica, moderación de reacciones químicas y la fabricación de componentes de hidrocarburo.

Comúnmente el sistema de vapor en los procesos incluye equipos como intercambiadores de calor, turbina, torres de enfriamiento, separadores, etc.

Recuperación: El sistema de recuperación de condensado utiliza un tanque recolector de condensado donde se almacena el condensado que retorna de los equipos o procesos que consumen vapor indirecto, y para ingresar el agua que debe reponerse al sistema.

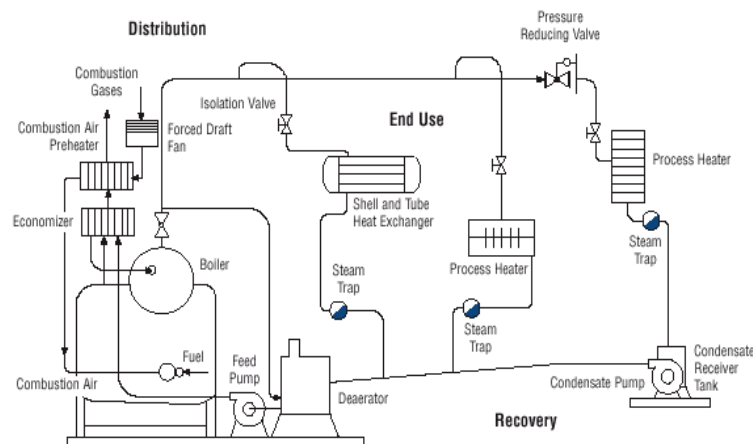


FIGURA 1.2 ESQUEMA DE UN SISTEMA DE VAPOR

En algunas aplicaciones este tanque sirve para adicionar sustancias químicas que regulan la calidad del agua que ingresa a la caldera. Desde este tanque se puede alimentar directamente a la caldera o se puede llevar el agua al tanque deaerador en cada que el sistema de vapor lo requiera.

1.3 Generación de vapor

La caldera fue la que originó la Revolución Industrial, actualmente su utilización esta diversificada. Es en otras palabras un generador de vapor a diferentes presiones, pudiendo este ser seco y saturado. Las calderas son muy versátiles y se construyen de acuerdo a las necesidades existentes, la avanzada tecnología electromecánica y electrónica las hacen más seguras y confiables y además se han dado mejoras en el sistema de seguridad [4].

En una caldera se realiza:

- La combustión, y
- La transferencia de calor.

La combustión, es la combinación del carbono con el oxígeno del aire, produciendo calor.

La energía se transfiere por tres maneras:

- Conducción,
- Convección, y
- Radiación

Por conducción a través de sus componentes, por convección a través del agua y por radiación, por combinación de ambos.

Los generadores de vapor se clasifican según diferentes criterios, según: la disposición de los fluidos, la configuración, el tipo de combustible que consumen, el tipo de tiro, el modo de gobernar la operación y el número de pasos:

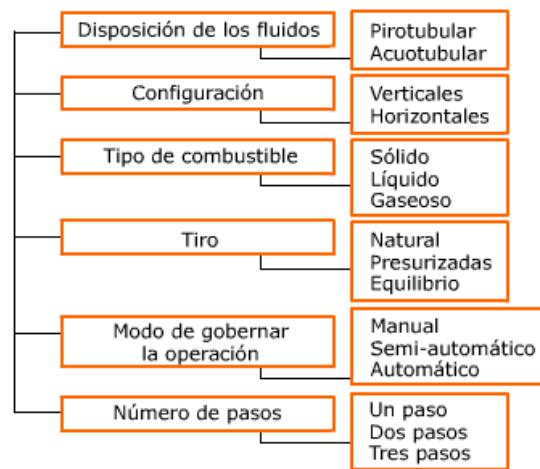


FIGURA 1.3 CLASIFICACIÓN DE LAS CALDERAS

A continuación nos enfocaremos solamente en las calderas piro tubulares y acuotubulares:

Calderas Piro tubulares: Se denominan piro tubulares por ser los gases calientes procedentes de la combustión de un combustible, los que circulan por el interior de tubos cuyo exterior esta bañado por el agua de la caldera.

El combustible se quema en un hogar, en donde tiene lugar la transmisión de calor por radiación, y los gases resultantes, se les hace circular a través de los tubos que constituyen el haz tubular de la caldera, y donde tiene lugar el intercambio de calor por conducción y convección. Según sea una o varias las veces que los gases pasan a través del haz tubular, se tienen las calderas de uno o de varios pasos. En el caso de calderas de varios pasos, en cada uno de ellos, los humos solo atraviesan un determinado número de tubos, cosa que se logra mediante las denominadas cámaras de humos. Una vez realizado el intercambio térmico, los humos son expulsados al exterior a través de la chimenea.

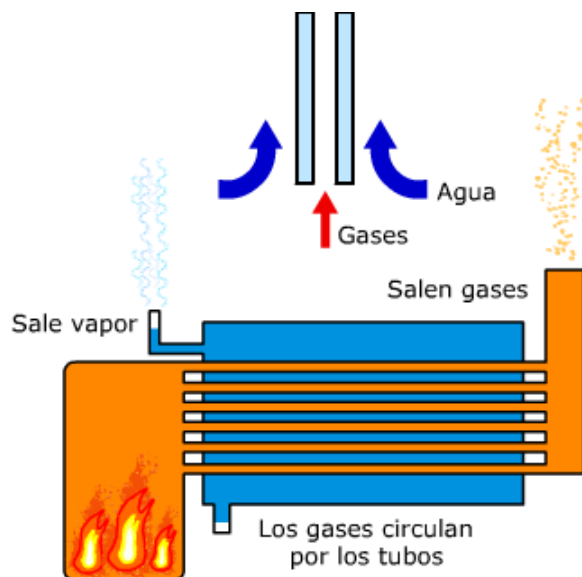


FIGURA 1.4 ESQUEMA DE FUNCIONAMIENTO DE CALDERAS PIROTUBULARES

Calderas Acuatubulares: En estas calderas, al contrario de lo que ocurre en las pirotubulares, es el agua el que circula por el interior de tubos que conforman un circuito cerrado a través del calderín o calderines que constituye la superficie de intercambio de calor de la caldera. Adicionalmente, pueden estar dotadas de otros elementos de intercambio de calor, como pueden ser el sobrecalentador, recalentador, economizador, etc.

Estas calderas, constan de un hogar configurado por tubos de agua, tubos y refractario, o solamente refractario, en el cual se produce la combustión del combustible y constituyendo la zona de radiación de la caldera.

Desde dicho hogar, los gases calientes resultantes de la combustión son conducidos a través del circuito de la caldera, configurado este por paneles de tubos y constituyendo la zona de convección de la caldera.

Finalmente, los gases son enviados a la atmósfera a través de la chimenea.

Con objeto de obtener un mayor rendimiento en la caldera, se las suele dotar de elementos, como los ya citados, economizadores y precalentadores, que hacen que la temperatura de los gases a su salida de la caldera, sea menor, aprovechando así mejor el calor sensible de dichos gases.

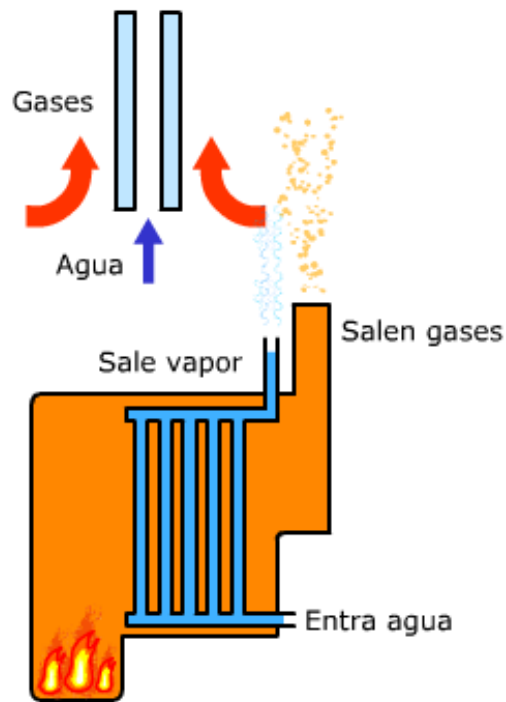


FIGURA 1.5 ESQUEMA DE FUNCIONAMIENTO DE CALDERAS ACUATUBULARES

1.4 Distribución de vapor

Posterior a la generación del vapor en la caldera es necesario un medio para llevar la energía del vapor hacia los procesos que lo requieren. Este medio es la red de distribución de vapor y retorno de condensado, las que a su vez están conformadas por una serie de elementos que son:

- Tuberías o líneas de vapor
- Aislamiento
- Válvulas
- Separadores de condensado
- Acumuladores de vapor
- Trampas de vapor, etc

Tuberías o línea de vapor

El flujo de vapor depende de la diferencia de presiones en la tubería, de la resistencia de la tubería al flujo y de las características físicas del vapor.

Al decidirle tamaño que debe tener una línea de vapor, hay solo tres condiciones (independientes del costo) que son:

- a) ¿Qué caída de presión se permite en la tubería?

b) ¿Qué velocidad deberá permitírsele al vapor?

c) ¿Cuál es el tamaño comercial más adecuado?

Si el vapor va o viene de una válvula reductora de presión, hay cierta tensión para usar una tubería de pequeño diámetro y hacer que parte o toda la caída de presión tenga lugar en la tubería.

Existen tres objeciones fundamentales a este respecto, que son:

1.- La caída de presión variara al variar el flujo, lo cual nos producirá problemas en la operación del sistema.

2.- Debido a las altas velocidades que acompañan a toda la caída de presión, el vapor fácilmente erosiona las tuberías, especialmente en los codos y cambios de dirección.

3.- El vapor que fluye en una tubería a alta velocidad puede producir un ruido infernal. La velocidad razonables para el flujo del vapor en tuberías, se muestran en la siguiente tabla [7]:

TABLA 1.1
VALORES PARA FLUJO DE VAPOR

CARACTERÍSTICAS DEL VAPOR	VELOCIDAD (pies/min)
Vapor de agua al alto vacío	1200-18000

Vapor de agua a un vacío moderado	9000-12000
Vapor de escape(húmedo)	4200-6000
Vapor saturado seco	6000-9000
Vapor sobrecalentado	9000-12000
Agua	4200-4800

Aislamiento

Aislamiento térmico es la capacidad de los materiales para oponerse al paso del calor por conducción. Se evalúa por la resistencia térmica que tienen. La medida de la resistencia térmica o, lo que es lo mismo, de la capacidad de aislar térmicamente, se expresa, en el Sistema Internacional de Unidades (SI) en $m^2.K/W$ (metro cuadrado y kelvin por vatio).

La resistencia térmica es inversamente proporcional a la conductividad térmica.

Todos los materiales oponen resistencia, en mayor o menor medida, al paso del calor a través de ellos. Algunos, muy escasa, como los metales, por lo que se dice de ellos que son buenos conductores; los materiales de construcción (yesos, ladrillos, morteros) tienen una resistencia media.

Aquellos materiales que ofrecen una resistencia alta, se llaman aislantes térmicos específicos o, más sencillamente, aislantes térmicos. Ejemplos de estos aislantes térmicos específicos pueden ser las lanas minerales (lana de roca y lana de vidrio).

Cuando se produce un "agujero" en el aislamiento, producido por un material muy conductor o un agujero físico, se habla de un puente térmico.

Válvulas

Es un accesorio que se utiliza para regular y controlar el fluido de una tubería. Este proceso puede ser desde cero (válvula totalmente cerrada), hasta de flujo (válvula totalmente abierta), y pasa por todas las posiciones intermedias, entre estos dos extremos.

Las válvulas pueden ser de varios tipos según sea el diseño del cuerpo y el movimiento del obturador. Las válvulas de movimiento lineal en las que el obturador se mueve en la dirección de su propio eje se clasifican como se especifica a continuación:

- **Válvula de Globo:** Siendo de simple asiento, de doble asiento y de obturador equilibrado respectivamente.

- **Válvula en Angulo:** Permite obtener un flujo de caudal regular sin excesivas turbulencias y es adecuada para disminuirla erosión cuando esta es considerable por las características del fluido o por la excesiva presión diferencial.
- **Válvula de tres vías:** Este tipo de válvula se emplea generalmente para mezclar fluidos, o bien para derivar un flujo de entrada dos de salida.
- **Válvula de Jaula:** Consiste en un obturador cilíndrico que desliza en una jaula con orificios adecuados a las características de caudal deseadas en la válvula.
- **Válvula de Compuerta:** Esta válvula efectúa su cierre con un disco vertical plano o de forma especial, y que se mueve verticalmente al flujo del fluido.
- **Válvula en Y:** Es adecuada como válvula de cierre y de control. Como válvula todo-nada se caracteriza por su baja pérdida de carga y como válvula de control presenta una gran capacidad de caudal.
- **Válvula de Cuerpo Partido:** Es una modificación de la válvula de globo de simple asiento teniendo el cuerpo partido en dos partes entre las cuales está presionado el asiento.

- **Válvula de Obturador excéntrico rotativo:** Consiste en un obturador de superficie esférica que tiene un movimiento rotativo excéntrico y que está unido al eje de giro por uno o dos brazos flexibles.
- **Válvula de Mariposa:** El cuerpo está formado por un anillo cilíndrico dentro del cual gira transversalmente un disco circular.
- **Válvula de Bola:** El cuerpo de la válvula tiene una cavidad interna esférica que alberga un obturador en forma de bola o esfera.
- **Válvula de Flujo Axial:** Las válvulas de flujo axial consisten en un diagrama accionado neumáticamente que mueve un pistón, el cual a su vez comprime un fluido hidráulico contra un obturador formado por un material elastómero.



FIGURA 1.6 TIPOS DE VÁLVULAS

Separadores de condensado

Las calderas modernas tienen una gran capacidad comparada con su tamaño y hay que tener mucho cuidado para evitar situaciones de excesiva sobrecarga. Un incorrecto tratamiento de agua de alimentación y picos de consumo pueden provocar el arrastre de agua hacia las tuberías de distribución. Como hemos visto que el vapor húmedo contiene menos entalpía de evaporización que el vapor saturado seco a la misma presión y reduce la eficiencia del proceso o del equipo de calefacción. Por esta razón, se deben tomar medidas para garantizar el mayor título posible(fracción seca) del vapor generado.

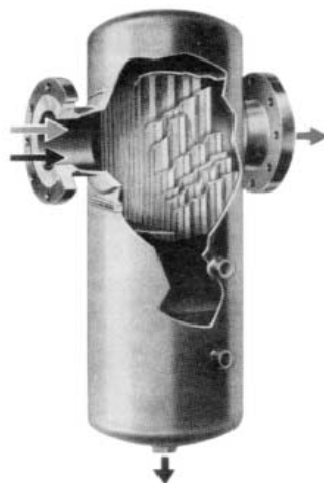


FIGURA 1.7 SEPARADOR DE VAPOR

Acumulador de vapor

Los acumuladores de vapor son depósitos de presión cilíndricos de posición horizontal, que generalmente están llenos hasta la mitad con agua hirviendo (figura 1.7).

El acumulador se carga desde la caldera por medio de una conducción de alimentación, que en el acumulador toma la forma de un tubo de carga perforado. La presión del acumulador se regula por medio de una válvula reductora colocada en la conducción de alimentación. A pesar del aislamiento habitual de 100 mm de espesor, se forma tanto condensado durante el funcionamiento, que se puede prescindir de las bombas para el agua de alimentación.

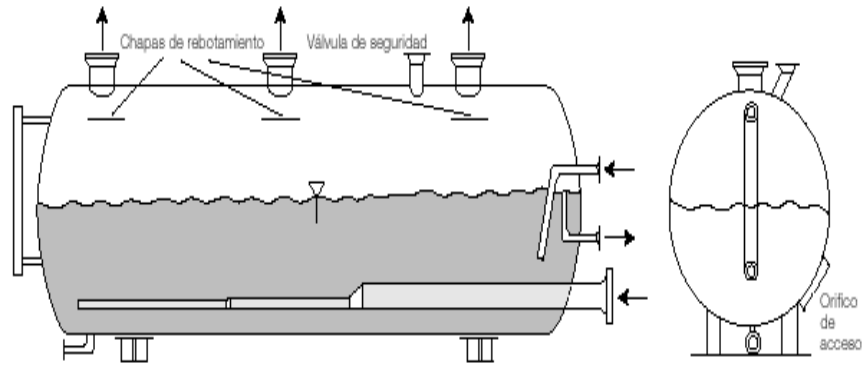


FIGURA 1.8 ACUMULADOR DE VAPOR

Es suficiente con un tubo de rebosamiento con separador de condensado para limitar el nivel del agua. Este fin se puede conseguir también de forma manual.

En la elección de las dimensiones del acumulador se debe tomar un diámetro grande para que haya una distancia suficiente entre el tubo de salida del vapor y la superficie del agua cuando está medio lleno. Han dado buenos resultados unos diámetros de acumulador de 1,6 hasta 2 m. En caso de que por razones de costes haya que elegir diámetros más pequeños, es imprescindible-mente necesario dotarlo de un domo de vapor de amplias dimensiones con separador de agua.

El condensado obtenido del separador de agua es un agua muy buena para la alimentación de la caldera y debería reutilizarse para ello. Independientemente de las dimensiones del acumulador, se instalan generalmente otros elementos auxiliares (chapas de rebotamiento o guías) para retener las gotitas de agua que flota libremente.

En los últimos años se ha impuesto cada vez más la combinación de calderas de gran volumen (en la sala de calderas) con acumuladores de vapor. Los motivos que hablan en favor de esta instalación son:

- Gracias al mayor contenido de agua en los acumuladores y de la corta distancia hasta el lugar de consumo, se dispone inmediatamente de las cantidades de vapor necesarias para una fabricación óptima.
- Como toda la red de tuberías se puede aislar sin peligro de sobrecalentamiento, disminuyen las pérdidas de calor.
- El vapor suministrado intermitentemente desde acumuladores de dimensiones adecuadas es considerablemente más seco que el procedente de las calderas de gran volumen corrientes.

Trampas de vapor

Las trampas para vapor deberán drenar el condensado sin permitir la fuga del vapor.

Las trampas para vapor, son empleadas para funciones que no son tan aparentes. Cuando el sistema de vapor se interrumpe o apaga, aire ingresa en las tuberías para ocupar el espacio del vapor en compañía con el condensado generado. Las trampas para vapor deben por tanto desalojar ese aire en el momento de arranque de estos sistemas.

En resumen, las tres importantes funciones de las trampas para vapor son:

1. Descargar condensado.
2. No permitir escape de vapor.
3. Ser capaces de desalojar aire y gases.

Existen varios tipos de trampas para vapor, no todas ellas son capaces de cumplir correctamente las funciones antes mencionadas. Dichas trampas se pueden clasificar en tres principales categorías:

1. Mecánicas.
2. Termostáticas.
3. Termodinámicas.

Las **trampas mecánicas** trabajan con el principio de diferencia entre la densidad del vapor y la del condensado. Por ejemplo, un flotador que haciende a medida que el nivel del condensado se incrementa, abriendo una válvula, pero que en presencia del vapor la mantiene cerrada.

Las trampas mecánicas no pueden permitir el venteo de aire o de gases no condensables, sin embargo puede incorporarse un elemento térmico en algunas versiones.

