

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

## **ESCUELA DE INGENIERÍA**

**DISEÑO DE UN SISTEMA DE CONDENSACIÓN PARA LA EMISIÓN  
DE VAPOR ORIGINADO EN EL AREA DE COCCIÓN DE LA  
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE LA CERVECERIA ANDINA S.A.**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCION DEL TÍTULO DE INGENIERO  
MECÁNICO**

**EDWIN PATRICIO ACOSTA FIALLOS  
SERGIO ALBERTO VILLALTA CARRERA**

**DIRECTOR: ING. ANGEL PORTILLA**

**Quito, Julio 2007**

## DECLARACIÓN

Nosotros Edwin Patricio Acosta Fiallos y Sergio Alberto Villalta Carrera declaramos bajo juramento que el trabajo descrito es de nuestra autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y que hemos consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

A través de la presente declaración cedemos nuestros derechos de propiedad intelectual correspondientes a este trabajo a la Escuela Politécnica Nacional, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

---

Edwin Patricio Acosta Fiallos

---

Sergio Alberto Villalta Carrera

## CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Edwin Patricio Acosta Fiallos y Sergio Alberto Villalta Carrera, bajo mi supervisión.

---

Ing. Angel Portilla  
DIRECTOR DEL PROYECTO

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradecemos a Dios y a la Virgen de el Cisne por darnos la vida e iluminarnos en los momentos más difíciles, nuestro sincero agradecimiento para quienes nos apoyaron a lo largo de toda la carrera, a nuestros maestros que supieron transmitirnos día a día sus conocimientos de manera especial al Ing. Ángel Portilla por su acertada dirección en este proyecto.

A nuestros compañeros y amigos por compartir una parte de sus vidas con nosotros.

A todo el personal de Cervecería Andina S.A. quienes nos brindaron la oportunidad de realizar este proyecto, especialmente al Ing. Marcelo Merino por el valioso tiempo prestado en la orientación del mismo.

Edwin Acosta  
Sergio Villalta

## DEDICATORIA

A toda mi familia, en especial a mi madre y mi hermana quienes con su amor y apoyo son el más grande ejemplo de perseverancia y tenacidad, a la memoria de mi padre, luz, aliento y voluntad para esforzarme todos los días de mi vida, a mis amigos quienes dentro y fuera de las aulas siempre fueron un apoyo incondicional en todas las circunstancias.

Edwin Acosta

A todos quienes forman parte de mi hermosa familia, a mis padres que con esfuerzo y mucho amor me supieron alentar para seguir adelante y culminar una etapa más de mi vida.

A mis compañeros y amigos con los que juntos supimos estar en las buenas y en las malas, apoyándonos siempre.

A mi hermana y gran amiga, una mujer especial que quiero mucho, Natalia.

Sergio Villalta

## RESUMEN

Este proyecto tiene como objetivo fundamental diseñar un sistema de condensación para eliminar el impacto visual provocado por la emanación de vapor en el área de cocción de la Cervecería Andina S.A

En el primer capítulo del presente trabajo se desarrollan los conceptos fundamentales que tienen relación directa con el trabajo, además se detallan los equipos de transferencia de calor que están involucrados en el diseño del sistema de condensación.

El segundo capítulo trata acerca del proceso de producción de la cerveza, en el cual se detallan todas las etapas seguidas para el efecto, además se especifican los parámetros técnicos que intervienen en el proceso y los equipos utilizados.

En el tercer capítulo se desarrolla el análisis de la disponibilidad del recurso energético que será utilizado en el diseño; también se realiza el estudio y selección de las alternativas propuestas para la recirculación del fluido de enfriamiento.

En el cuarto capítulo se procede al diseño del sistema de condensación utilizando los datos obtenidos en los capítulos anteriores; aquí se realiza el análisis térmico, el análisis de caídas de presión, selección de trampas de vapor, dimensionamiento de tuberías, etc. Además se hace referencia a las especificaciones mecánicas requeridas para el diseño.