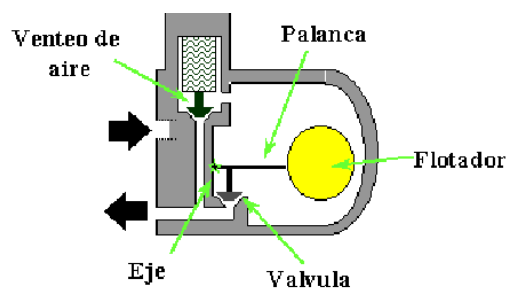


FIGURA 1.9 TRAMPA MECÁNICA CONVENCIONAL

Las **trampas termostáticas** operan por la percepción de la temperatura del condensado. Cuando la temperatura cae a un específico valor por debajo de la temperatura del vapor, la trampa termostática abrirá para liberar el condensado.

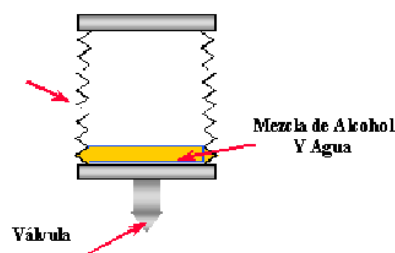


FIGURA 1.10 TRAMPA TERMOSTÁTICA

CONVENCIONAL TIPO FUELLE

Finalmente, la tercera categoría es la **trampa termodinámica**, la cual opera con la diferencia entre el flujo del vapor sobre una superficie, comparada con el flujo del condensado sobre la misma superficie.

El vapor o el gas fluyendo sobre la superficie crea un área de baja presión. Este fenómeno es empleado para mover la válvula hacia el asiento y así cerrar su paso.

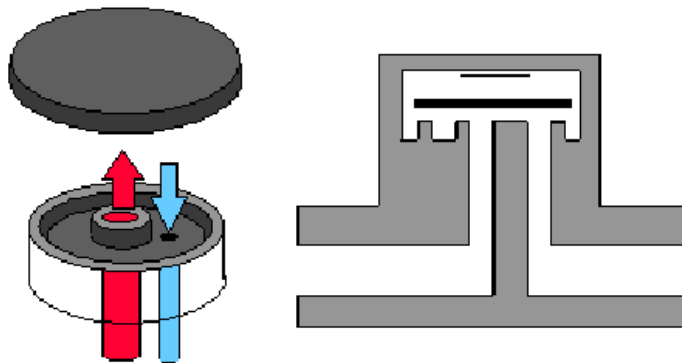


FIGURA 1.11 TRAMPA DE DISCO CONVENCIONAL

A continuación se presentan los diferentes tipos de trampas para vapor dentro de las tres principales categorías ya mencionadas:

TABLA 1.2
DIFERENTES TIPOS DE TRAMPAS Y SU CLASIFICACIÓN

Mecánicas	Flotador -Termostáticas.	Flotador Libre.
	Balde invertido.	Flotador con Nivel.
Termostáticas	Expansión.	Balde Libre. Capsula con líquido.
	Presión Balanceada.	Fuelle tipo Diafragma.
	Bimetálicas.	Bimetalicas.
Termodinámicas	Disco.	Camara expuesta.
	Impulso.	Aislamiento con aire.
		Aislamiento con Vapor.
		Orificio y Piston.

1.5 Recuperación de vapor

Todo proceso térmico donde se utiliza vapor como fluido calefactor produce o forma condensado. La presencia de éste en el circuito de vapor puede bajar el rendimiento térmico de la instalación o averiar elementos del circuito por el fenómeno de martillo de agua "Water Hammer", siendo por ello necesario evacuarlo.

Aunque este condensado debe ser desalojado de la red de distribución o a la salida de los equipos de consumo, es recomendable recuperarlo para disminuir el consumo de combustible del sistema y los costos debidos al agua tratada.

La recuperación del agua de condensación proporciona beneficios térmicos y de tratamiento de agua. El agua de condensación que no retorna debe compensarse por alimentación de agua por reposición, que generalmente es más fría que el condensado. La temperatura de condensación a menudo excede los 200°F mientras que el agua de reposición está entre los 50°F y 80°F. Como resultado, la diferencia de entalpías entre el condensado y el agua de reposición esta alrededor de 120 Btu/lb, una cantidad de energía que es a menudo es el 10% de la energía de vapor generado por la caldera.

Adicionalmente, el agua de reposición es generalmente tratada con químicos para quitar los minerales y establecer cierto nivel de pH en el agua de la caldera y en la del sistema. Reduciendo la cantidad de agua de reposición estaríamos ahorrando dinero en el uso de químicos. Las plantas industriales de vapor se extienden por grandes áreas. El condensado recuperado del sistema de vapor requiere tanques recolectores, equipos de bombeo, en otros casos también es necesario los separadores de vapor y equipos de filtración. Sin embargo, el ahorro de costo significativo evitando la compra, tratamiento y calentamiento del agua de reposición, hacen que el sistema de recuperación sea factible.

Tanque recolector de condensado

Se utiliza para coleccionar el condensado que retorna de los equipos o procesos que consumen vapor indirecto, y para ingresar el agua que debe reponerse al sistema. En algunas aplicaciones este tanque sirve para adicionar sustancias químicas que regulan la calidad del agua que ingresa a la caldera. Desde este tanque se puede alimentar directamente a la caldera o se puede llevar el agua al tanque deareador en cada que el sistema de vapor lo requiera.



FIGURA 1.12 TANQUE RECOLECTOR DE CONDENSADO

Deareador

Los deareadores se han usado por mucho tiempo en las plantas de poder y en las calderas con tubos, principalmente por que quitan el oxígeno disuelto y elevan la temperatura del agua de alimentación a la caldera.

Los gases necesitan ser quitados del agua de alimentación para evitar la corrosión en los tanques recolectores de condensado, líneas de alimentación, bombas de alimentación y en la caldera.

Si el dióxido de carbono está presente entonces el pH será bajo, y por ende aumentara el grado de corrosión.

La eliminación del oxígeno disuelto puede lograrse por químicos o por métodos físicos, pero normalmente se usa la combinación de las dos.

Un requisito esencial para disminuir la corrosión es de mantener el pH a no menos de 8.5 a 9, donde es el nivel más bajo de dióxido de carbono y remueve todos los rasgos de oxígenos.

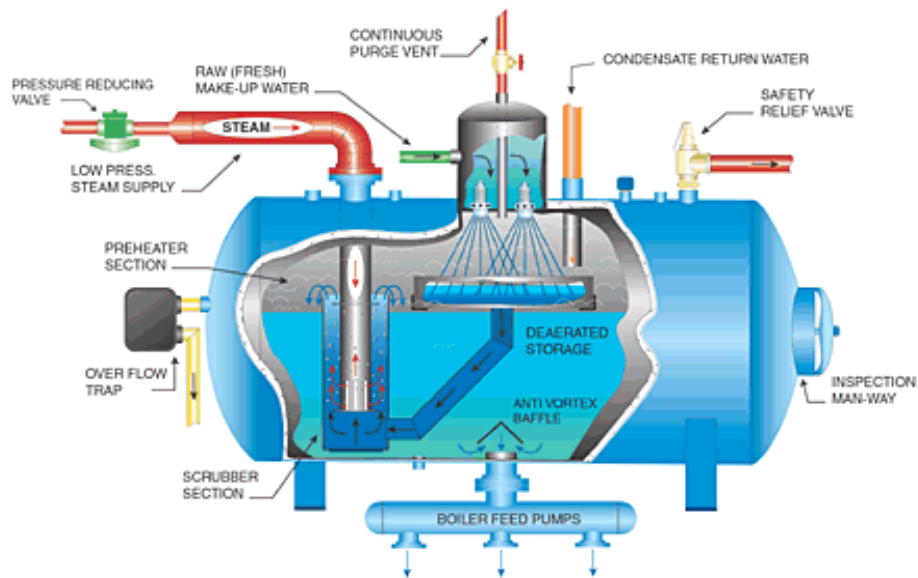


FIGURA 1.13 ESQUEMA DE UN TANQUE DEAREADOR

El retorno de condensado de la planta puede tener a impacto significativo en el tratamiento de alimentación de agua a la caldera, el condensado está caliente y químicamente tratado, consecuentemente mientras más cantidad de condensado retorne menos tratamiento de químicos requerirá el agua de alimentación.

La primera paso en el tratamiento del agua de alimentación es calentar el agua para mover el oxígeno. Típicamente el tanque de alimentación debe operar entre los 85 °C y 90 °C. Esto deja un contenido de oxígeno de alrededor de 2ppm.

¿Cómo opera un deaerador presurizado?

Si un líquido está a su temperatura de saturación, la solubilidad de un gas en él es cero, aunque el líquido debe agitarse fuertemente o asegurarse que este hirviendo completamente el deaerador.

Esto se logra en el domo del deaerador interrumpiendo el agua en tantas gotas como sea posible, haciendo circundar estas gotas con una atmósfera de vapor. Esto hace que el calor se transmita rápidamente del vapor al agua alcanzando de manera inmediata la temperatura de saturación del vapor.

Es esencial aumentar la temperatura del agua, soltando los gases durante el muy corto periodo de residencia en el domo del deaerador.

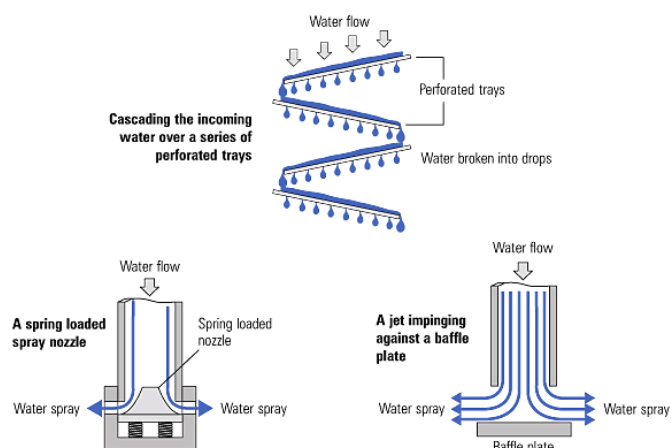


FIGURA 1.14 ENTRADA DE AGUA AL DEAREADOR

Parámetros de operación de un deareador

Por lo general un deareador tiene una presión de operación de aproximadamente 3 Psi, dando una temperatura de saturación de 105°C (221°F).

El recipiente podría acumular agua entre 10 y 20 minutos para la caldera a plena carga.

La presión de abastecimiento de agua al deareador debe ser por lo menos 2 bares para asegurar la buena distribución a la boquilla.

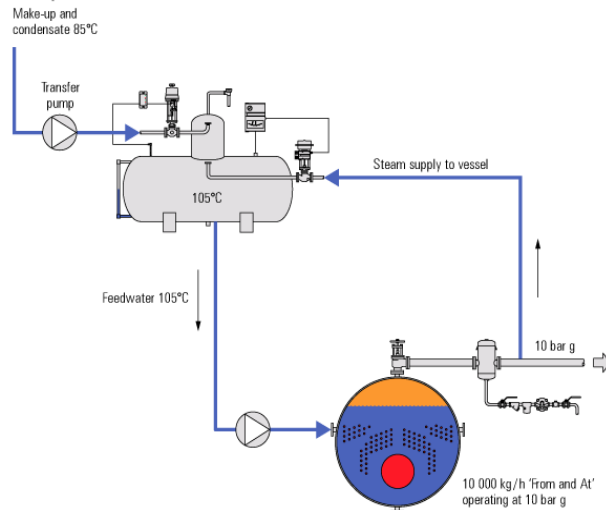


FIGURA 1.15 TIPICA INSTALACION DE UN DEAREADOR

1.6 Eficiencia de una caldera

La eficiencia de una caldera es la relación entre el calor aprovechado por el fluido (agua y vapor) y el calor que suministra el combustible al mismo en una hora [7].

La eficiencia de la caldera es determinada por dos factores:

- 1.- Diseño de la caldera y limpieza de las superficies de calefacción.
- 2.- Diseño del quemador y habilidad de este para ser ajustado y sostener la relación aire-combustible.

Los diferentes tipos de eficiencia son:

- 1.- Eficiencia de combustión
- 2.- Eficiencia térmica
- 3.- Eficiencia total de la caldera

Eficiencia de combustión: Esta es la eficiencia exclusiva del quemador y está relacionada con su habilidad para quemar totalmente el combustible. La caldera propiamente tiene poca relación, sobre la eficiencia de combustión. Con un 15% a 20% de exceso de aire, un buen quemador deberá tener una eficiencia de combustión de 94% a 97%.

Eficiencia térmica: Esta es la efectividad de la transmisión de calor en un cambiador de calor. Esta no toma las pérdidas por radiación y convección u otras pérdidas varias, tales como: la variación en el poder calorífico, precisión en la medida de combustible, vapor y agua, o peso de los accesorios. Las pérdidas por radiación, convección y varias pueden ser de 1% a 3% de la capacidad desarrollada por la caldera y su valor depende del tamaño de está.

Eficiencia total de la caldera: Este es un término general y significa la eficiencia térmica total o sea la eficiencia combustible a vapor.

La eficiencia total de una caldera es la relación entre el calor aprovechado por el fluido (agua y vapor) y el calor que suministra el combustible al mismo, en una hora.

Algebraicamente la eficiencia de una caldera o generador de vapor se puede expresar así:

$$\eta = \frac{Q_a}{Q_s} = \frac{W(H_v - H_l)}{P_c \times C_c}$$

donde:

η = Eficiencia del generador

W = Peso del vapor producido por hora

H_v = Entalpía de vapor a la salida de la caldera

H_l = Entalpía del agua a la entrada de la caldera

P_c = Poder calorífico del combustible

C_c = Cantidad de combustible, quemado por hora en peso.

Esta expresión puede indicarse de la siguiente manera:

$$\eta = \frac{Q_s - Q_p}{Q_s} = 1 - \frac{Q_p}{Q_s}$$

Donde:

Q_s = Calor suministrado

Q_p = Calor perdido

¿Cómo comprobar la eficiencia de una caldera?

Para comprobar la eficiencia existen dos métodos:

- Método directo
- Método indirecto

Método directo: Se requiere de instrumentos apropiados para la medición de la cantidad total de Kcal(Btu) aprovechadas por el vapor o agua caliente producida.

La cantidad de vapor producido es generalmente, determinado con medidores del agua de alimentación, y deberá ser comprobado con medidores de flujo de vapor. Se deberán usar calorímetros, para determinar la calidad de vapor. Se deberá llevar un control preciso del flujo y temperatura del agua de reposición, de las lecturas del calorímetro y de la presión de vapor, asimismo se deberán mantener una carga constante en la caldera preferentemente en su capacidad máxima.

Método indirecto: Para realizar este método se debe utilizar los siguientes equipos:

- Analizador de gases, para comprobar el contenido de CO₂, O₂ y CO en los gases de la combustión.
- Termómetro en la chimenea.
- Termómetro en el cuarto de calderas.

- Gráficas para pérdidas de calor a través de la chimenea para distintos combustibles.
- Graficas de corrección para sumar las pérdidas por radiación y convección y pérdidas varias.

CAPITULO 2

2. SISTEMA DE VAPOR INSTALADO EN UNA PLANTA INDUSTRIAL EN GUAYAQUIL.

2.1 Equipos de generación de vapor

La planta industrial El Café-Guayaquil cuenta con cinco calderas para brindar servicio de generación de vapor para los diferentes puntos que el proceso de exige. La capacidad instalada de generación de vapor es de 2300BHP. Todas las calderas instaladas en la planta son pirotubulares.

La presión de operación de las calderas es de 220 Psig, debido a que el proceso de liofilización del café así lo exige.

Las calderas instaladas en la planta son:

TABLA 2.1

TIPOS DE CALDERAS INSTALADAS EN LA PLANTA INDUSTRIAL EL CAFÉ-GUAYAQUIL

N° CALDERA	MARCA	MODELO	SERIE	CAPACIDAD
CALDERA N° 1	CLEAVER BROOKS	CB600300	L70941	300BHP
CALDERA N° 2	CLEAVER BROOKS	CB600500250	OLO95975	500BHP
CALDERA N° 3	FULTON	FBC5003P	HF0237	500BHP
CALDERA	FULTON	FBC5003P	HF0237	500BHP

N° 4				
CALDERA N° 5	FULTON	FBC5003P	HF0237	500BHP

La caldera N°1 de 300BHP genera 10350 lb/hr y las calderas de 500BHP generan 17250 lb/hr, teniendo un flujo de vapor instalado de 79350 lb/hr.



FIGURA 2.1 CALDERO CLEAVER BROOKS



FIGURA 2.2 CALDERO FULTON

La combustión

Industrialmente se entiende por combustión la combinación violenta, con desprendimiento sensible de calor y luz, del aire con el carbono, hidrogeno y azufre, que constituyen los elementos activos de los combustibles sólidos, líquidos y gaseosos.

La combustión del oxígeno con el carbono, hidrogeno y azufre, se efectúa en proporciones bien determinadas. Así pues, por cada átomo de carbono se necesitan dos átomos de oxígeno para llegar a una combustión armónica formándose gas anhídrido carbónico (CO_2) aunque también se puede combinar un átomo de carbono con uno de oxígeno cuando el carbono se quema con una deficiencia de aire, formándose el gas "monóxido de carbono" (CO) producto de una combustión imperfecta, que

debe evitarse porque la combustión del carbono en forma de CO, no proporciona más que aproximadamente el 30% del poder calorífico que resulta de la combustión uniforme en forma de CO₂.

El hidrogeno se combina siempre en proporción de dos átomos de hidrogeno con 1 de oxigeno, formando vapor de agua H₂O y el azufre se combina siempre en la proporción de 1 átomo de azufre con 2 átomos de oxigeno, formando el gas anhídrido sulfuroso SO₂. Este gas es muy perjudicial, porque al enfriarse los productos de la combustión, el agua procedente de la combustión del hidrogeno y que proviene de la humedad del combustible más de la del aire de combustión, se condensa y reacciona con el gas anhídrido sulfuroso SO₂ formando el acido sulfúrico H₂SO₄, sumamente corrosivo y que ataca a los conductos de humos, sobre todo a los metálicos.

Se debe tener un aspecto muy importante en la combustión, esto es que un combustible líquido como gasolina, mezcla compleja de combustiones de los elementos hidrogeno y carbono (hidrocarburos) y que también contiene el elemento azufre, en cantidades muy pequeñas. Si se tiene una cantidad de combustible en un tanque, a presión atmosférica,

siempre se tendrá una pequeña porción de gases de gasolina sobre la superficie líquida, debido al fenómeno natural de la evaporación. El proceso de la combustión se puede iniciar instantáneamente y para ello bastara acercar una fuente de calor externa de cierta intensidad. Una vez que se ha iniciado el proceso, parte del calor producido se emplea en llevar el combustible de su estado líquido natural al gaseoso, para continuar la combustión del mismo.

Para realizar la combustión debemos se debe tener bien en claro los siguientes aspectos:

1. Para poder quemar, toda sustancia combustible debe estar en aspectos gaseosos.
2. Debe estar presente el elemento oxígeno, mezclado con el gas combustible en una proporción adecuada.
3. Debe disponerse de una fuente de calor externa de intensidad y cantidad adecuadas para poder iniciar la combustión.

Otro aspecto importante para realizar una combustión completa es que se debe llevar un control del aire que es suministrado por el quemador de la caldera, pues al haber un exceso de aire, el rendimiento es menor porque

se calienta una cantidad de aire innecesario que no interviene en la combustión y escapa por la chimenea a una elevada temperatura. Pero por otro lado debe evitarse la falta de aire pues, existe el peligro de la formación de CO, resultante de una combustión incompleta del carbono, debemos tomar en cuenta que el CO₂, es inversamente proporcional a la cantidad de exceso de aire utilizado.