El quinto capítulo trata acerca del análisis económico del proyecto mediante el empleo de herramientas de ingeniería económica para su evaluación. En esta parte del trabajo se determinan parámetros como la viabilidad o no del proyecto y el tiempo en el cual se recupera la inversión inicial.

En el sexto capítulo se incluyen las conclusiones obtenidas del estudio detallado de los parámetros involucrados en el diseño con sus respectivas recomendaciones.

## **PRESENTACIÓN**

En todo tipo de empresas el ahorro de energía constituye la base fundamental para alcanzar altos niveles de eficiencia en la producción, es por eso que tales empresas buscan constantemente la optimización de los procesos con la consecuente reducción de gastos.

El proyecto presentado tiene como objetivo aprovechar la energía térmica actualmente desechada a la atmósfera en el mejoramiento de las condiciones de otro proceso, cuyas ventajas se verán reflejadas en un ahorro económico.

Con el diseño de este sistema se solucionará el problema del impacto visual causado por la emisión de vapor desde la sección de cocimiento de Cervecería Andina S.A. a la atmósfera.

Basándose en experiencias anteriores la empresa ha creído conveniente la realización de este proyecto procurando la disminución de los costos de operación y el ahorro en este caso de energía térmica.

# CAPÍTULO I

## CONCEPTOS BÁSICOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

### 1.1 PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Es el proceso por el cual se intercambia energía como calor que siempre se produce del medio que tiene la temperatura más elevada hacia el de temperatura más baja, esta se detiene cuando los dos medios se estabilizan.

Esta transferencia puede ocurrir de tres modos: Conducción, Radiación y Convección.

#### 1.1.1 CONDUCCIÓN

La conducción es la transmisión de calor en un sólido o un fluido en reposo cuando en estos cuerpos existe un gradiente de temperatura, el calor se transmite de la región de mayor temperatura a la de menor temperatura, siendo el calor transmitido por conducción  $q_k$ , proporcional al gradiente de temperatura  $dT/dx$ , a la conductividad térmica  $k$ , y a la superficie  $A$ , a través de la cual se transfiere,

$$q_k = -k A \frac{dT}{dx} \quad (1.1)$$

Donde:

$q_k$  = transmisión del calor [W]

(-) = consecuencia del Segundo Principio de la Termodinámica, según el cual, el calor debe fluir hacia la zona de temperatura más baja.

$k$  = conductividad térmica [W/m \* K]

$A$  = área perpendicular de intercambio térmico [m<sup>2</sup>]

$dT/dx$  = gradiente de temperatura [K/m]

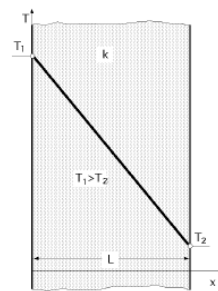


Figura 1.1 Transferencia de calor por conducción



### 1.1.2 RADIACIÓN

La radiación térmica puede transportar el calor a través de un fluido o del vacío, en forma de ondas electromagnéticas que se propagan a la velocidad de la luz.

Existen muchos fenómenos diferentes de radiación pero sólo consideraremos la radiación térmica, es decir, aquella que transporta energía en forma de calor.

La energía que abandona una superficie en forma de calor radiante depende de la temperatura absoluta a que se encuentre y de la naturaleza de la superficie.

El intercambio neto de calor por radiación viene dado en la forma:

$$q_{\text{rad}} = h_r A (T_s - T_{\text{alr}}) \quad (1.2)$$

Donde:

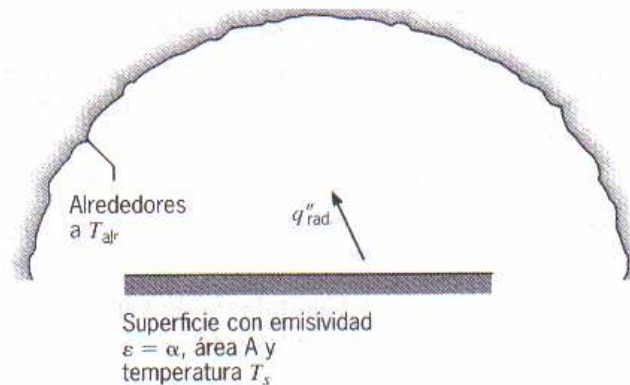
$q_{\text{rad}}$  = transmisión de calor [W]