TABLA 2.2

TIPOS DE QUEMADORES UTILIZADO EN LOS CALDEROS DE LA PLANTA INDUSTRIAL EL CAFÉ-GUAYAQUIL

QUEMADORES	MARCA	MODELO	SERIE	CAPACIDAD DEL MOTOR
QUEMADOR CALDERA N° 1	CLEAVER BROOKS	SIN MODELO	SIN SERIE	10HP@3500RPM
QUEMADOR CALDERA N° 2	CLEAVER BROOKS	SIN MODELO	SIN SERIE	15HP@3500RPM
QUEMADOR CALDERA N° 3	INDUSTRIAL COMBUSTION	DE-210P	44891-1	25HP@3525RPM
QUEMADOR CALDERA N° 4	INDUSTRIAL COMBUSTION	DE-210P	44891-2	25HP@3525RPM
QUEMADOR	INDUSTRIAL	DE-210P	50003-1	25HP@3525RPM

CALDERA N° 5	COMBUSTION			
--------------	------------	--	--	--

Para controlar la verificación de una combustión adecuada en el quemador de una caldera se debe tener en cuenta los siguientes aspectos:

- Análisis de los gases de combustión de una caldera
- Temperatura de los gases en la chimenea.

Los quemadores utilizados en las calderas instaladas en la planta para realizar la combustión están detallados en la Tabla 2.2.

2.2 Distribución de vapor a los diferentes procesos

La demanda de vapor es requerida en los siguientes procesos:

- Extracción.
- Evaporación.
- Aglomerado.

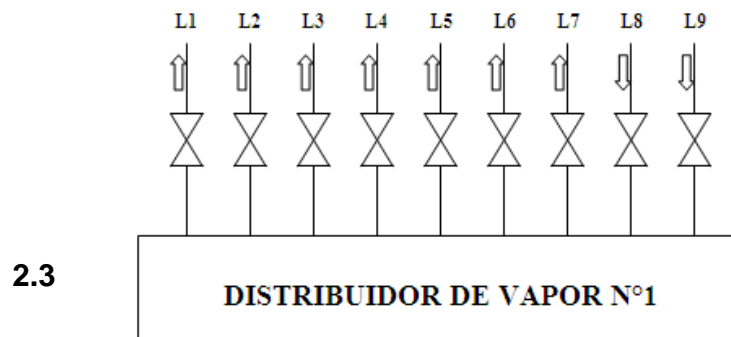
- Spray.
- Tostión.
- Cámara de secado FD Batch.
- Condensadores Bondles FD Batch.
- Sistema de vació FD Batch.
- Cámara de secado FD Continua.
- Condensadores Bondles FD Continua.
- Sistema de vació FD Continua.

En la actualidad están instalados tres medidores de flujo de vapor, uno para cada planta, pero no hay medidores de flujo de vapor para cada uno de los procesos donde se utiliza vapor, por ende no tienen como controlar los consumos de vapor en cada uno de los procesos.

Una vez generado el vapor en las calderas, es transportado a los diferentes procesos. Para ello la planta industrial El Café-Guayaquil consta de 5 distribuidores de vapor.

El distribuidor de vapor N° 1 (Ver figura 2.3) es utilizado para suministrar vapor a la planta soluble.

Para saber el uso de las líneas de vapor que están conectadas al distribuidor N° 1 podemos ver la Tabla N° 2.3.



FIGURA

2.3

ESQUEMA DEL DISTRIBUIDOR DE VAPOR N°1

TABLA 2.3

LÍNEAS DE VAPOR EN EL DISTRIBUIDOR N°1

LÍNEA	DESCRIPCION	DIA.
L1	Línea de salida de vapor a las líneas de descarga de bagazo y a los tostadores	2-1/2"
L2	Línea de salida de vapor a Aglomerado	1-1/2"
L3	Línea de salida de vapor al tanque de	2"
L4	Línea de salida de vapor a los evaporadores CT-9 y tubulares.	6"
L5	Línea de salida de vapor a línea N° 3 de	3"
L6	Línea de salida de vapor a línea N° 2 de	2-1/2"
L7	Línea de salida de vapor a línea N° 1 de	3"
L8	Línea de entrada de vapor del distribuido N° 3	6"
L9	Línea de entrada de vapor del distribuido N° 2	6"

El distribuidor de vapor N° 2 es utilizado esencialmente para poder suministrar vapor a los demás distribuidores, debido a que recibe vapor de las calderas 1, 2, 4 y 5.

En la figura 2.4 y en la Tabla N° 2.4 podemos ver las líneas de vapor que están conectadas al distribuidor N° 2.

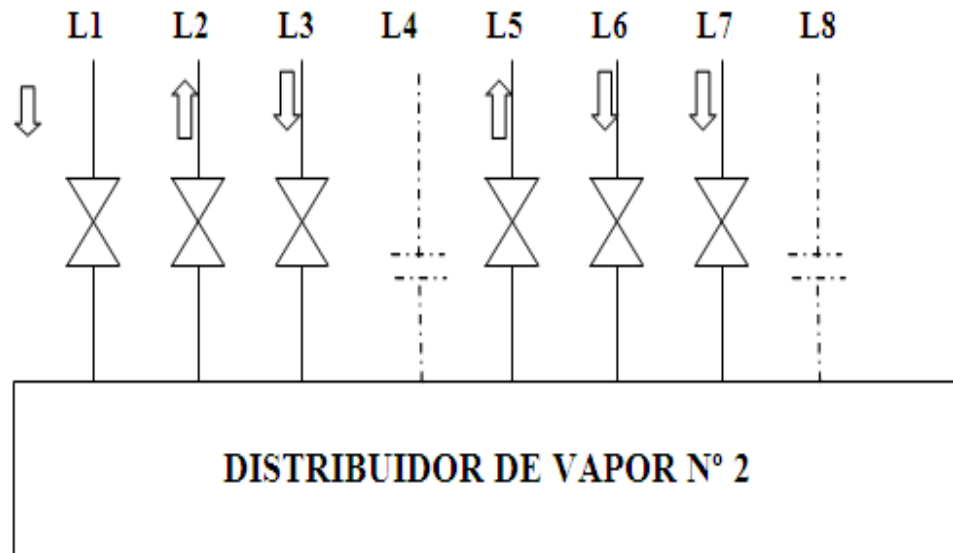


FIGURA 2.4 ESQUEMA DEL DISTRIBUIDOR DE VAPOR N° 2

TABLA 2.4

LÍNEAS DE VAPOR EN EL DISTRIBUIDOR N° 2

LINEA	DESCRIPCION	DIA.
L1	Línea de entrada de vapor desde la caldera N° 2	6"
L2	Línea de salida de vapor al distribuidor N° 1	6"
L3	Línea de entrada de vapor desde la caldera N° 4	6"
L4	Línea de equalización con el distribuidor N° 4	6"
L5	Línea de salida de vapor al distribuidor N° 5	6"
L6	Línea de entrada de vapor desde la caldera N° 5	6"
L7	Línea de entrada de vapor desde la caldera N° 1	6"
L8	Línea de equalización con el distribuidor N° 3	6"

El distribuidor de vapor N° 3 es utilizado esencialmente para poder suministrar vapor a los demás distribuidores, debido a que recibe vapor de las calderas 1, 2, 4 y 5.

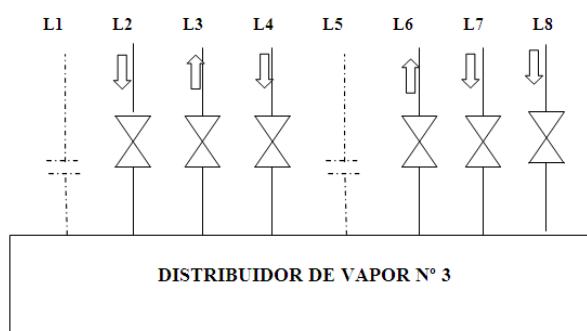


FIGURA 2.5 ESQUEMA DEL DISTRIBUIDOR DE VAPOR N° 3

En la figura 2.5 y en la Tabla N° 2.5 podemos ver las líneas de vapor que están conectadas al distribuidor N° 3.

TABLA 2.5

LÍNEAS DE VAPOR EN EL DISTRIBUIDOR N° 3

LÍNEA	DESCRIPCION	DIA.
L1	Línea de ecualización con el distribuidor N° 2	6"
L2	Línea de entrada de vapor desde la caldera N° 2	6"
L3	Línea de salida de vapor al distribuidor N° 1	6"
L4	Línea de entrada de vapor desde la caldera N° 4	6"
L5	Línea de ecualización con el distribuidor N° 3	6"
L6	Línea de salida de vapor al distribuidor N° 5	6"
L7	Línea de entrada de vapor desde la caldera N° 1	6"
L8	Línea de entrada de vapor desde la caldera N° 5	6"

El distribuidor de vapor N° 4 es utilizado esencialmente para poder suministrar vapor a la planta continua, específicamente a la cámara de secado y al sistema de vacío Jet de 5 etapas.

Este distribuidor recibe vapor de la caldera N° 3 y a su vez tiene una ecualización con los distribuidores N° 2 y 3.

En la figura 2.6 y en la Tabla N° 2.6 podemos ver las líneas de vapor que están conectadas al distribuidor N° 4.

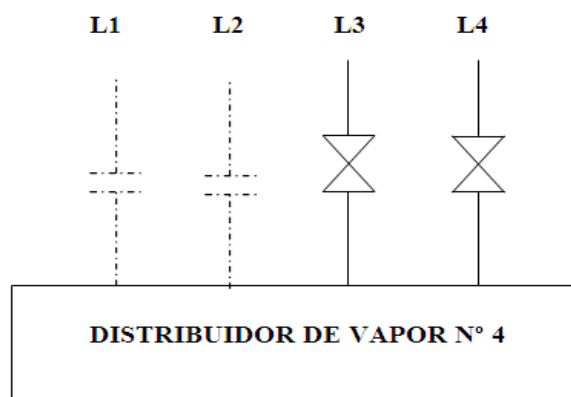


FIGURA 2.6 ESQUEMA DEL DISTRIBUIDOR DE VAPOR N° 4

TABLA 2.6

LÍNEAS DE VAPOR EN EL DISTRIBUIDOR N° 4

LÍNEA	DESCRIPCION	DIA.
L1	Línea de ecualización con el distribuidor N° 3	6"
L2	Línea de ecualización con el distribuidor N° 2	6"
L3	Línea de entrada de vapor desde la caldera N° 3	6"
L4	Línea de salida de vapor a la planta continua	6"

El distribuidor de vapor N° 5 es utilizado exclusivamente para suministrar vapor a la planta liofilizado batch.

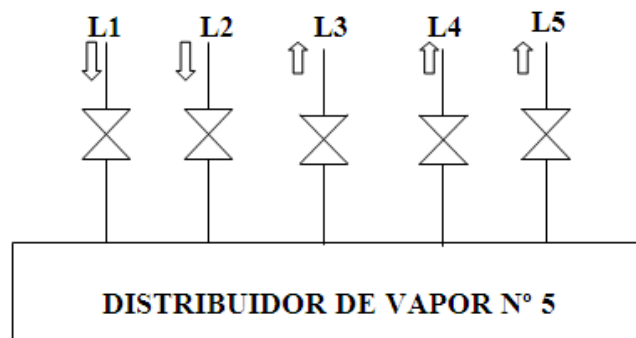


FIGURA 2.7 ESQUEMA DEL DISTRIBUIDOR DE VAPOR N° 5

TABLA 2.7

LÍNEAS DE VAPOR EN EL DISTRIBUIDOR N° 5

LÍNEA	DESCRIPCION	DIA.
L1	Línea de entrada de vapor desde el distribuidor N° 3	6"
L2	Línea de entrada de vapor desde el distribuidor N° 2	6"
L3	Línea de salida de vapor a la calentador de glicol	4"
L4	Línea de salida de vapor a los condensadores bondell	4"
L5	Línea de salida de vapor a hogger	2.5"

Aglomerado

El vapor es transportado por una línea de vapor de 1-1/2" a un pequeño distribuidor de vapor a una presión de 220 Psig, el mismo que es utilizado en la cámara de aglomerado y en el vibrofluizer.

El vibrofluizer se lo emplea para quitarle humedad al café, posee dos entradas de aire caliente y una de aire frío. (Ver figura 2.8)



FIGURA 2.8 VIBROFLUIZER

Para generar el aire caliente, la energía del vapor es enviada del distribuidor de vapor principal de aglomerado a un distribuidor con 5 salidas de flujo de vapor a una presión de 165 Psi, este flujo de vapor es regulado por una válvula de control proporcional. Cada una de las 5 líneas de salida de vapor del distribuidor se envía vapor a las bobinas de un calentador, el vapor recircula por dichas bobinas y por medio de un Ventilador Niro Atomizar modelo MT 675-250(Ver figura 2.9) el aire caliente es enviado a la cámara del vibrofluizer.

La temperatura de entrada de aire caliente al vibrofluizer oscila entre los 130 y 140°C.



FIGURA 2.9 VENTILADOR DE AIRE CALIENTE DEL VIBROFLUIZER

Para generar el aire frío se utiliza un Enfriador Niro Atomizer Modelo HT 253-530(Ver figura 2.10) y mediante un ventilador es enviado el aire frío al vibro.

La temperatura de entrada de aire frío al vibro-fluizer oscila entre los 18 y 20 °C.



FIGURA 2.10 VENTILADOR DE AIRE CALIENTE DEL VIBROFLUIZER

Una vez realizado el proceso de secado en la cámara del vibro el producto es enviado a una zaranda, la misma que tiene como función homogenizar los gránulos de café para luego ser enviado a la cámara de aglomerado.

La cámara de aglomerado posee una entrada de vapor, dos entradas de aire caliente y una entrada de producto.



FIGURA 2.11 CÁMARA DE AGLOMERADO

Para hacer que ingrese el vapor a la cámara, el vapor es transportado del distribuidor principal de aglomerado por una línea de vapor de 1-1/2" y del distribuidor sale el vapor por una línea de vapor de 1" a una presión de 200 Psig, y mediante una válvula reductora de presión, la presión del vapor es reducida a 70 Psig, dicho vapor es enviado a un pequeño distribuidor de 2 salidas de vapor, el mismo que es dirigido a las bobinas de calentamiento que utiliza el calentador de la cámara de aglomerado, y mediante un ventilador es enviado el aire caliente a la cámara aglomeradora. La temperatura de entrada de aire caliente usando vapor es de 130°C.



FIGURA 2.12 VENTILADOR DE AIRE CALIENTE A LA CÁMARA DE AGLOMERADO

Para la segunda entrada de aire caliente, se utiliza unas resistencia tubulares que tiene una alimentación de energía eléctrica de 220V generando calor, el mismo que enviado mediante un ventilador a la cámara a una temperatura de 80°C.

Para la entrada de vapor, el vapor es transportado por una línea de 1" a una presión de 100 Psi y es reducida a 20 Psi mediante una válvula reductora de presión, El mismo que entra a la cámara de aglomerado a una temperatura de aproximadamente 130°C.

Todo el calor que entra a la cámara es utilizado para lograr que el café obtenga una textura idónea y así convertir el café instantáneo en café aglomerado.

Extracción

En el área de extracción se obtiene la hidrólisis de café, en la actualidad se constan con 3 líneas de extracción, cada línea posee 6 extractores, los cuales trabajan a una presión de 15 bar.

Cada una de las líneas posee dos calentadores y un precalentador, y un distribuidor de vapor.



FIGURA 2.13 EXTRACTORES DE CAFÉ

Desde el distribuidor de vapor N°1 ubicado en el área de calderas, el vapor es transportado a un distribuidor de vapor por una tubería de 3" de diámetro, llegando a una presión de 200 Psi, de aquí se distribuye por una línea de vapor de 1" a los manifold de los extractores, la otra línea de vapor de 1" a los calentadores y la tercera línea de vapor de 1" va al recuperador de aroma.

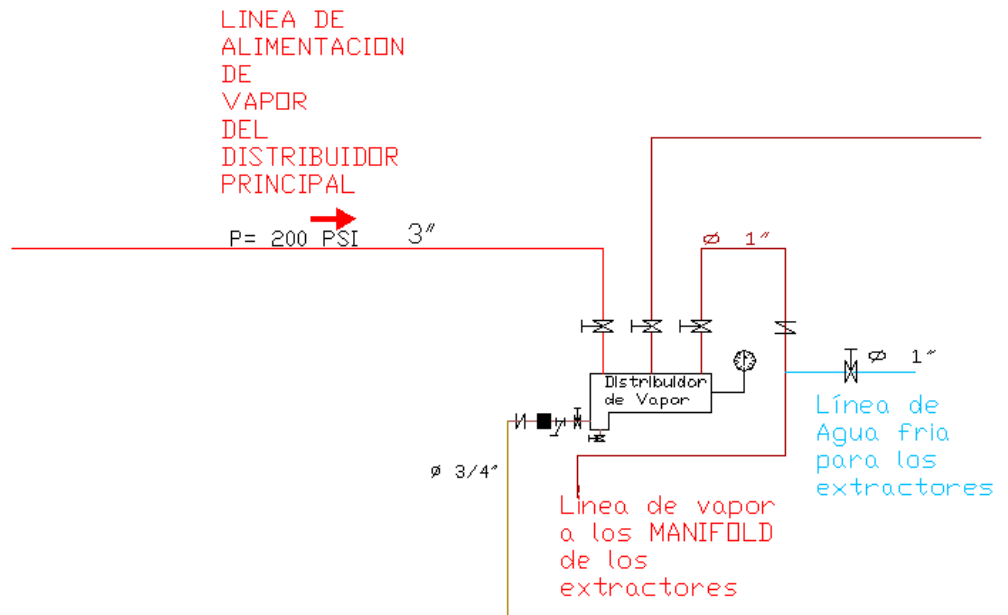


FIGURA 2.14 DISTRIBUIDOR DE VAPOR EN LINEA DE EXTRACCION

La presión del vapor a la entrada del calentador es de 100 Psi, en los calentadores ingresa agua a una temperatura de unos 100°C, el mismo que es elevado a una temperatura de 180°C para luego enviar esta agua a los extractores así obtener la hidrólisis de café, dicha hidrólisis recircula por los 5 extractores restantes disminuyendo 5°C en cada extractor hasta llegar al grado Brix óptimo.

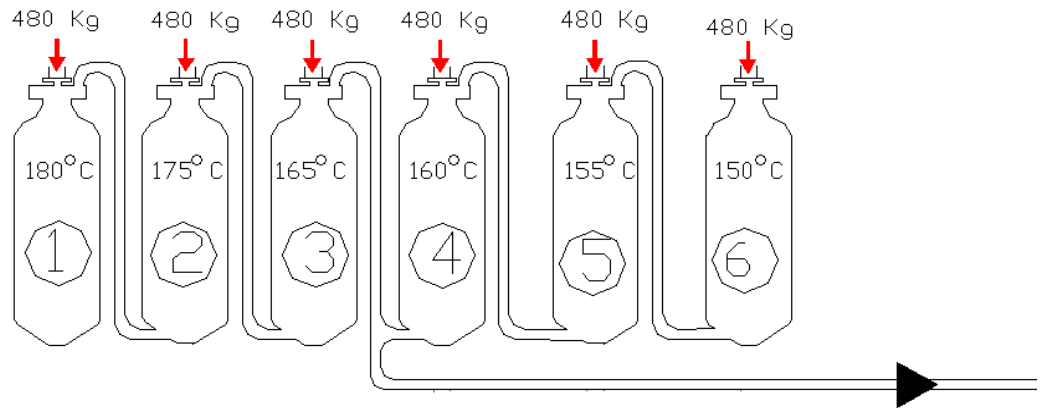


FIGURA 2.15 ESQUEMA DE UNA LINEA DE EXTRACCIÓN



FIGURA 2.16 MANIFOLD DE EXTRACCIÓN

Cada línea de extracción está compuesta por seis manifold, en el primer manifold tenemos una entrada de producto que sale de los extractores, una entrada de agua caliente y una entrada de vapor (Ver figura 2.16). La presión de operación de los manifold es de 15bar.

Evaporación

En el proceso de evaporación el vapor es utilizado para entregar energía al café para de esta manera poder alcanzar los grados brix óptimo. La máquina principal utilizada para realizar este proceso es un evaporador tubular de tres efectos (Ver figura 2.17).

El evaporador tubular en cada uno de los efectos posee una calandria, la misma que funciona como un intercambiador de calor tubo coraza debido a que está compuesta por una serie de tubos por donde recircula la hidrólisis de café centrifugada y el vapor recircula por la coraza a una presión de 200 Psig, haciendo que en primer efecto obtengamos una temperatura de 42°brix, en el segundo efecto 48 °brix y en el tercer efecto una temperatura de 52°brix.



FIGURA 2.17 EVAPORADOR TUBULAR DE TRES EFECTOS

En este proceso es de suma importancia que el flujo de vapor sea constante, y a su vez la presión de entrada de vapor no sea menor a unos 200 Psi.

El vapor utilizado es retornable, pero en los actuales momentos se lo está botando al sumidero.

Tostión

En este proceso, se genera calor en un hogar por medio de un quemador de alta presión, y a través de ductos aislados térmicamente el calor es transportado al cilindro del tostador donde el café recibe dicho calor para realizar la cocción. La temperatura del cilindro es de 200°C.

El vapor es utilizado para apagar el conato de incendio que se produce en el cilindro del tostador cuando el café comienza a quemarse. El vapor utilizado en este proceso es un vapor no retornable.



2.18 TOSTADOR DE CAFÉ

FIGURA

Tanque de redisuelto

En este tanque se utiliza vapor para poder redissolver el café que no cumple con las normas de calidad. La presión de entrada de vapor al tanque es de 200 Psig.

Se utiliza un agitador para hacer que la mezcla se haga homogénea y así poder reprocesar. La línea de vapor utilizada es de 2" de diámetro, el vapor aplicado en este tanque es un vapor no retornable.



FIGURA 2.19 TANQUE DE REDISUELTO

Líneas de descarga de extractores

Los extractores descargan el bagazo a una presión de aproximadamente de 15 Bar por unas tuberías de 4", las mismas que deben de ser precalentadas para que no haya un choque térmico en las líneas de descargas, para ello se usa vapor.

El bagazo es enviado a un silo donde se lo almacena. El vapor utilizado es un vapor no retornable.



FIGURA 2.20 SILO DE BAGASO

Spray

En el proceso de spray el vapor es utilizado para elevar la temperatura del agua que ingresa al intercambiador de placas. El vapor ingresa a un precalentador a una presión de 100Psi.

El intercambiador de placas tiene dos entradas de producto y dos entradas de agua caliente. La temperatura de la hidrólisis de café es de 50°C y la temperatura del agua es de 85 °C.



FIGURA 2.21 INTERCAMBIADOR DE CALOR DE PLACAS

Sistema de vació FD Batch

El proceso de liofilización del café por batch exige que en la cámara de secado se tenga una presión de vació de 200 mtorr, para ello se utiliza un sistema jet eyector de 2 etapas, el mismo que requiere una alimentación de vapor a una presión de 220 Psi.

La presión del vapor se debe mantener a 220 Psig, ya que al elevarse la presión haría que el café se enmelé en la cámara de secado y esto traería grandes problemas debido a que no se cumpliría los objetivos de producción.



FIGURA 2.22 SISTEMA JET EYECTOR DE DOS ETAPAS

Cámara de secado FD Batch

La cámara de secado es utilizada para quitarle humedad al café, para ello se utiliza unas placas radiantes, la misma que circula por su interior una sustancia llamada glicol a una temperatura de 105°C.



FIGURA 2.23 CÁMARA DE SECADO

Para elevar la temperatura del glicol a los 105°C, se utiliza un calentador, el mismo que tiene una alimentación de vapor a una presión 35 Psig,

El vapor utilizado en esta parte del proceso es un vapor retornable.

Condensadores Bondles FD Batch

En el proceso de secado, las cámaras utilizan dos condensadores, dichos condensadores se congelan al realizar el secado de café, por lo que necesitan una alimentación de vapor por el lapso de 2 minutos para poder realizar el descongelamiento de los mismos. La presión del vapor que ingresa a los condensadores es de 10 Psi.



FIGURA 2.24 CONDENSADORES BONDLES FD BATCH

Sistema de vacío FD Continuo

El proceso de liofilización del café continuo exige que en la cámara de secado se tenga una presión de vacío 280 mtorr, para ello se utiliza un sistema jet eyector de 5 etapas, el mismo que requiere una alimentación de vapor a una presión de 220 Psig.

La presión del vapor se debe mantener a los 220 Psig, ya que al elevarse la presión haría que el café se enmelé en la cámara de secado y esto traería grandes problemas debido a que no se cumpliría los objetivos de producción.



FIGURA 2.25 SISTEMA JET EYECTOR DE CINCO ETAPAS

Cámara de secado FD Continuo

En la cámara de secado de la planta FD Continuo se utiliza el vapor para quitarle humedad al café, el mismo que ingresa a una presión de 50 Psi. La presión del vapor debe mantenerse a los 50 Psig debido a que en esta cámara se utilizan mesas vibratorias, y al aumentar dicha presión haría que mesas vibratorias tengan problemas de exceso de vibración.

El vapor utilizado en este proceso es un vapor retornable.



FIGURA 2.26 CÁMARA DE SECADO CONTINUO

Condensadores Bondles FD Continuo

En el proceso de secado, la cámara continua utiliza seis condensadores, dichos condensadores se congelan al realizar el secado de café, por lo que necesitan una alimentación de vapor por el lapso de 2 minutos para poder realizar el descongelamiento de los mismos.

La presión del vapor que ingresa a los condensadores es de 7 Psig, este proceso el vapor no es retornable.



FIGURA 2.27 CONDENSADOR BUNDLES

2.3 Sistema de recuperación de condensado

Los condensados puros que se obtienen de la planta soluble específicamente de los procesos de extracción, aglomerado y spray, se acumulan en un tanque recolector de condensado de una capacidad de 1500 litros. (Ver figura 2.28).

La temperatura que llega el condensado a este tanque recolector de condensado es de 65 °C.



FIGURA 2.28 TANQUE RECOLECTOR DE CONDENSADO

En el tanque recolector de condensado de la planta soluble se puede observar que se está perdiendo gran cantidad de energía (Ver figura 2.29).



FIGURA 2.29 PÉRDIDA DE ENERGÍA EN EL TANQUE RECOLECTOR DE CONDENSADO

El condensado puro que se almacena en este tanque es enviado a un tanque recolector de condensados vertical por medio de dos bombas de ciclos, este tanque tiene una capacidad de 9m^3 .

La temperatura de llegada del condensado es de $60\text{ }^\circ\text{C}$ a la presión atmosférica.



FIGURA 2.30 TANQUE RECOLECTOR DE CONDENSADO VERTICAL

En el proceso de Evaporación que se realiza en la planta soluble genera un valor promedio de $194.4 \text{ m}^3/\text{día}$ de condensado orgánico los cuales se botan al canal de aguas residuales y es transportada a la planta de efluentes donde se ve limitada debido al incremento que genera el ingreso dicho caudal de condensado a su capacidad de tratamiento de agua instalada (Ver figura 2.31).



FIGURA 2.31 PÉRDIDAS DE CONDENSADO ORGÁNICO

TABLA 2.8

**CAUDALES PROMEDIOS DE CONDENSADO ORGÁNICO EN LOS
TRES EFECTOS DEL EVAPORADOR TUBULAR**

	Evaporador tubular	Primer efecto	Segundo efecto	Tercer efecto	Total
Caudal (m³/día)	36.48	90.72	33.66	33.49	194.4
PH	2.75	2.97	2.8	2.51	
T(°C)	36.7	74.1	73.8	69.9	

El caudal promedio de condensado orgánico fue obtenido de un análisis que se realizó en el evaporador tubular para poder tener una idea de cuánto condensado se está botando al sumidero en cada uno de los efectos. (Ver tabla 2.8)

Este condensado orgánico no se lo está recuperando, debido a que anteriormente se lo enviaba hacia las calderas para su funcionamiento, pero ocasionaba problemas en las calderas Fulton, ya que dichos equipos poseen unos sensores de conductividad que detectaban un alto nivel de materia orgánica en el condensado y por seguridad la caldera se apagaba. El condensado que se obtiene de los efectos contiene 1500ppm de materia orgánica y el fabricante de los calderos Fulton indica que solo permite hasta 5ppm de materia orgánica en la alimentación de condensado.

Para el caso de los Calderos Cleaver Brooks no poseen sensores de conductividad, sino poseen flotadores de niveles y si permiten esa cantidad de materia orgánica que ingrese al el sistema.

Los condensados puros que se obtienen de la planta liofilizado Batch, específicamente el condensado que se produce en el sistema de vacío jet eyector de 2 etapas se acumulan en un tanque recolector de condensados de 800 litros, dicho tanque está ubicado en el área de secado.

El condensado que se produce en el descongelamiento de los condensadores de las cámaras de secado se lo está botando, teniendo grandes pérdidas, debido a que es dinero lo que se está botando en forma de energía(Ver figura 2.32).

En este proyecto no se contemplará la recuperación de este tipo de condensado, debido a que es necesario realizar análisis químicos para poder tomar decisiones correctas, y a su vez darle el uso apropiado.

Pero sería de suma importancia que la planta industrial realice un estudio minucioso de este tipo de condensado, y ver la forma de cómo se podría recuperarlo, ya que sería de suma importancia que sepan cual es su

c



química y cuál es la cantidad de condensado que se está botando al sumidero, teniendo en cuenta que existen 14 condensadores bundles para el proceso de secado.

**FIGURA 2.32 DESPERDICIO DE CONDENSADO EN EL
DESCONGELAMIENTO DE CONDENSADORES**

Los condensados puros que se obtienen de la planta liofilizado continua específicamente del condensado puro que se produce en el sistema de vacío jet eyector de 5 etapas y en la cámara de secado continuo se acumulan en un tanque recolector de condensado de una capacidad de 1000 litros (Ver figura 2.33). En este tanque podemos observar que se está desperdiciando condensado, debido a que este tanque no satisface para la demanda de condensado que se genera en esta planta, por lo

que reiteradamente se tapona y hace que el condensado se derrame en el piso.



FIGURA 2.33 TANQUE RECOLECTOR DE CONDENSADO PLANTA CONTINUA

Además no se está recuperando el condensado que se genera al realizar el descongelamiento de los seis condensadores que posee la cámara de secado.

Todo los condensados puros que se obtienen de la liofilizado batch y liofilizado continuo se acumulan en un tanque recolector de condensado horizontal de una capacidad de 1500 litros (Ver figura 2.34).

La temperatura del condensado al llegar a este es de 60°C, pero existe pérdida de calor debido en dicho tanque debido a que se encuentra en mal estado y a su vez el material que está construido no es el idóneo para almacenar condensado.



FIGURA 2.34 TANQUE RECOLECTOR DE CONDENSADO DE LA PLANTA BATCH Y CONTINUA

Para la alimentación de agua a las calderas la planta industrial El Café posee dos tanques deaeradores, el mismo que ayuda a eliminar el oxígeno no disuelto del agua, evitando que cause corrosión localizada en los tubos.

Los tanques deaeradores actualmente están operando a 80°C, la temperatura de alimentación a los calderos debe de ser de 115°C, esto se logra manteniendo presurizado a 10Psig.

Con la utilización de estos deaeradores se está evitando hasta cierto punto de alimentar agua fría a las calderas, previniendo que se genere un choque térmico dentro de la caldera y a su vez evitar daños en los tubos de fuego y en las partes presurizadas. Adicionalmente, aumentando la temperatura de alimentación del agua se gana eficiencia térmica, ya que el gradiente de temperatura que se requiere para convertir el agua en vapor es menor, lo que implica un ahorro de combustible.

El tanque recolector de condensados vertical (Figura 2.30) que almacena el condensado de la planta soluble que esta a una temperatura de 60°C alimenta al deaerador # 1.

El tanque recolector de condensados horizontal que almacena el condensado de las plantas liofilizado Batch y continua que esta a una temperatura de 60°C alimenta al deaerador # 2.

El tanque deaerador # 1 alimenta de agua a las calderas 1 y 2, el tanque deaerador # 2 alimenta a las calderas 3,4 y 5.



FIGURA 2.35 TANQUE DEAREADOR Nº 1

2.4 Consumo de combustible, agua y químicos

En esta sección vamos a detallar los consumos de bunker, agua y químicos del primer semestre del año 2008. Esta información es tomada del Control de Medidores de Proceso (Sistema de Gestión de Calidad).

Consumo de Bunker

TABLA 2.9
CONSUMO DE BUNKER GALONES POR TONELADAS DE
PRODUCCIÓN “SPRAY” PRIMER SEMESTRE 2008

SPRAY					
MES	TONS. NETAS	TOTAL GLN-MES	GLN X TONS OBTENIDO	GLN X TONS ESTIMADAS	OBTENIDO VS. ESTIMADO
ENERO	207,93	29718,00	142,92	140,00	2,92
FEBRERO	116,55	19120,00	164,05	140,00	24,05
MARZO	104,73	14800,00	141,32	140,00	1,32
ABRIL	73,15	10937,00	149,51	140,00	9,51
MAYO	104,25	14809,00	142,05	140,00	2,05
JUNIO	60,70	9045,00	149,01	140,00	9,01

TABLA 2.10
CONSUMO DE BUNKER GALONES POR TONELADAS DE
PRODUCCIÓN “AGLOMERADO” PRIMER SEMESTRE 2008

AGLOMERADO					
MES	TONS. NETAS	TOTAL GLN-MES	GLN X TONS OBTENIDO	GLN X TONS ESTIMADAS	OBTENIDO VS. ESTIMADO
ENERO	120,75	5249,00	43,47	45,00	-1,53
FEBRERO	108,50	4764,00	43,91	45,00	-1,09
MARZO	103,03	4989,00	48,42	45,00	3,42
ABRIL	89,35	4502,00	50,39	45,00	5,39
MAYO	119,38	5913,00	49,53	45,00	4,53
JUNIO	103,75	5444,00	52,47	45,00	7,47

TABLA 2.11

CONSUMO DE BUNKER GALONES POR TONELADAS DE PRODUCCIÓN “LIOFILIZADO BATCH” PRIMER SEMESTRE 2008

LIOFILIZADO BATCH					
MES	TONS. NETAS	TOTAL GLN-MES	GLN X TONS OBTENIDO	GLN X TONS ESTIMADAS	OBTENIDO VS. ESTIMADO
ENERO	135,70	39638,00	292,10	260,00	32,10
FEBRERO	279,58	73193,00	261,80	260,00	1,80
MARZO	309,95	82635,00	266,61	260,00	6,61
ABRIL	287,43	78934,00	274,62	260,00	14,62
MAYO	289,45	77753,00	268,62	260,00	8,62
JUNIO	315,88	86992,00	275,40	260,00	15,40

TABLA 2.12

CONSUMO DE BUNKER GALONES POR TONELADAS DE PRODUCCIÓN “LIOFILIZADO CONTINUO” PRIMER SEMESTRE 2008

LIOFILIZADO CONTINUO					
MES	TONS. NETAS	TOTAL GLN-MES	GLN X TONS OBTENIDO	GLN X TONS ESTIMADAS	OBTENIDO VS. ESTIMADO
ENERO	247,10	86564,00	350,32	300,00	50,32
FEBRERO	249,10	80327,00	322,47	300,00	22,47
MARZO	250,60	84679,00	337,91	300,00	37,91
ABRIL	218,98	80596,00	368,05	300,00	68,05
MAYO	240,55	85032,00	353,49	300,00	53,49
JUNIO	267,57	97092,00	362,87	300,00	62,87

Consumo de agua

TABLA 2.13

CONSUMO DE AGUA MT³ POR TONELADAS DE PRODUCCIÓN

“SPRAY” PRIMER SEMESTRE 2008

SPRAY					
MES	TONS. NETAS	TOTAL GLN-MES	GLN X TONS OBTENIDO	GLN X TONS ESTIMADAS	OBTENIDO VS. ESTIMADO
ENERO	207,93	7972,00	38,34	36,00	2,34
FEBRERO	116,55	4376,00	37,55	36,00	1,55
MARZO	104,73	3954,00	37,75	36,00	1,75
ABRIL	73,15	2717,00	37,14	36,00	1,14
MAYO	104,25	3665,00	35,16	36,00	-0,84
JUNIO	60,70	2113,00	34,81	36,00	-1,19

TABLA 2.14

CONSUMO DE AGUA MT³ POR TONELADAS DE PRODUCCIÓN

“AGLOMERADO” PRIMER SEMESTRE 2008

AGLOMERADO					
MES	TONS. NETAS	TOTAL GLN-MES	GLN X TONS OBTENIDO	GLN X TONS ESTIMADAS	OBTENIDO VS. ESTIMADO
ENERO	120,75	394,00	3,26	2,00	1,26
FEBRERO	108,50	356,00	3,28	2,00	1,28
MARZO	103,03	387,00	3,76	2,00	1,76
ABRIL	89,35	357,00	4,00	2,00	2,00
MAYO	119,38	376,00	3,15	2,00	1,15
JUNIO	103,75	368,00	3,55	2,00	1,55

TABLA 2.15

CONSUMO DE AGUA MT³ POR TONELADAS DE PRODUCCIÓN

“LIOFILIZADO BATCH” PRIMER SEMESTRE 2008

LIOFILIZADO BATCH					
MES	TONS. NETAS	TOTAL GLN-MES	GLN X TONS OBTENIDO	GLN X TONS ESTIMADAS	OBTENIDO VS. ESTIMADO
ENERO	135,70	9185,00	67,69	52,00	15,69
FEBRERO	279,58	13415,00	47,98	52,00	-4,02
MARZO	309,95	17619,00	56,84	52,00	4,84
ABRIL	287,43	15442,00	53,72	52,00	1,72
MAYO	289,45	14391,00	49,72	52,00	-2,28
JUNIO	315,88	15801,00	50,02	52,00	-1,98

TABLA 2.16

CONSUMO DE AGUA MT³ POR TONELADAS DE PRODUCCIÓN

“LIOFILIZADO CONTINUO” PRIMER SEMESTRE 2008

LIOFILIZADO CONTINUO					
MES	TONS. NETAS	TOTAL GLN-MES	GLN X TONS OBTENIDO	GLN X TONS ESTIMADAS	OBTENIDO VS. ESTIMADO
ENERO	247,10	17820,00	72,12	60,00	12,12
FEBRERO	249,10	14114,00	56,66	60,00	-3,34
MARZO	250,60	17345,00	69,21	60,00	9,21
ABRIL	218,98	14862,00	67,87	60,00	7,87
MAYO	240,55	14730,00	61,23	60,00	1,23
JUNIO	267,57	16538,00	61,81	60,00	1,81

Consumo de químicos

TABLA 2.17

CONSUMO DE ADITIVOS QUÍMICOS EN EL ÁREA DE CALDERAS Y RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS PRIMER SEMESTRE 2008

ADITIVOS QUÍMICOS(Kg) USADOS EN EL AREA DE CALDERAS Y RECUPERACION DE CONDENSADO					
MES	Posca 6656U	DICHEM DC-13N	DISPERSANTE 6149U	AMERCOR NAF	SODA CAUSTICA
ENERO	180,00	195,00	260,00	70,00	50,00
FEBRERO	130,00	180,00	330,00	70,00	50,00
MARZO	220,00	145,00	220,00	60,00	175,00
ABRIL	180,00	230,00	580,00	75,00	775,00
MAYO	260,00	175,00	370,00	60,00	400,00
JUNIO	350,00	200,00	382,00	50,00	225,00