$h_r$  = coeficiente de transferencia de calor por radiación [ $\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$ ]

$A$  = área del cuerpo radiante [ $\text{m}^2$ ]

$T_s$  = temperatura de una superficie pequeña [K]

$T_{\text{alr}}$  = temperatura de una superficie isotérmica mucho mas grande que rodea por completo a la pequeña [K]



**Figura 1.2 Transferencia de calor por radiación**

### 1.1.3 CONVECCIÓN

La convección es la transmisión de calor que se produce entre un fluido a una determinada temperatura cuando se entra en contacto con un sólido cuya superficie de contacto está a una temperatura distinta.

De acuerdo a la naturaleza del flujo la transferencia de calor se da de forma natural o forzada.

Independientemente de que la convección sea natural o forzada, la cantidad de calor transmitida  $q_c$ , se puede escribir (Ley de Newton):

$$q_c = h A (T^\infty - T_s) \quad (1.3)$$

Donde:

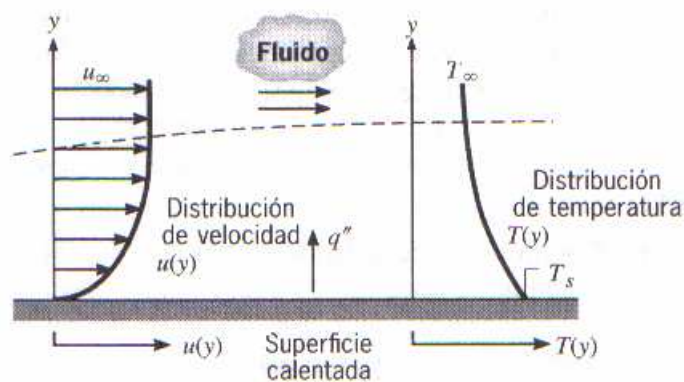
$q_c$  = transmisión de calor [W]

$A$  = área superficial en contacto con el fluido [ $m^2$ ]

$T_s$  = temperatura de la superficie [K]

$T^\infty$  = temperatura del fluido no perturbado [K]

$h$  = es el coeficiente de transmisión del calor por convección en la interfase líquido-sólido [ $W/m^2 \cdot K$ ]



**Figura 1.3 Transferencia de calor por convección**

### 1.1.4 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

En el análisis de equipos de transferencia de calor resulta conveniente trabajar con un coeficiente de transferencia de calor total  $U$  o una resistencia térmica total  $R$  expresada como:

$$\frac{1}{UA_s} = \frac{1}{U_i A_i} = \frac{1}{U_o A_o} = R = \frac{1}{h_i A_o} + R_{pared} + \frac{1}{h_o A_o} \quad (1.4)$$

Donde los subíndices  $i$  y  $o$  se refieren a las superficies interior y exterior de la pared que separa los dos fluidos, respectivamente.

Cuando el espesor de la pared del tubo es pequeño y la conductividad del material de tubo es elevada, la última relación se simplifica y queda como:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} \quad (1.5)$$

Invirtiendo la relación:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}} \quad (1.6)$$

Donde:

$h_i$  = coeficiente de convección interno [ $W/m^2 K$ ]

$h_o$  = coeficiente de convección externo [ $W/m^2 K$ ]