CAPITULO 3

3. ANÁLISIS ENERGÉTICO DEL SISTEMA ACTUAL

3.1 Análisis sistema actual de recuperación de condensado

Para realizar el análisis energético del sistema actual de recuperación de condensado se tuvo en cuenta los siguientes parámetros:

Capacidad instalada de generación de vapor : 2300 BHP

Presión de operación de la caldera : 220 Psig

Eficiencia de la caldera : 80%

Porcentaje estimado retorno de condensado : 80%

Cantidad de agua de reposición (Make-up) : 20%

Temperatura del agua de reposición : 70°F

Condiciones actuales del sistema de retorno de condensado:

Todo el condensado retorna al tanque recolector de condensados, cuya presión es de 0 Psig (Ver figura 3.1)

Sistema de vapor actual

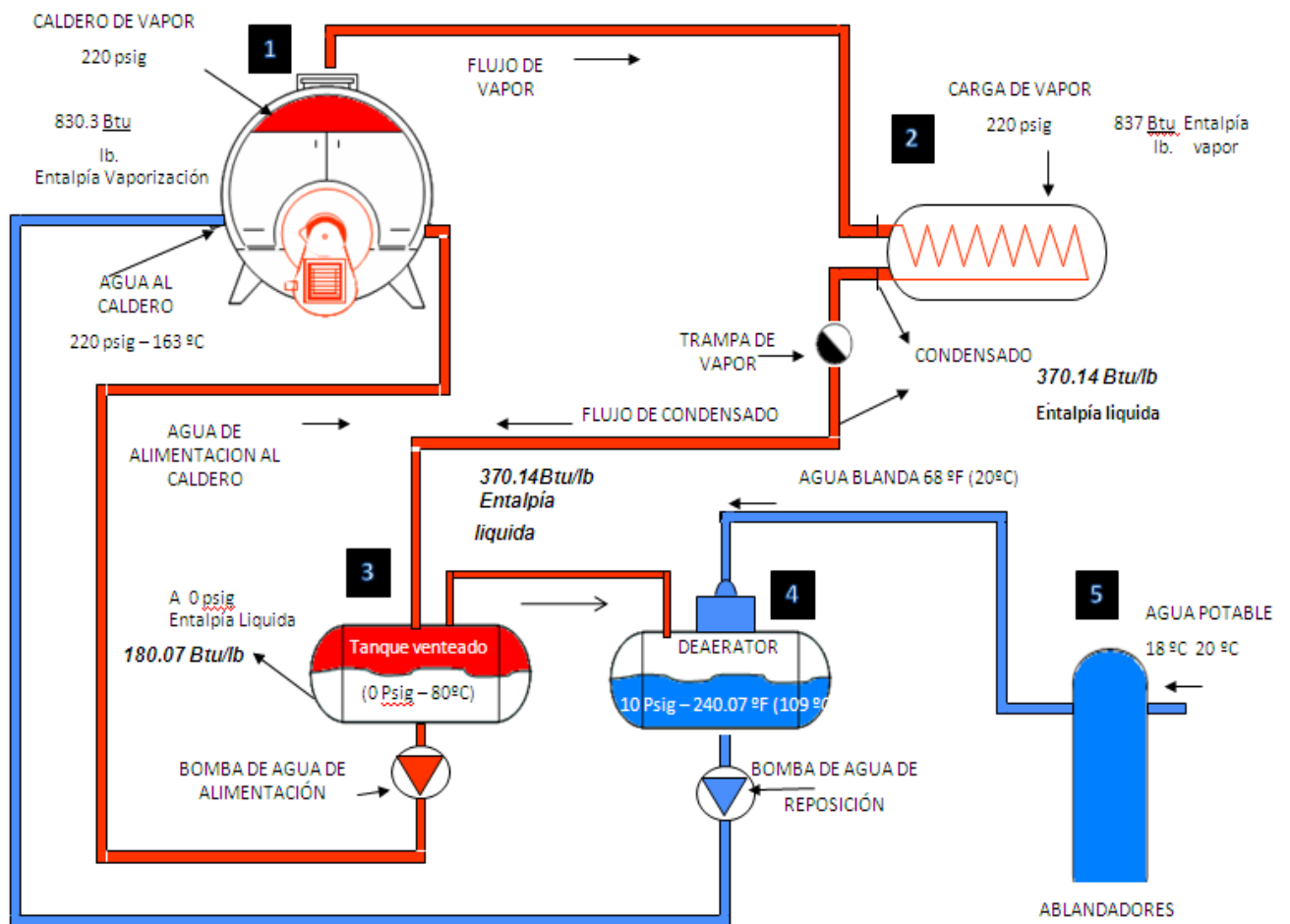


FIGURA 3.1 ESQUEMA DEL SISTEMA ACTUAL DE VAPOR

Análisis energético del sistema actual

La planta industrial El Café requiere un flujo estimado de vapor de **38,812.5 lb/hr** para satisfacer la demanda que exige los diferentes procesos. Como el porcentaje estimado de retorno de condensado es del 80%, puedo obtener que la cantidad de retorno de condensado es de **31050 lb/hr**.

El recolector de condensado actual ventea a la atmósfera vapor flash, lo que significa pérdidas para el sistema.

Para poder calcular el porcentaje de pérdida de vapor flash en el sistema utilizo la ecuación 1 [6]:

$$\% \text{ VaporFlash} = \frac{\text{Calor sensible a alta presión} - \text{Calor sensible a baja presión}}{\text{Calor latente a baja presión}} \quad \text{Ec. 1}$$

Donde:

- El calor sensible a alta presión es la entalpía de líquido saturado a los 220 Psig (h_f) que es la presión de operación de las calderas, cuyo valor corresponde a **370.14 Btu/lb**
- El calor sensible a baja presión es la entalpía del agua a la presión de 0 Psig (h_f), cuyo valor corresponde a **180.07 Btu/lb**

- El calor sensible a baja presión es la entalpía de evaporización a la presión de 0 Psig (h_{fg}), cuyo valor corresponde a **970.3 Btu/lb**

Reemplazando los valores en la Ec. 1 se obtiene:

$$\% \text{ Vapor Flash} = \frac{370.14 - 180.07}{970.3}$$

$$\underline{\underline{\% \text{ Vapor Flash} = 19.59\%}}$$

Usando este porcentaje, se procede a calcular la cantidad de condensado perdido en el venteo como vapor flash de la siguiente manera:

$$\dot{m}_{flash} = \text{Cantidad de retorno de condensado} \times \% \text{ vapor flash} \quad \mathbf{Ec.2}$$

Donde:

- Cantidad de retorno de condensado= 31050 lb/hr
- % Vapor flash= 19.59%

Se procede a reemplazar los valores en la Ec. 2 obtenemos que:

$$\dot{m}_{flash} = 19.59\% \times 31,050 \text{ lb/hr}$$

$$\underline{\dot{m}_{flash} = 6,082.7 \text{ lb/hr}}$$

Una vez obtenida la cantidad de condensado perdido como vapor flash, procedo a calcular el calor perdido en el sistema con la siguiente ecuación:

$$q_{perdido} = h_{g1} \dot{m}_{flash} \quad \text{Ec.3}$$

Donde:

- h_{g1} es la Entalpía de vapor saturado a 0 Psig cuyo valor corresponde a **1,150.6 Btu/lb**
- y como $\dot{m}_{flash} = 6,082.7 \text{ lb/hr}$

Procedo a reemplazar valores en la Ec. 3

$$q_{perdido} = h_{g1} \dot{m}_{flash}$$

$$q_{perdido} = 1,150.6 \text{ Btu/lb} * 6,082.7 \text{ lb/hr}$$

$$\underline{q_{perdido} = 6,998,754.62 \text{ Btu/hr}}$$

Análisis energético utilizando los deareadores

Para realizar el análisis energético del sistema actual de recuperación de condensado utilizando los deaeradores se debe calcular en primera instancia la cantidad de vapor requerido para la deaeración del agua de reposición (make-up), realizando un balance de energía entre el tanque deaerador y la caldera [2]:

$$\dot{m}_A h_{fg4} = \dot{m}_1 (h_{f4} - h_{f5}) * (\% AR) \quad \text{Ec. 4}$$

Donde:

- \dot{m}_A = Cantidad de vapor requerido para deaeración
- h_{fg4} = Calor latente de evaporización a 10 Psig cuyo valor es de **952.1 Btu/lb**
- \dot{m}_1 = Flujo estimado de vapor requerido por la planta, cuyo valor es de **38,812.5 lb/hr**
- h_{f4} = Entalpía de líquido saturado a la presión de 10 Psig, cuyo valor es de **208.42 Btu/lb**
- h_{f5} = Entalpía líquida a la temperatura de 70 °F (Make-up), cuyo valor es de **38.04 Btu/lb**

- (%AR) = Porcentaje de agua de reposición, este valor lo estamos estimando que es el **20%**

Despejando \dot{m}_A de la ecuación 4 se obtiene:

$$\dot{m}_A = \frac{\dot{m}_1 (h_{f4} - h_{f5}) * (\% AR)}{h_{fg4}}$$

Procedo a reemplazar valores:

$$\dot{m}_A = \frac{38,815.5 \text{ lb} / \text{hr} (208.42 \text{ Btu} / \text{lb} - 38.04 \text{ Btu} / \text{lb}) * (20\%)}{952.1 \text{ Btu} / \text{lb}}$$

$$\underline{\dot{m}_A = 1,389.22 \text{ lb} / \text{hr}}$$

Ahora se debe calcular el calor total que deben suministrar las calderas con tanque venteado:

$$\eta_{caldera} = \frac{\text{Calor útil}}{\text{Calor total}} = \frac{Q_{util}}{Q_T} \quad \text{Ec. 5}$$

El calor útil es igual a:

$$Q_{\text{útil}} = Q_A + Q_B + Q_C + Q_D \quad \text{Ec. 6}$$

Procedo a calcular el $Q_{\text{útil}}$ sabiendo que:

Q_A : Es igual al calor generado por la caldera y retorna al tanque
venteador:

$$Q_A = \dot{m}_2 (h_{g1} - h_{f3}) - \dot{m}_{\text{flash}} (h_{g1} - h_{f3}) \quad \text{Ec. 7}$$

Donde:

$\dot{m}_2 =$ Cantidad de retorno de condensado cuyo valor es de **31050**
lb/hr

$\dot{m}_{\text{flash}} = 6,082.7 \text{ lb / hr}$

$h_{g1} =$ Entalpía de vapor saturado a la presión de operación de la caldera
220 Psig, cuyo valor es de **1200.4 Btu/lb**

$h_{f3} =$ Entalpía de líquido saturado a la presión del tanque recolector de
condensado 0 Psig cuyo valor es de **180.07 Btu/lb**

Reemplazo los valores en Ec. 7:

$$Q_A = (31,050 - 6,082.7)\text{lb/hr}(1,200.4 - 180.07)\text{Btu/lb}$$

$$\underline{Q_A = 25'474.885,2 \text{ Btu/hr}}$$

Q_B : Es igual al calor que ingresa al tanque venteado como reposición (Make-up):

$$Q_B = \dot{m}_{flash} (h_{g1} - h_{f5}) \quad \text{Ec. 8}$$

Donde:

$$\dot{m}_{flash} = 6,082.7 \text{ lb} / \text{hr}$$

h_{g1} = Entalpía de vapor saturado a la presión de operación de la caldera 220 Psig cuyo valor es de **1,200.4 Btu/lb**

h_{f5} = Entalpía del líquido saturado del agua de reposición a la Temperatura de 70 °F cuyo valor es de **38.04 Btu/lb**

Reemplazo los valores en Ec. 8:

$$Q_B = 6,082.7 \text{ lb} / \text{hr}(1,200.4 \text{ Btu/lb} - 38.04 \text{ Btu/lb})$$

$$\underline{Q_B = 7'070,287.17\text{Btu/hr}}$$

Q_C : Es igual al calor generado por la caldera que va al tanque deareador:

$$Q_C = \dot{m}_1(h_{g1} - h_{f4}) * (\% AR) \quad \text{Ec. 9}$$

\dot{m}_1 = Flujo estimado de vapor requerido por la planta cuyo valor es de

$$\mathbf{38,812.5 \text{ lb/hr}}$$

h_{g1} = Entalpía de vapor saturado a la presión de operación de la caldera

220 Psig cuyo valor es de **1,200.4 Btu/lb**

h_{f4} = Entalpía de líquido saturado a la presión de 10 Psig, cuyo

valor es de **208.42 Btu/lb**

(% AR) = Porcentaje de agua de reposición, este valor lo estamos estimando que es el **20%**

Reemplazo los valores en Ec. 9:

$$Q_C = 38,812.5 \text{ lb/hr}(1,200.4 \text{ Btu/lb} - 208.42 \text{ Btu/lb}) * (20\%)$$

$$\underline{Q_C = 7'700,244.75\text{Btu/hr}}$$

Q_D : Es igual al calor requerido para la deaeración del agua de reposición:

$$Q_D = \dot{m}_A (h_{g1} - h_{f5}) \quad \text{Ec. 10}$$

Donde:

$$\dot{m}_A = 1,389.22 \text{ lb} / \text{hr}$$

h_{g1} = Entalpía de vapor saturado a la presión de operación de la caldera 220 Psig cuyo valor es de **1,200.4 Btu/lb**

h_{f5} = Entalpía del líquido saturado del agua de reposición a la temperatura de 70 °F cuyo valor es de **38.04 Btu/lb**

Reemplazo los valores en Ec. 10:

$$Q_D = 1,389.22 \text{ lb} / \text{hr} (1,200.4 \text{ Btu/lb} - 38.04 \text{ Btu/lb})$$

$$\underline{Q_D = 1,614,773.76 \text{ Btu} / \text{hr}}$$

Una vez calculado Q_A , Q_B , Q_C y Q_D procedo a reemplazar los valores en la ecuación 6, para obtener $Q_{\text{útil}}$.

$$Q_{\text{útil}} = Q_A + Q_B + Q_C + Q_D$$

$$Q_{\text{útil}} = (25'474.8852 + 7'070,287.17 + 7'700,244.756 + 1'614,773.76) \text{Btu} / \text{hr}$$

$$\underline{Q_{\text{útil}} = 41'860,190.88 \text{Btu} / \text{hr}}$$

Una vez obtenido el calor útil calculo **el calor total generado por las calderas** utilizando la ecuación 5, asumiendo que la eficiencia de las calderas es del 80%.

$$Q_T = \frac{Q_{\text{útil}}}{\eta_{\text{caldera}}}$$

$$Q_T = \frac{41'860,190.88 \text{Btu} / \text{hr}}{0.80}$$

$$\underline{Q_T = 52'325,238.6 \text{Btu} / \text{hr}}$$

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 venteadado.

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

En Figura 3.2, se muestra como el condensado retorna directamente al llamado “**Surge Tank**” de alta presión (High Pressure receiver) instalado en la sala de calderos, a una presión de **70 Psig**, desde aquí se alimenta el agua a **158°C**. El agua de reposición (Make-up), 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**.

Una vez mencionada las ventajas de utilizar el Surge Tank en el sistema de recuperación de condensado procederé a calcular el ahorro de energía que se tiene con la utilización del mismo.

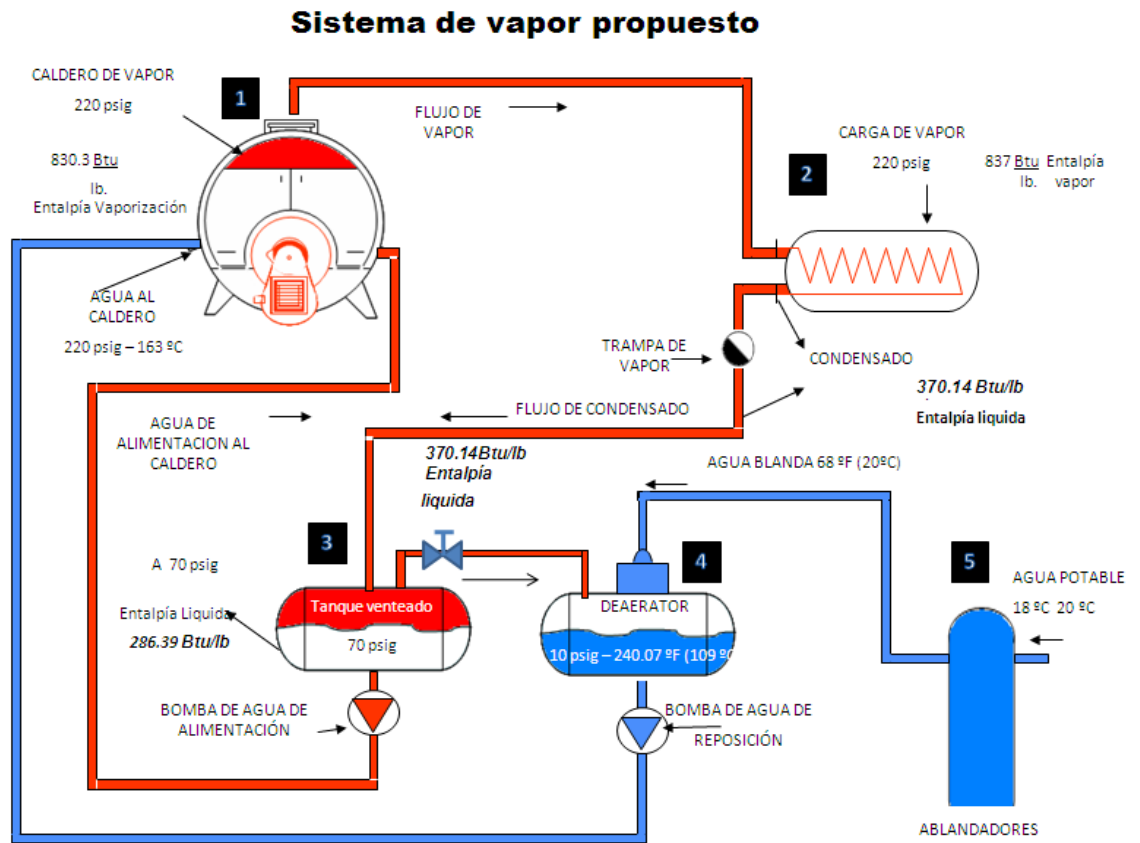


FIGURA 3.2 ESQUEMA DEL SISTEMA DE VAPOR PROPUESTOS

Para poder calcular el porcentaje de pérdida de vapor flash en este sistema podemos hacer uso de la ecuación 1[6]:

$$\% \text{ VaporFlash} = \frac{\text{Calorsensible a alta presión} - \text{Calorsensible a baja presión}}{\text{Calor latente a alta presión}} \quad \text{Ec. 1}$$

Donde:

- El calor sensible a alta presión es la entalpía de líquido saturado a los 220 Psig (h_f) que es la presión de operación de las calderas, cuyo valor corresponde a **370.14 Btu/lb**
- El calor sensible a baja presión es la entalpía del agua a la presión de 70 Psig (h_f) cuyo valor corresponde a **286.39 Btu/lb**
- El calor sensible a baja presión es la entalpía de evaporización a la presión de 70 Psig (h_{fg}) cuyo valor corresponde a **1,184.2 Btu/lb**

Reemplazando los valores en la Ec. 1 se obtiene:

$$\% \text{ Vapor Flash} = \frac{370.14 - 286.39}{1,184.2}$$

$$\underline{\% \text{ Vapor Flash} = 7\%}$$

Usando este porcentaje, podemos calcular la cantidad de condensado que retorna como vapor flash al deareador utilizando la ecuación 2:

$$\dot{m}_{flash} = \text{Cantidad de retorno de condensado} \times \% \text{ vapor flash} \quad \mathbf{Ec.2}$$

Donde:

- Cantidad de retorno de condensado= 31050 lb/hr
- % Vapor flash= 7%

Se procede a reemplazar los valores en la Ec. 2 obtenemos que:

$$\dot{m}_{flash} = 7\% \times 31,050 \text{ lb/hr}$$

$$\underline{\dot{m}_{flash} = 2,173.5 \text{ lb / hr}}$$

Y como ya se calculo que la cantidad de vapor requerido para deaeracion del agua de reposición es de **1,389.22 lb/h**, se puede obtener que la cantidad de vapor que debe suministrar la caldera al deaerador es mínima, la misma que se la puede aproximar a 0 lb/hr.

Ahora se tiene que calcular el calor total que deben suministrar las calderas con el Surge Tank aplicando la ecuación 5:

$$\eta_{caldera} = \frac{\text{Calor útil}}{\text{Calor total}} = \frac{Q_{util}}{Q_T} \quad \text{Ec. 5}$$

Así mismo como se calculo el calor útil utilizando un tanque venteado procedo a calcular el calor útil con la ecuación 6:

$$Q_{\text{útil}} = Q_A + Q_B + Q_C + Q_D \quad \text{Ec. 6}$$

Sabiendo que:

Q_A : Es igual al calor generado por la caldera y retorna al Surge Tank:

$$Q_A = \dot{m}_2 (h_{g1} - h_{f3}) - \dot{m}_{flash} (h_{g1} - h_{f3}) \quad \text{Ec. 7}$$

Donde:

\dot{m}_2 = Cantidad de retorno de condensado cuyo valor es de

31050 lb/hr

$\dot{m}_{flash} = 2,173.5 \text{ lb} / \text{hr}$

h_{g1} = Entalpía de vapor saturado a la presión de operación de la caldera 220 Psig cuyo valor es de **1200.4 Btu/lb**

h_{f3} = Entalpía de líquido saturado a la presión del Surge Tank a 70 Psig cuyo valor es de **286.39 Btu/lb**

Reemplazo los valores en Ec. 7:

$$Q_A = (31,050 - 2,173.5)\text{lb/hr}(1,200.4 - 286.39)\text{Btu/lb}$$

$$Q_A = 26'393,409.77 \text{ Btu/hr}$$

Q_B : es igual al calor que ingresa al Surge Tank como reposición (Make-up), por ende $Q_B \rightarrow 0$.

Q_C : es igual al calor generado por la caldera que va al tanque deaerador y viene dada por la siguiente ecuación:

$$Q_C = (h_{g1} - h_{f4}) * [(\dot{m}_1 * \% AR) + \dot{m}_{flash}] \quad \text{Ec. 10}$$

\dot{m}_1 = Flujo estimado de vapor requerido por la planta cuyo valor es de

$$\mathbf{38,812.5 \text{ lb/hr}}$$

$$\dot{m}_{flash} = 2,173.5 \text{ lb / hr}$$

h_{g1} = Entalpía de vapor saturado a la presión de operación de la caldera

220 Psig, cuyo valor es de $\mathbf{1,200.4 \text{ Btu/lb}}$

h_{f4} = Entalpía de líquido saturado a la presión de 10 Psig, cuyo valor es de **208.42 Btu/lb**

(%AR) = Porcentaje de agua de reposición, este valor lo estimo que es el **20%**.

Reemplazo los valores en Ec. 10:

$$Q_C = (1,200.4 - 208.42) * [(38,812.5 * 20\%) + 2,173.5]$$

$$\underline{Q_C = 9'856,313.28 \text{Btu/hr}}$$

Q_D : Es igual al calor requerido para la deareacion del agua de reposición, por ende $Q_D \rightarrow 0$.

Una vez calculado Q_A , Q_B , Q_C y Q_D procedo a reemplazar los valores en la ecuación 6, para obtener $Q_{\text{útil}}$.

$$Q_{\text{útil}} = Q_A + Q_B + Q_C + Q_D$$

$$Q_{\text{útil}} = (26'393,409.77 + 9'856,313.28) \text{Btu} / \text{hr}$$

$$\underline{Q_{\text{útil}} = 36'250,023.05 \text{ Btu} / \text{hr}}$$

Ahora procedo a calcular **el calor total generado por las calderas utilizando un Surge Tank**, con la ecuación 5, asumiendo que la eficiencia de las calderas es del 80%.

$$Q_T = \frac{Q_{\text{útil}}}{\eta_{\text{caldera}}}$$

$$Q_T = \frac{36'250,023.05 \text{ Btu} / \text{hr}}{0.80}$$

$$\underline{Q_T = 45'312,528.81 \text{ Btu} / \text{hr}}$$

Una vez realizado los cálculos energéticos del sistema actual de recuperación de condensados y los cálculos energéticos utilizando un Surge Tank en el sistema de recuperación de condensado podemos ver que la cantidad de energía que se ahorra es de:

$$Q_{ahorrado} = 52'325,238.6 - 45'312,528.81 Btu / hr$$

$$\underline{Q_{ahorrado} = 7'012,709.79 Btu / hr}$$

3.3 Diseño de un tanque recuperador de condensado orgánico

Para poder recuperar el condensado orgánico que se está botando en el área de evaporación, voy a diseñar un tanque que almacene este condensado orgánico, para luego sea enviado al tanque vertical recolector de condensados que está ubicado en el área de calderas, el mismo que ahora tendría solamente la función de receptar los condensados orgánicos que se generan en la planta soluble, y a su vez este alimentará al tanque deareador N° 1 para que alimente a las calderas Cleaver Brooks 1 y 2.

El condensado orgánico solamente va a hacer utilizado en las calderas Cleaver Brooks, debido a que estas calderas si pueden recibir este tipo

de condensado que contienen 1500 ppm, a diferencia de las calderas Fulton que solamente puede recibir condensados con 5ppm.

Para calcular el tanque recolector de condensado orgánico debo de tener en cuenta que el caudal de condensado orgánico que sale del proceso de evaporación es de $194.4 \text{ m}^3/\text{día}$, que equivale a **$8.1 \text{ m}^3/\text{h}$** , este es el caudal que estará entrando al tanque.

Ahora procedo a asumir las características del tanque teniendo en cuenta la cantidad de condensado orgánico producido en la planta:

Diámetro (d): 1.2m

Altura (h): 2m

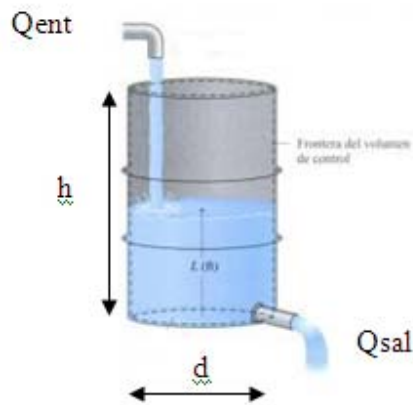
Material: Acero inoxidable SAE 316

Yo quiero que el nivel del condensado orgánico en el tanque siempre se mantenga a una altura **$h/2$** .

Una vez hecha todas estas asunciones procedo a calcular cual es el caudal de salida necesaria para mantener siempre el tanque a un nivel **$h/2$** , haciendo un balance de masa.

Para ello debo de tener en cuenta las siguientes consideraciones e hipótesis:

- El volumen de control queda definido mediante la línea discontinua en Figura 3.3.
- La densidad del condensado es constante.



**FIGURA 3.3 DIAGRAMA DEL TANQUE DE CONDENSADO
ORGÁNICO EN PLANTA SOLUBLE**

Para la entrada y salida del volumen de control se obtiene la siguiente ecuación 11 [1]:

$$\frac{\partial m_{vc}}{\partial t} = \dot{m}_e - \dot{m}_s \quad \text{Ec. 11}$$

Expresando la Ec.11 en función de los flujos volumétricos se obtiene:

$$\rho A \frac{\partial h}{\partial t} = \rho(Q_e - Q_s) \quad \text{Ec. 12}$$

Donde:

- A= Área del tanque
- Y como la densidad del condensado permanece constante y el

$$\frac{\partial h}{\partial t} = \frac{h}{2}$$

Reemplazo en la ecuación 12 y despejo Q_s :

$$Q_s = Q_e - \frac{\pi d^2}{4} \left(\frac{h}{2} \right)$$

Reemplazo los valores y obtengo el caudal de salida requerido:

$$Q_s = 7.8 \frac{m^3}{h} - \frac{\pi(1.2)^2}{4} \left(\frac{2}{2} \right)$$

$$Q_s = (7.8 - 1.13) \frac{m^3}{h}$$

$$\underline{Q_s = 6.7 \frac{m^3}{h} = 30GPM}$$

3.4 Diseño del sistema de tubería del condensado orgánico desde evaporación al nuevo tanque recuperador de condensado orgánico

Para calcular el sistema de tuberías desde el área de evaporación al tanque recolector de condensado orgánico debo de tener en cuenta que el caudal promedio es de **8.1 m³/h**.

Para almacenar este condensado orgánico debo de construir un tanque.

Ahora procedo a asumir las características del tanque teniendo en cuenta la cantidad de condensado orgánico producido en el área de evaporación:

Diámetro (d): 80cm

Altura (h): 1.2m

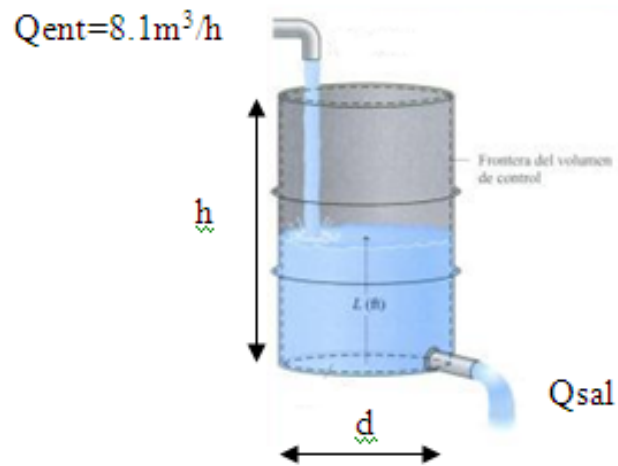
Material: Acero inoxidable SAE 316

Yo quiero que el nivel del condensado orgánico en el tanque siempre se mantenga a una altura **$h/2$** .

Una vez hecha todas estas asunciones procedo a calcular cual es el caudal de salida necesitaría para mantener siempre el tanque a un nivel **$h/2$** , haciendo un balance de masa.

Para ello debo de tener en cuenta las siguientes consideraciones e hipótesis:

- El volumen de control queda definido mediante la línea discontinua en Figura 3.4
- La densidad del condensado es constante.



**FIGURA 3.4 DIAGRAMA DEL TANQUE DE CONDENSADO
ORGÁNICO EN EVAPORACION**

Para la entrada y salida del volumen de control se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{\partial m_{vc}}{\partial t} = \dot{m}_e - \dot{m}_s \quad \text{Ec. 11}$$

Expresando la Ec.11 en función de los flujos volumétricos se obtiene:

$$\rho A \frac{\partial h}{\partial t} = \rho(Q_e - Q_s) \quad \text{Ec. 12}$$

Donde:

- A= Área del tanque
- Y como la densidad del condensado permanece constante y el

$$\frac{\partial h}{\partial t} = \frac{h}{2}$$

Reemplazo en la ecuación 12 y despejo Q_s :

$$Q_s = Q_e - \frac{\pi d^2}{4} \left(\frac{h}{2} \right)$$

Reemplazo los valores y obtengo el caudal de salida requerido:

$$Q_s = 8.1 \frac{m^3}{h} - \frac{\pi(0.8)^2}{4} \left(\frac{1.2}{2} \right)$$

$$Q_s = (8.1 - 0.589) \frac{m^3}{h}$$

$$\underline{Q_s = 7.8 \frac{m^3}{h} = 34GPM}$$

Este caudal debo utilizarlo para calcular la bomba que se tiene que utilizar para transportar el condensado orgánico a tanque recolector de condensados orgánico de la planta soluble.

Para obtener que bomba debo de utilizar aplico la ecuación de Bernouilli [1]:

$$\frac{P_1}{\rho g} + z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + h_p = \frac{P_2}{\rho g} + z_2 + \frac{V_2^2}{2g} + h_f + h_k + \quad \text{Ec. 13}$$

Donde:

- h_p = Cabezal total a vencer la bomba(m)
- V = Velocidad del fluido en la sección considerada.(m/s)
- g = Aceleración gravitatoria(m²/s)
- z = Altura en la dirección de la gravedad desde una cota de referencia(m)
- P = Presión a lo largo de la línea de corriente(Pa)
- ρ = Densidad del fluido(kg/m³)
- h_f = Pérdidas de carga en tubería(m)
- h_k = Pérdidas de carga localizadas(m)

De la Tabla 3.1 se obtiene la densidad del agua a 60°C, que es la temperatura de salida del agua del evaporador, cuyo valor es de **983.2 kg/m³**.

La aceleración de la gravedad es **9.8 m²/s**. La presión en el punto 1 y punto dos es igual a la presión atmosférica. La altura en el nivel 1 es igual a cero (z_1) y en el punto 2(z_2) es igual a 2m.

TABLA 3.1
PROPIEDADES FÍSICAS DEL AGUA.

PROPIEDADES FÍSICAS DEL AGUA							
Temperatura (°C)	Peso específico (kNm ³)	Densidad (kg/m ³)	Módulo de elasticidad (kNm ²)	Viscosidad dinámica (Ns/m ²)	Viscosidad cinemática (m ² /s)	Tensión superficial (N/m)	Presión de vapor (kNm ²)
0	9,805	999,8	1,98 · 10 ⁶	1,781 · 10 ⁻³	1,785 · 10 ⁻⁶	0,0765	0,61
5	9,807	1000,0	2,05 · 10 ⁶	1,518 · 10 ⁻³	1,519 · 10 ⁻⁶	0,0749	0,87
10	9,804	999,7	2,10 · 10 ⁶	1,307 · 10 ⁻³	1,306 · 10 ⁻⁶	0,0742	1,23
15	9,798	999,1	2,15 · 10 ⁶	1,139 · 10 ⁻³	1,139 · 10 ⁻⁶	0,0735	1,70
20	9,789	998,2	2,17 · 10 ⁶	1,102 · 10 ⁻³	1,003 · 10 ⁻⁶	0,0728	2,34
25	9,777	997,0	2,22 · 10 ⁶	0,890 · 10 ⁻³	0,893 · 10 ⁻⁶	0,0720	3,17
30	9,764	995,7	2,25 · 10 ⁶	0,708 · 10 ⁻³	0,800 · 10 ⁻⁶	0,0712	4,24
40	9,730	992,2	2,28 · 10 ⁶	0,653 · 10 ⁻³	0,658 · 10 ⁻⁶	0,0696	7,38
50	9,689	988,0	2,29 · 10 ⁶	0,547 · 10 ⁻³	0,553 · 10 ⁻⁶	0,0679	12,33
60	9,642	983,2	2,28 · 10 ⁶	0,466 · 10 ⁻³	0,474 · 10 ⁻⁶	0,0662	19,92
70	9,589	977,8	2,25 · 10 ⁶	0,404 · 10 ⁻³	0,413 · 10 ⁻⁶	0,0644	31,16
80	9,530	971,8	2,20 · 10 ⁶	0,354 · 10 ⁻³	0,364 · 10 ⁻⁶	0,0626	47,34
90	9,466	965,3	2,14 · 10 ⁶	0,315 · 10 ⁻³	0,326 · 10 ⁻⁶	0,0608	70,10
100	9,399	958,4	2,07 · 10 ⁶	0,282 · 10 ⁻³	0,294 · 10 ⁻⁶	0,0589	101,33

TABLA 3.2
RUGOSIDAD ABSOLUTA DE MATERIALES

RUGOSIDAD ABSOLUTA DE MATERIALES				
Material	ϵ (mm)		Material	ϵ (mm)
Plástico (PE, PVC)	0,0015		Fundición asfaltada	0,06-0,18
Poliéster reforzado con fibra de vidrio	0,01		Fundición	0,12-0,60
Tubos estirados de acero	0,0024		Acero comercial y soldado	0,03-0,09
Tubos de latón o cobre	0,0015		Hierro forjado	0,03-0,09
Fundición revestida de cemento	0,0024		Hierro galvanizado	0,06-0,24
Fundición con revestimiento bituminoso	0,0024		Madera	0,18-0,90
Fundición centrifugada	0,003		Hormigón	0,3-3,0

TABLA 3.3
DIAGRAMA DE MOODY

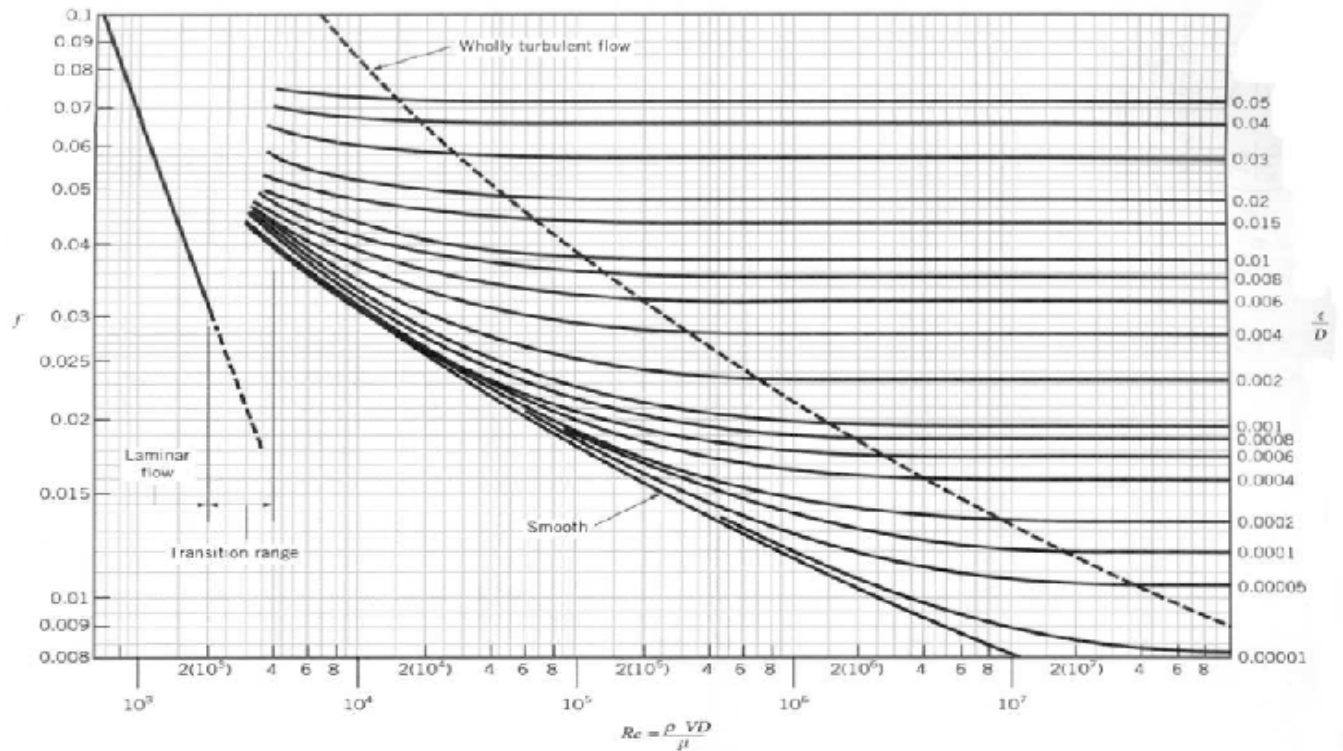


TABLA 3.4

**COEFICIENTES DE PÉRDIDA DE CARGA LOCALIZADA PARA
ACCESORIOS USADOS EN SISTEMAS DE TUBERÍAS**

Codos:	
Ensanchado Regular 90°	0.3
Rosgado Regular 90°	1.5
Rosgado Regular 45°	0.4
Ensanchado Radio Largo 90°	0.2
Rosgado Radio Largo 90°	0.7
Ensanchado Radio Largo 45°	0.2
Curvas de Retorno de 180°:	
Ensanchado	0.2
Rosgado	1.5
Tees:	
Ensanchado, Línea de Flujo	0.2
Rosgado, Línea de Flujo	0.9
Ensanchado, Flujo de Ramal	1.0
Rosgado, Flujo del Ramal	2.0
Unión Roscada	0.08
Válvulas:	
Globo Completamente Abierta	10
Ángulo Completamente Abierta	2
Compuerta Completamente Abierta	0.15
Compuerta 1/4 Cerrada	0.26
Compuerta 1/2 Cerrada	2.1
Compuerta 3/4 Cerrada	17
Retención, flujo hacia adelante	2
Bola Completamente Abierta	0.05
Bola 1/3 Cerrada	5.5
Bola 2/3 Cerrada	200
Entrada a Tubería (Del depósito a la tubería):	
Conexión Cuadrada	0.5
Conexión Redondeada	0.2
Reentrante	1.0
Salida de la tubería (De la tubería al depósito):	
Conexión Cuadrada	1.0
Conexión Redondeada	1.0
Reentrante	1.0