### 1.1.5 ENFRIAMIENTO EVAPORATIVO

Una aplicación importante de la analogía de transferencia de calor y masa es en el proceso de enfriamiento evaporativo, que ocurre cada vez que un gas fluye sobre un líquido. La evaporación debe ocurrir a partir de la superficie del líquido, y la energía asociada con el cambio de fase es el calor latente de vaporización del líquido. La evaporación ocurre cuando moléculas de líquido cerca de la superficie experimentan colisiones que aumentan su energía por arriba de la necesaria para vencer la energía de unión de la superficie. La energía que se requiere para mantener la evaporación debe venir de la energía interna del líquido, que

entonces experimenta una reducción de temperatura (efecto de enfriamiento). Sin embargo, si se mantienen condiciones de estado estable, la energía latente perdida por el líquido debido a la evaporación debe recuperarse mediante la transferencia de energía al líquido desde sus alrededores. Considerando nulos los efectos de radiación, esta transferencia tal vez se deba a la convección de energía sensible del gas o a la adición de calor por otros medios como, por ejemplo, mediante un calentador eléctrico sumergido en el líquido. Al aplicar la conservación de la energía a una superficie de control alrededor del líquido, se sigue que, para un área superficial unitaria,

$$q''_{conv} + q''_{agr} = q''_{evap} \quad (1.7)$$

Donde.

$q''_{con}$  = flujo de calor por convección [ $W/m^2$ ]

$q''_{agr}$  = flujo de calor por otros medios [ $W/m^2$ ]

$q''_{evap}$  = flujo de calor evaporativo [ $W/m^2$ ]

### 1.1.6 COEFICIENTE DE CONVECCIÓN PARA FLUJO INTERNO EN TUBERÍAS

En un flujo interno, tal como el flujo en tuberías, el fluido está confinado por una superficie. Por tanto, la capa límite no puede producirse sin quedar finalmente restringida. La configuración de flujo interno representa una geometría conveniente para calentar y enfriar fluidos que se usan en tecnologías de procesamiento químico, control ambiental y conversión de energía.

La correlación obtenida para flujo turbulento completamente desarrollado en un tubo circular suave se debe a la ecuación de Dittus-Boelter, para la determinación del coeficiente de transferencia de calor por convección forzada<sup>(3)</sup>

$$Nu_D = 0.023 Re_D^{0.8} Pr^n \quad (1.8)$$

$n = 0.4$  (calentamiento)

$n = 0.3$  (enfriamiento)

$$\rightarrow h_{1-2} = \frac{Nu K_{vapor}}{D_i} \quad (1.9)$$

Donde:

$Nu_D$  = número de Nusselt

$Re_D$  = número de Reynolds

$Pr$  = número de Prandtl

$h_{1-2}$  = coeficiente de convección [ $W/m^2K$ ]

$K_{vapor}$  = coeficiente de conducción del vapor [ $W/m K$ ]

$D_i$  = diámetro interno [m]

Estas ecuaciones se han confirmado de forma experimental para las siguientes ecuaciones.

$$\left[ \begin{array}{l} 0.7 \leq Pr \leq 160 \\ Re_D \geq 10.000 \\ \frac{L}{D} \geq 10 \end{array} \right] \quad (1.10)$$

### 1.1.7 FACTOR DE IMPUREZA

Con frecuencia resulta imposible predecir el coeficiente de transferencia de calor global de un intercambiador de calor al cabo de un cierto tiempo de funcionamiento, ya que a menudo las superficies están sujetas a suciedades por impureza, formación de moho, u otra reacciones entre el fluido y el material de la pared.

El efecto que ésta suciedad origina se conoce con el nombre de *impurezas*, esto provoca un aumento de la resistencia térmica del sistema y hacen que disminuya la velocidad de transferencia de calor.

El efecto neto de la acumulación de depósitos se cuantifica mediante el llamado factor de impurezas,  $R_f$ .

Si se realizan ensayos de rendimiento en un intercambiador limpio y se repiten después de que el aparato haya estado en servicio durante algún tiempo, se puede determinar la resistencia térmica del depósito  $R_f$  mediante la relación:

$$R_f = \frac{1}{U_{sucio}} + \frac{1}{U_{limpio}} \left[ \frac{m^2 \cdot K}{W} \right] \quad (1.10)$$

Donde:

$R_f$  = factor de incrustación

$U_{sucio}$  = coeficiente global de transferencia de calor sucio

$U_{limpio}$  = coeficiente global de transferencia de calor limpio

## 1.2 INTERCAMBIADORES DE CALOR

Un intercambiador de calor es un dispositivo diseñado para transferir de manera eficiente el calor de un fluido a otro, sea que estos estén separados por una barrera sólida o que se encuentren en contacto.

El papel de los intercambiadores de calor ha adquirido una gran importancia ante la necesidad de ahorrar energía y disponer de equipos óptimos no sólo en función de su análisis térmico y del rendimiento económico de la instalación, sino también en función de otros factores como el aprovechamiento energético del sistema y la disponibilidad y cantidad de energía y de materias primas necesarias para cumplir una determinada función.

### 1.2.1 CLASIFICACIÓN DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR

#### 1.2.1.1 Recuperadores

Los fluidos caliente y frío están separados por una pared y el calor se transfiere mediante convección hacia y desde la pared y de conducción a través de ella.

*1.2.1.1.1 Intercambiador de calor de doble tubo.- Uno de los fluidos pasa por el tubo más pequeño, en tanto que el otro pasa por el espacio anular entre los dos tubos.*

- a) flujo paralelo; los dos fluidos entran al intercambiador por el mismo extremo y se mueven en la misma dirección.
- b) contra flujo; los dos fluidos entran al intercambiador por los extremos opuestos y fluyen en direcciones opuestas.

*1.2.1.1.2 Intercambiador de calor compactos.- Los dos fluidos suelen moverse de manera perpendicular entre sí y a esa configuración de flujo se la conoce como flujo cruzado.*

- a) los dos fluidos de flujo no mezclados.
- b) un fluido de flujo mezclado, un fluido no mezclado.
- c) los dos fluidos de flujo mezclados.

*1.2.1.1.3 Intercambiador de calor de coraza y tubos.- Un tipo de serpentín sumergido es el intercambiador de calor de tubos y coraza.*

Uno de los fluidos se mueve por dentro de los tubos, en tanto que el otro se mueve por fuera de estos, pasando por la coraza.

- a) un paso por la coraza y un paso por los tubos.
- b) un paso por la coraza y dos pasos por los tubos.
- c) dos pasos por la coraza y cuatro por los tubos.
- d) tres pasos por la coraza y seis por los tubos.

*1.2.1.1.4 Intercambiador de calor de placas.- Los fluidos caliente y frío fluyen en pasos alternados, de este modo cada corriente de fluido frío queda rodeada por dos corrientes de fluido caliente.*

### **1.2.1.2 Regeneradores**

Los fluidos caliente y frío ocupan el mismo espacio en el núcleo del intercambiador. El núcleo del intercambiador, o matriz, funciona como un almacén de calor que es calentado periódicamente por el de mayor temperatura de los dos fluidos y luego transfiere ese calor al fluido de menor temperatura.

*1.2.1.2.1 Configuración de matriz fija.- Los fluidos caliente y frío pasan a través de un intercambiador estacionario de forma alternada, y para una operación continua se requieren dos o más matrices.*

*1.2.1.2.2 Regenerador rotatorio.- Donde la matriz circular gira y expone de manera alterna una parte de superficie al fluido caliente y luego al frío.*

### **1.2.1.3 Intercambiadores de calor de contacto directo**

Los fluidos caliente y frío se ponen en contacto entre si de manera directa. Un ejemplo de esta clase de dispositivo es una torre de enfriamiento en la que un rocío de agua que cae de la parte superior de la torre entra en contacto directo con y es enfriado por una corriente de aire que fluye hacia arriba. Oros sistemas de contacto directo utilizan líquidos inmiscibles o un intercambiador de sólido a gas.

## **1.2.2 CLASIFICACION DE SERPENTINES**

Se fabrican tanques con serpentines, en una amplia variedad de configuraciones, dependiendo de las aplicaciones y de la geometría del recipiente.