La velocidad permanece constante a lo largo de la tubería. La ecuación 13 se reduce a:

$$h_p = z_2 + h_f + h_k \quad \text{Ec. 14}$$

Ahora procedemos a calcular las pérdidas de carga en tubería (h_f) utilizando la ecuación de Darcy-Weisbach [1]:

$$h_f = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{V^2}{2g} \right) \quad \text{Ec. 14}$$

En función del caudal la expresión queda de la siguiente forma:

$$h_f = 0.0826 f \left(\frac{Q^2}{D^5} \right) L$$

En donde:

- f : coeficiente de fricción (adimensional)
- L : longitud de la tubería (m)
- D : diámetro interno de la tubería (m)
- v : velocidad media (m/s)
- g : aceleración de la gravedad (m/s^2)
- Q : caudal (m^3/s)

El coeficiente de fricción f es función del número de Reynolds (Re) y del coeficiente de rugosidad o rugosidad relativa de las paredes de la tubería (ϵr):

$$f = f(Re, \epsilon r); \quad Re = D \cdot v \cdot \rho / \mu; \quad \epsilon r = \epsilon / D$$

Para calcular la rugosidad relativa (ϵr), el diámetro de la tubería va a ser de 2-1/2 in que equivale a 63.4mm, y que el material a utilizar es un acero comercial. Como el material a utilizar es un acero comercial vamos a la Tabla 3.2 para obtener la rugosidad absoluta que es igual a **0.05mm**.

$$\epsilon r = \epsilon / D$$

$$\epsilon r = (0.05\text{mm} / 63.4\text{mm})$$

$$\epsilon r = 0.00078$$

Ahora vamos a calcular número de Reynolds (Re) con la siguiente ecuación[1]:

$$Re = \frac{\rho D V}{\mu} = \frac{4Q}{\pi D v}$$

Donde:

- Q: caudal (m³/s)
- D: Diámetro(m)
- ν : Viscosidad cinemática (m²/s)

El caudal es **0.00216 m³/s** (7.8 m³/h), el diámetro de la tubería es **0.0635m** (2-1/2 in) y de la tabla 3.1 la viscosidad cinemática a una temperatura de 60°C es **0.474x10⁻⁶ m²/s**.

Reemplazando valores:

$$Re = \frac{4Q}{\pi D \nu}$$

$$Re = \frac{4(0.00216)}{\pi(0.0635)(0.474 \times 10^{-6})}$$

$$Re = 91371.72$$

Con los valores calculados del número de Reynolds y de la rugosidad relativa, utilizo la tabla 3.3 para obtener el coeficiente de fricción:

$$f=0.022$$

Reemplazando valores en la ecuación 3.14:

$$h_f = 0.0826f \left(\frac{Q^2}{D^5} \right) L$$

$$h_f = 0.0826(0.022) \left(\frac{(0.00216)^2}{(0.0635)^5} \right) (50)$$

$$h_f = 0.41m$$

Para calcular las pérdidas de carga localizada utilizo la siguiente ecuación [1]:

$$h_k = \left(\frac{V^2}{2g} \right) \sum K \quad \text{Ec. 15}$$

Donde:

- h_k : pérdida de carga o de energía (m)
- K : coeficiente empírico (adimensional)
- v : velocidad media del flujo (m/s)
- g : aceleración de la gravedad (m/s²)

Utilizando la tabla 3.4 calculo $\sum K$:

Accesorios	Cantidad	K	K*cantidad
Codo 90° roscado	6	1.5	9

Válvulas de bola	2	0.05	0.1
Conexión de entrada	1	1	1
Conexión de salida	1	0.5	0.5
TOTAL($\sum K$)			10.6

Reemplazando:

$$h_k = \left(\frac{V^2}{2g} \right) \sum K$$

$$h_k = \left(\frac{(0.68)^2}{2(9.8)} \right) (10.6)$$

$$\boxed{h_k = 0.25m}$$

Una vez realizado los cálculos de pérdidas calculo la h_p :

$$h_p = z_2 + h_f + h_k$$

$$h_p = 2 + 0.41 + 0.25$$

$$\underline{h_p = 2.66m}$$

Ahora calculo la potencia suministrada al fluido por medio de la siguiente ecuación [1]:

$$P_a = \frac{\gamma h_p Q}{550} \quad \text{Ec. 16}$$

Donde:

- P_a =Potencia real suministrada al fluido(HP)
- γ = Peso especifico(lb/pies³)
- h_p = Cabezal total a vencer la bomba(m)

Reemplazando:

$$P_a = \frac{\gamma h_p Q}{550}$$

$$P_a = \frac{(61.38 \text{ lb} / \text{pies}^3)(8.72 \text{ pies})(0.08 \text{ pies}^3 / \text{s})}{550}$$

$$P_a = 0.1 \text{ HP}$$

Para transportar el condensado orgánico del área de evaporación al tanque recolector de condensado orgánico se debe utilizar una bomba de **1HP**.

3.5 Diseño del sistema hidráulico para enviar el condensado orgánico hacia el tanque recolector de condensados vertical

Para diseñar el sistema hidráulico para transportar el condensado orgánico al tanque colector de condensados vertical que está ubicado en el área de calderas utilizo la ecuación de Bernouilli [1]:

$$\frac{P_1}{\rho g} + z_1 + \frac{V_1}{2g} + h_p = \frac{P_2}{\rho g} + z_2 + \frac{V_2}{2g} + h_f + h_k \quad \text{Ec. 13}$$

Donde:

- h_p = Cabezal total a vencer la bomba(m)
- V = velocidad del fluido en la sección considerada.(m/s)
- g = aceleración gravitatoria(m²/s)
- z = altura en la dirección de la gravedad desde una cota de referencia(m)
- P = presión a lo largo de la línea de corriente(Pa)
- ρ = densidad del fluido(kg/m³)
- h_f = Pérdidas de carga en tubería(m)
- h_k = Pérdidas de carga localizadas(m)

La aceleración de la gravedad es 9.8 m²/s. La presión en el punto 1 y punto dos es igual a la presión atmosférica. La altura en el nivel 1 es igual

a cero (z_1) y en el punto 2 (z_2) es igual a 4m. La longitud total de tubería es 73m.

La velocidad permanece constante a lo largo de la tubería. La ecuación 13 se me reduce a:

$$h_p = z_2 + h_f + h_k$$

Ahora procedo a calcular las pérdidas de carga en tubería (h_f) utilizando la ecuación de Darcy-Weisbach [1]:

$$h_f = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{V^2}{2g} \right) \quad \text{Ec. 14}$$

En función del caudal la expresión queda de la siguiente forma:

$$h_f = 0.0826 f \left(\frac{Q^2}{D^5} \right) L$$

En donde:

- f : coeficiente de fricción (adimensional)
- L : longitud de la tubería (m)
- D : diámetro interno de la tubería (m)

- v: velocidad media (m/s)
- g: aceleración de la gravedad (m/s²)
- Q: caudal (m³/s)

El coeficiente de fricción f es función del número de Reynolds (Re) y del coeficiente de rugosidad o rugosidad relativa de las paredes de la tubería (ϵ_r):

$$f = f(\text{Re}, \epsilon_r); \quad \text{Re} = D \cdot v \cdot \rho / \mu; \quad \epsilon_r = \epsilon / D$$

Para calcular la rugosidad relativa (ϵ_r), el diámetro de la tubería va a ser de 2-1/2 in, y que el material a utilizar es un acero comercial. Como el material a utilizar es un acero comercial vamos a la Tabla 3.2 para obtener la rugosidad absoluta que es igual a **0.05mm**.

$$\epsilon_r = \epsilon / D$$

$$\epsilon_r = (0.05\text{mm} / 63.4\text{mm})$$

$$\epsilon_r = 0.00078$$

Ahora calculo número de Reynolds (Re) con la siguiente ecuación [1]:

$$\text{Re} = \frac{\rho D V}{\mu} = \frac{4Q}{\pi D v}$$

Donde:

- Q: caudal (m³/s)
- D: Diámetro(m)
- ν : Viscosidad cinemática (m²/s)

El caudal es **0.00216 m³/s** (7.8 m³/h), el diámetro de la tubería es **0.0635m** (2-1/2 in) y de la tabla 3.1 la viscosidad cinemática a una temperatura de 60°C es **0.474x10⁻⁶ m²/s**.

Reemplazando valores:

$$Re = \frac{4Q}{\pi D \nu}$$

$$Re = \frac{4(0.00186)}{\pi(0.0635)(0.474 \times 10^{-6})}$$

$$Re = 79148$$

Con los valores calculados del número de Reynolds y de la rugosidad relativa, utilizo la tabla 3.3 para obtener el coeficiente de fricción:

$$f=0.022$$

Reemplazando valores en la ecuación 3.14:

$$h_f = 0.0826f \left(\frac{Q^2}{D^5} \right) L$$

$$h_f = 0.0826(0.022) \left(\frac{(0.00186)^2}{(0.0635)^5} \right) (73)$$

$$h_f = 0.45m$$

Para calcular las pérdidas de carga localizada utilizo la siguiente ecuación:

$$h_k = \left(\frac{V^2}{2g} \right) \sum K \quad \text{Ec. 15}$$

Donde:

- h_k : pérdida de carga o de energía (m)
- K : coeficiente empírico (adimensional)
- v : velocidad media del flujo (m/s)
- g : aceleración de la gravedad (m/s²)

Utilizando la tabla 3.4 calculo $\sum K$:

Accesorios	Cantidad	K	K*cantidad
Codo 90° roscado	10	1.5	15
Válvulas de bola	2	0.05	0.1

Conexión de entrada	1	1	1
Conexión de salida	1	0.5	0.5
TOTAL($\sum K$)			16.6

Reemplazando:

$$h_k = \left(\frac{V^2}{2g} \right) \sum K$$

$$h_k = \left(\frac{(0.59)^2}{2(9.8)} \right) (16.6)$$

$$\boxed{h_k = 0.3m}$$

Una vez realizado los cálculos de pérdidas calculo la h_p :

$$h_p = z_2 + h_f + h_k$$

$$h_p = 4 + 0.45 + 0.3$$

$$\underline{h_p = 4.75m}$$

Ahora calculo la potencia suministrada al fluido por medio de la siguiente ecuación:

$$P_a = \frac{\gamma h_p Q}{550} \quad \text{Ec. 16}$$

Donde:

- P_a =Potencia real suministrada al fluido(HP)
- γ = Peso especifico(lb/pies³)
- h_p = Cabezal total a vencer la bomba(m)

Reemplazando:

$$P_a = \frac{\gamma h_p Q}{550}$$

$$P_a = \frac{(61.38 \text{ lb} / \text{pies}^3)(15.58 \text{ pies})(0.07 \text{ pies}^3 / \text{s})}{550}$$

$$P_a = 0.12 \text{ HP}$$

Para transportar el condensado orgánico del tanque recolector de condensado orgánico al tanque recolector de condensado vertical ubicado en el área de calderas se debe utilizar una bomba de **1HP**.

3.6 Diseño del Surge Tank y de las interconexiones con el deareador 1 y deareador 2.

En esta parte de la tesis se va a hacer énfasis en el diseño de recipientes sometidos a presión, para ello tomare de referencia los procedimientos y fórmulas de diseño de las Normas ASME Code for Pressure Vessels, Sección, división 1 [3].

Esfuerzos en recipientes a presión

Los recipientes a presión están sujetos a diversas cargas que causan esfuerzos de diferentes intensidades en los componentes del recipiente. El tipo de intensidad de los esfuerzos es una función de la naturaleza de las cargas, de la geometría de recipiente y de su construcción.

Antes de detallar las fórmulas se debe de repasar los siguientes conceptos:

Presión de operación: Es la presión que se requiere en el proceso del que forma parte el recipientes, a la cual trabaja normalmente este.

Presión de diseño: Es la presión que se emplea para diseñar el recipiente. Se recomienda diseñar un recipiente y sus componentes para presión mayor que la de operación. Este requisito se satisface utilizando una presión de diseño de 30lb/in^2 o más que la presión de la presión de

trabajo, la que sea mayor. También debe tomarse en consideración la presión del fluido y de cualquier otra sustancia contenida en el recipiente.

Máxima presión permitida de operación: La presión interna a la que está sujeto el elemento más débil del recipiente correspondiente al esfuerzo máximo admisible, cuando se supone que el recipiente está:

- en estado de desgaste por corrosión.
- a una temperatura determinada
- en posición normal de trabajo
- bajo efecto de otras cargas (carga de viento, presión externa, presión hidrostática, etc) que son aditivas a la presión interna.

Presión de la prueba hidrostática: Una y media veces la máxima presión permitida de operación o la presión de diseño cuando se hacen los cálculos para determinar la presión máxima permitida de trabajo.

Si el valor del esfuerzo del material del recipiente a la temperatura de diseño es menor que a la temperatura de la prueba, la presión de prueba hidrostática debe incrementarse proporcionalmente.

Eficiencia de las juntas soldadas: La eficiencia de los diferentes tipos de juntas soldadas aparece en la Tabla 3.5 [3].







Factor de corrosión: Los aceros ordinarios son muy susceptibles a la corrosión es por esto que para el diseño de un tanque a presión de acero ordinario, la corrosión es un factor muy importante que hay que considerarlo.

Para asegurarse que el recipiente diseñado puede trabajar eficientemente el tiempo estimado en el diseño (vida útil), se debe incrementar adecuadamente el espesor del material utilizando para esto el factor de corrosión.

En el caso del Surge Tank este factor de corrosión estará dentro de dos valores para hacerlo más sencillo y simple, si el recipiente estará ubicado en un ambiente hostilmente corrosivo el valor será de 0.125 pulgadas (1/8") y para lugares menos corrosivos se escogerá el valor de 0.0625 pulgadas (1/16").

TABLA 3.5

TIPOS DE JUNTAS CON SUS RESPECTIVAS EFICIENCIAS

TIPOS NORMA UW-12		Eficiencia de Junta E		
		a. Completamente radiografiada	b. Parcialmente radiografiado	c. Sin inspección
1	 <p>Junta a tope hechas por doble cordón de soldadura o por otro medio con el que se obtenga la misma calidad de metal de soldadura depositada sobre las superficies interior y exterior de la pieza Si se emplea placa de respaldo, de quitarse ésta después de terminar la soldadura.</p>	1.00	0.85	.70
2	 <p>Junta a tope de un solo cordón con tira de respaldo que queda en su lugar después de soldar</p> <p>En juntas circunferenciales únicamente</p>	0.90	0.80	0.65
3	 <p>Junta a tope de un solo cordón sin tira de respaldo.</p>	-	-	0.60
4	 <p>Junta a traslape de doble filete completo</p>	-	-	0.55
5	 <p>Junta a traslape de un solo filete completo con soldadura de tapón</p>	-	-	0.50
6	 <p>Junta a traslape de un solo filete completo sin soldaduras de tapón</p>	-	-	0.45

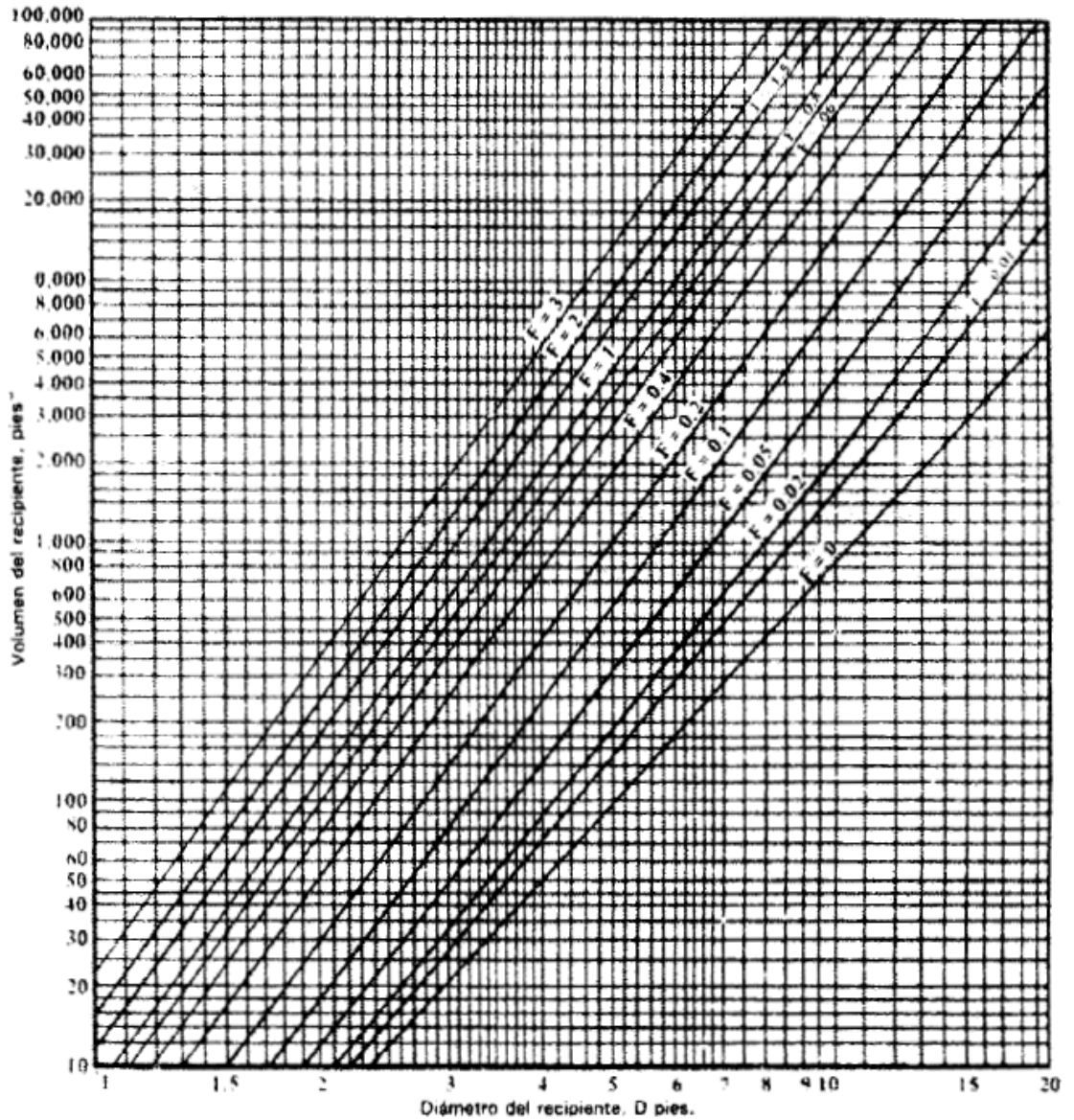
Optimización de las dimensiones generales del recipiente

En el diseño de tanques a presión no siempre el usuario cuenta con toda la información suficiente para poder desarrollar su diseño con lo que se hace necesario que a partir de cierta información se encuentren otro tipo de datos como por ejemplo en caso de no tener información el diámetro y la longitud y por el contrario de no tener como información el diámetro y la longitud, por el contrario tener el volumen. Es ahí donde se aplica la optimización de las dimensiones en un recipiente a presión. Para aplicar este concepto se debe determinar un factor llamado factor F, donde este factor depende de las siguientes variables [3]:

$$F = \frac{P}{CSE} \quad \text{Ec.17}$$

Al encontrar en factor F y con el volumen se ingresa a la Figura 3.3 que se encuentra a continuación y se determina el diámetro óptimo del recipiente, con dicho diámetro y el volumen se puede determinar la longitud por medio de siguiente fórmula:

$$L = \frac{4V}{\pi D^2} \quad \text{Ec.18}$$



GRAFICA PARA DETERMINAR EL TAMAÑO OPTIMO DEL RECIPIENTE

FIGURA 3.5 GRÁFICO LA OPTIMIZACIÓN DEL RECIPIENTE

Diseño y cálculo de espesor en paredes en el cilindro

Al comenzar hacer el análisis del diseño del cilindro y las partes involucradas bajo presión hay que tomar en cuenta que existen dos tipos de diseños en dichos recipientes, y estos son cuando estos están diseñados para soportar presión ya sea en el interior del recipiente o actuando en el exterior del mismo a lo que comúnmente llamamos vacío.

Para el diseño del Surge Tank voy a analizar el caso que la presión sea interna. Por aquello voy a utilizar la siguiente formula descrita en la sección UG27(c) (1) [3]:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} \quad \text{Ec.19}$$

Diseño de casquetes

Dentro de la gama de variedades de tipos de casquetes que se encuentran reconocidos por la norma ASME tenemos:

- Cabezas esféricas o hemisféricas
- Cabezas Elipsoidales o cabeza 2:1
- Cabezas cónicas o secciones cónicas
- Cabezas ASME bridada y alabeada o torisferica

Para el diseño del Surge del Surge Tank utilizare un **casquete elipsoidal**, para este tipo de casquete se calcula el espesor de la plancha utilizando la siguiente fórmula de acuerdo a la sección UG32 (d) [3]:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P} \quad \text{Ec.20}$$

Una vez mencionado estos conceptos procedo a calcular las dimensiones del **Surge Tank**, sabiendo que el caudal que va ingresar el tanque es de **40000 lt/hr.**

Teniendo en cuenta este caudal la planta industrial necesita un tanque de **5m³**(177 pies³).

Para obtener el diámetro del tanque debo utilizar la ecuación 17:

$$F = \frac{P}{CSE} \quad \text{Ec.17}$$

Donde:

P: Presión de diseño (lb/in²)

S: Esfuerzo a la fluencia (lb/in²)

C: factor de corrosión (in)

E: Eficiencia de las juntas

$$P_{\text{diseño}} = 1.5 * P_{\text{operación}}$$

$$P_{\text{diseño}} = 1.5 * (70\text{Psi})$$

$$P_{\text{diseño}} = 105\text{Psi}$$

Como el Surge Tank va a estar expuesto a un ambiente corrosivo el factor de corrosión es de 0.125 in.

La eficiencia de la junta es de 0.7 según Tabla 3.5

El material a utilizar en el tanque es el **ACERO ASTM 515 G70**, ya que este acero es recomendado para esta aplicación. El valor de S para este acero es de 38000 Psi (Ver tabla 3.6).

Reemplazando valores:

$$F = \frac{P}{CSE}$$

$$F = \frac{105\text{Psi}}{(0.125\text{in}) * (38000\text{Psi}) * (0.7)}$$

$$F = 0.03$$

Con los valores del volumen de 177 pies³ y factor F de 0.03 voy a la figura 3.3 y obtengo que el diámetro del tanque sea de 4.8ft (58in), el cual me permite decidir que el **diámetro de Surge Tank sea de 60"**.

Para calcular la longitud debo utilizar la ecuación 18:

$$L = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$L = \frac{4 * 177 \text{ pies}}{\pi * (5 \text{ pies})^2}$$

$$L = 9 \text{ pies} = 108 \text{ in}$$

Esto me permite decidir que la **longitud del Surge Tank sea de 120"**.

Para saber el espesor de la plancha vamos a utilizar la ecuación 19:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$$

$$t = \frac{(105 \text{ Psi}) * (30")}{(38000 \text{ Psi} * 0.7) - 0.6(105)}$$

$$t = 0.125 \text{ in} = 1/8"$$

$$t = 1/8" + 1/8"$$

$$t = 1/4"$$

Según el cálculo realizado obtuve que el espesor del tanque sea de 1/4", pero para que mi diseño sea más seguro seleccionare una plancha de **3/8" de espesor**.

TABLA 3.6

ACEROS PARA RECIPIENTES A PRESIÓN

Placa - Aceros para recipientes a presión											
Especificación	Composición Química % en peso (Máximo)						Límite Elástico Ksi Mín.	Última Tensión Ksi	% Elong 8" Mín.	Rango Dim	Descripción y Uso Final
	C	Mn	P	S	Si	Cb					
ASTM/ASME SA-285-C	0.28	0.90	0.035	0.035	0.40	0.020	30	55 - 75	27	1	Recipientes estacionarios de baja e intermedia resistencia.
ASTM/ASME SA-455	0.33	0.85 - 1.20	0.035	0.035	0.40	0.020	35	70 - 90	15	2	Recipientes estacionarios de alta resistencia.
ASTM/ASME SA-515-60	0.27	0.90	0.035	0.035	0.15 - 0.40	0.020	33	60 - 80	20	2	Recipientes de media resistencia para servicio de media y alta temperatura.
ASTM/ASME SA-515-70	0.31	1.20	0.035	0.035	0.15 - 0.40	0.020	38	70 - 90	17	2	Recipientes para media y alta temperatura.
ASTM/ASME SA-516-60	0.27	0.90	0.035	0.035	0.15 - 0.40	0.020	33	60 - 80	20	2	Recipientes de media resistencia para servicio de media y baja temperatura.
ASTM/ASME SA-516-70	0.31	1.20	0.035	0.035	0.15 - 0.40	0.020	38	70 - 90	17	2	Recipientes para mediana y baja temperatura.
ASTM/ASME SA-612	0.25	1.0 - 1.35	0.035	0.035	0.15 - 0.40	0.020	50	81 - 101	16	2	Recipientes para carros tanques de F.F.C.C.
AAR TC 128-B	0.25	1.0 - 1.35	0.035	0.035	0.15 - 0.40	0.020	50	81 - 101	16	2	Recipientes para carros tanques de F.F.C.C.
NMxB475*	0.22	1.0 - 1.60	0.035	0.030	0.50	0.020 - 0.050	55	76 - 91	17	3	Esferas para combustible.

* Requiere siempre una factibilidad de fabricación por los requerimientos especiales.

Para el diseño del casquete utilizo la ecuación 20:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P}$$

$$t = \frac{(105Psi) * (60in)}{2(38000Psi) * (0.7) - 0.2(105Psi)}$$

$$t = 0.118in$$

El espesor calculado es aproximadamente es de 1/8", a este espesor se le debe sumar el factor de corrosión que es 1/8", dando un total de 1/4". Teniendo este valor me permite decidir que el **espesor del casquete idóneo sería de 3/8"**.

El espesor calculado es aproximadamente es de 1/8", a este espesor se le debe sumar el factor de corrosión que es 1/8", dando un total de 1/4". Teniendo este valor podemos decidir que el **espesor del casquete idóneo sería de 3/8"**.

Interconexiones del Surge Tank con el deareador 1 y deareador 2

Se debe realizar una línea de interconexión de la línea de succión de la bomba de alimentación al deareador 1, para instalar aproximadamente 8 metros lineales, de un diámetro de 3", para bypass entre el Surge Tank y el deareador 1.

Se debe realizar una línea de interconexión de la línea de succión de la bomba de alimentación al deareador 2, para instalar aproximadamente 7

metros lineales, de un diámetro de 3", para conectar la línea que alimentara de condensado puro del Surge Tank al deareador 2.

CAPITULO 4

4. ANÁLISIS ECONÓMICOS

4.1 Costo general de vapor

El costo del vapor o costo de generación del vapor (\$/1000 lbs.vapor) es una buena vía para poder conocer la eficiencia de un sistema de vapor. Este costo depende del tipo de combustible se utilice, del costo del combustible, la eficiencia de las calderas, la temperatura de alimentación del agua y la presión del vapor.

El combustible que se utiliza en esta planta industrial es el Oil N°6(bunker).

Para saber el contenido de energía del Oil N°6(bunker) utilizo la tabla 4.1.

TABLA 4.1
CONTENIDO DE ENERGÍA Y EFICIENCIA DE COMBUSTIÓN DE
COMBUSTIBLES

Energy Content and Combustion Efficiency of Fuels		
Fuel Type, sales unit	Energy Content, Btu/sales unit	Combustion Efficiency, %
Natural Gas, MMBtu	1,000,000	85.7
Natural Gas, thousand cubic feet	1,030,000	85.7
Distillate/No. 2 Oil, gallon	138,700	88.7
Residual/No. 6 Oil, gallon	149,700	89.6
Coal, ton	27,000,000	90.3

Note: Combustion efficiency is based on boilers equipped with feedwater economizers or air preheaters and 3% oxygen in flue gas.

El costo del Oil N°6(bunker) es de 0.7224 \$/galón.

4.2 Costo del sistema propuesto

PROFORMA DISEÑO DEL SURGE TANK

DETALLE	CALDEROS & AFINES	ING. OSVALDO ESPINOSA
<p>DATOS GENERALES</p> <p>PROCESO DE CONSTRUCCION</p> <ul style="list-style-type: none"> * TANQUE DE ACERO AL CARBONO ASTM 515 G70 3/8", SOLDADO CON PROCESO ARCO SUMERGIDO * PRESION DE DISEÑO 105 PSI * PRESION DE OPERACIÓN: 70PSI * TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 160 °c * TIPO: CILINDRO HORIZONTAL * DIAMETRO DEL CILINDRO: 1500mm * LONGITUD TOTAL: 3000mm * CALIDAD DEL MATERIAL: ASTM/A515 SA-515 G70, 3/8" * TAPAS TIPO CASQUETE ELIPSOIDAL * BASE DE VIGA IPE 100, 6 metros, ALTURA <p>DATOS TECNICOS</p> <p>INCLUYE:</p> <ul style="list-style-type: none"> * SISTEMA AUTIMATICO ALIMENTACION DE AGUA * PANEL DE CONTROL GENERAL DE AUTOMATISMO * DISTRIBUIDOR DE SALIDA AGUA PARA DOS TOMAS BRIDADAS DE 3" CON SUS RESPECTIVAS VALVULAS * TAPA DE INSPECCION TIPO HUECO DE HOMBRE OVALADO DE 11X15X1" * CONTROL DE NIVEL ELECTRODOS WARRICH (TRES 2-1/2") * JUEGO NIVEL VISOR DE AGUA 5/8"X36" * TERMOMETRO BIMETALICO 150°C * VALVULA DE SEGURIDAD 1"X1"X150PSI * AISLAMIENTO TERMICO LANA DE VIDRIO 2" Y LAMINA ALUMINIO e=7mm * PASARELA ALTA DE CONTROL Y MANTENIMIENTO DEL EQUIPO * ESCALERA DE PROTECCION * MONTAJE Y PRUEBAS DE CORRECTA OPERACIÓN DEL SISTEMA 		
SUBTOTAL:	\$ 13.850,00	\$ 12.350,00
IVA 12%	\$ 1.662,00	\$ 1.482,00
TOTAL	\$ 15.512,00	\$ 13.832,00

PROFORMA
"TRABAJOS RELATIVOS AL MONTAJE DEL SURGE TANK"

ITEM	DETALLE	COSTO
1.-	Construcción de un tanque en acero inoxidable de 2 metros de altura 1,2 metros de diametro con 3mm de espesor, que servira para receptar el condensado orgánico	\$ 860,60
2.-	Montaje del tanque recolector de condensado organico en el area junto al tanque pequeño actual de condensado puro en la planta soluble	\$ 440,60
3.-	Montaje de 73 metros lineales de tuberias para dirigir el condensado orgánico de la planta soluble hacia el tanque vertical ubicado en la sala de calderas. Instalacion de soportes y pinturas	\$ 1.840,00
4.-	Instalacion de bomba para enviar el condensado orgánico hacia el tanque recolector de condensados vertical	\$ 360,00
5.-	Desmontaje del tanque de retorno de condensados horizontal actual que sera dado de baja. Readecuacion de torre soporte, para el nuevo Surge Tank, teniendo en cuenta que el surge Tank tendra mayor capacidad	\$ 1.880,60
6.-	Instalacion del nuevo Surge Tank sobre la estructura de soporte para lo cual se requiere el apoyo de una grua. Para la realizacion de estos trabajos se requiere realizar una conexión temporal para distribuir los retornos de condensados de las diferentes secciones de la planta hacia el tanque de retorno vertical	\$ 1.450,00
7.-	Instalacion de la plataforma de seguridad del personal a la altura del Surge Tank, contruccion de las pasarelas para una operación segura Instalacion de techo para proteccion contra la lluvia	\$ 1.981,80
8.-	Reparación del tanque vertical por presentar imperfecciones en su estructura. Cambio total del fondo	\$ 890,00
9.-	Interconexión de la línea de succion de la bomba que alimenta al deareador 1 para instalar 8 metros lineales de tuberia de 3" en hierro negro para bypass entre el Surge Tank y deareador 1	\$ 576,00
10.-	Interconexión de la línea de succion de la bomba que alimenta al deareador 2 para instalar 8 metros lineales de tuberia de 3" en hierro negro para conectar la línea que alimentará de condensado puro del Surge Tank al deareador 2	\$ 504,00
11.-	Conexión de tuberias actuales de condensado puro al Surge Tank	\$ 790,00

12.-	Conexión de tubería actual de condensado orgánico que viene desde el evaporador tubular al tanque de acero inoxidable	\$ 746,40
13.-	Instalación de bomba para enviar el condensado orgánico del evaporador hacia el tanque recolector de condensados	\$ 880,00
14.-	Instalación de nueva tubería para retorno de condensado orgánico desde la planta continua al tanque recolector de condensado vertical	\$ 1.760,00
15.-	Instalación de nueva tubería para retorno de condensado orgánico desde la planta continua al tanque recolector de condensado vertical	\$ 493,00
SUBTOTAL:		\$ 15.453,00
IVA(12%):		\$ 1.854,36
TOTAL:		\$ 17.307,36

Costo del Surge Tank : \$ 13.832,00

Costo de Instalaciones relativas al Surge Tank : \$ 17.307,36

Costo total de la Inversión \$ 31.139,36

4.3 Ahorro económico y tiempo de retorno de inversión

En la sección 3.1 pude obtener que el calor total que debe suministrar las calderas utilizando el tanque recolector de condensados venteado es de $Q_T = 52'325,238.6Btu / hr$, y en la sección 3.2 calcule que el calor total que debe suministrar las calderas utilizando el Surge Tank es de $Q_T = 45'312,528.81Btu / hr$.

Con el análisis energético realizado puedo obtener el ahorro neto que se tiene utilizando el Surge Tank en vez de un tanque venteado.

$$\text{Ahorro Neto} = 52'325,238.6 - 45'312,528.81Btu / hr$$

$$\underline{\text{Ahorro Neto} = 7'012,709.79Btu / hr}$$

Como:

Para Oil N°6(bunker) \longrightarrow 1 galón=149,700Btu (Ver Tabla 4.1)

Costo del Bunker = \$ 0.7224/ galón

Se obtiene que:

$$\text{Ahorro Neto} = \frac{7'012,709.79 \text{ Btu} / \text{hr}}{149,700 \text{ Btu} / \text{galón}}$$

$$\text{Ahorro Neto} = 46.85 \frac{\text{galón}}{\text{hr}} * \frac{\$0.7224}{\text{galón}}$$

$$\text{Ahorro Neto} = \frac{\$33.84}{\text{hr}}$$

Considerando que la operación de las calderas es de 24 horas por día, 7 días de la semana y 48 semanas al año se obtiene que:

$$\text{Ahorro Neto} = \frac{\$33.84}{\text{hr}} * 8,064 \frac{\text{hr}}{\text{año}}$$

$$\underline{\underline{\text{Ahorro Neto} = \text{USD} \$ 272,885.76 \text{ al año}}}$$

En este valor solo se está considerando el ahorro de combustible, por lo cual se le debe sumar el ahorro en agua y el ahorro de producto químico utilizado para su tratamiento.

El tiempo que se va a recuperar la inversión es:

$$TRI = \frac{Inversión}{Ahorro}$$

$$TRI = \frac{\$ 31.139,36}{\$ 272,885.76 /año}$$

$$TRI = 0.12año * \frac{365días}{1año}$$

$$\underline{TRI = 45días}$$

CAPITULO 5

5.CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

1. Comparando los resultados de los análisis energéticos del sistema recolector de condensados actual con el sistema recolector de condensados utilizando un Surge Tank, me permite dar a conocer que la Planta Industrial podría mejorar la eficiencia de su sistema recolector de condensados en un 15%.
2. La Planta Industrial ahorraría \$ 272,885.76 al año solo en combustible, sin tomar en cuenta el ahorro de agua y de químicos, teniendo un tiempo de retorno de inversión de 45 días.

3. Las características del Surge Tank son: Diámetro=60", Longitud: 120",
Material: ACERO ASTM 515 G70, Espesor: 3/8".

RECOMENDACIONES

1. La implementación de este proyecto debe de realizarse lo más pronto posible debido al gran ahorro económico que representaría para la planta industrial.
2. Se deben colocar medidores de flujo para vapor y condensado en puntos estratégicos, para poder registrar el consumo de vapor en cada proceso y cuanta cantidad de condensado retorna.

BIBLIOGRAFÍA

[1] Munson R. Bruce & Young F. Donald, Fundamentos de Mecánica de Fluidos, Editorial Limusa año 2003.

[2] Cengel A. Yunus, Fundamentos de Termodinámica, Editorial Mc-Graw Hill año 2006.

[3] Zambrano Z. Carlos, “Diseño de Software para Diseño de Recipientes a presión Según el Código Asme” (Tesis Facultad de Ingeniería Mecánica, Escuela Superior Politécnica del Litoral, año 1999)

[4] Balanzategui S. Vladimir, “Diseño Térmico y Mecánico de un Generador a vapor, tipo Piro-tubular, posición Horizontal” (Tesis Facultad de Ingeniería Mecánica, Escuela Superior Politécnica del Litoral, año 1999)

[5] Paffer Kelly, “Pressurized Condensate Return System”, Technical Manager Plant Support & Evaluations, Inc. año 2006.

[6] Flash Steam Are You Venting (Flash) Steam to Atmosphere? , Technical Manager Plant Support & Evaluations, Inc. año 2006.

[7] Selmec, Manual Selmec de Calderas, Edición año 1980