### **1.2.2.1 Serpentes Estampados.-**

Son ranuras estampadas en una placa de metal que forman la mitad de los espacios para el vapor. Al soldar las dos mitades se crean los conductos para el vapor, donde se produce la transferencia de calor y donde se evacua el condensado.

Es común en tanques abiertos con agua o con químicos.

### **1.2.2.2 Serpentes Tubulares**

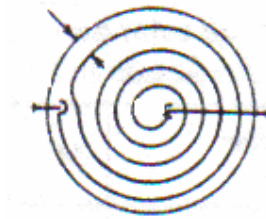
Son tubos para transferencia de calor que se sumergen en tanques que son bastante grandes en comparación al tamaño del serpiente.

Al igual que los serpentines estampados, los tubulares pueden ser drenados por gravedad o por sifón, dependiendo de las condiciones que existan donde sean instalados.

A diferencia de los serpentines estampados, la mayoría de los serpentines tubulares se instalan en recipientes cerrados.

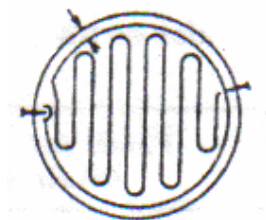


1.2.2.2.1 *Serpentines helicoidales y en espiral.- Se emplean, principalmente, en tanques de proceso y recipientes a presión, en los que precisa de grandes áreas par un rápido enfriamiento o calentamiento., se recomienda para una buena cobertura del fondo del tanque una separación la pared del tanque, como se observa en la figura 1.4.*



**Figura 1.4: En espiral con anillo circundante**

1.2.2.2.2 *Serpentines tipo horquilla.- Se fabrican en el lugar de utilización del mismo. Son comunes en tanques verticales cilíndricos, esto significa añadir un anillo circundante de abrazadera a una distancia de separación de la pared del tanque como se indica en la figura 1.5.*



**Figura 1.5: Tipo horquilla con anillo circundante**

## 1.3 FUNDAMENTOS DE LOS SISTEMAS DE VAPOR

### 1.3.1 FORMACIÓN DEL VAPOR

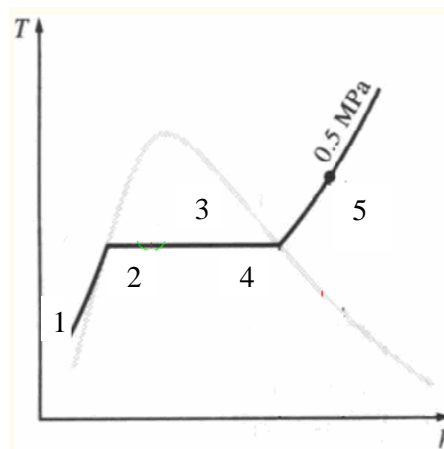
Se considera un dispositivo cilindro-émbolo que contiene agua líquida a 20 °C y 1atm de presión. Siguiendo con la figura 1.6, en estas condiciones el agua existe en fase líquida y se denomina *líquido comprimido* o *líquido subenfriado*. Lo que significa que no está a punto de evaporarse (estado 1).

A medida que aumenta la temperatura del agua, esta experimentará cierta expansión ( $p = \text{cte}$ ) aumentando su volumen específico. Conforme se transfiera más calor la temperatura alcanzará  $100\text{ }^{\circ}\text{C}$  ( $p = 1\text{ atm}$ ), en este punto el agua sigue siendo un líquido, pero cualquier adición de calor, no importa que pequeña esta sea, ocasionara que esta se evapore. Un líquido que esta a punto de evaporarse recibe el nombre de *líquido saturado* (estado 2).

Una vez que empieza la ebullición, el aumento de temperatura se detendrá hasta que el líquido se evapore por completo. La temperatura permanecerá constante durante todo el proceso de cambio de fase, si la presión se mantiene constante (estado 3), la sustancia en este estado se conoce como *mezcla saturada líquido vapor*, ya que la fase líquida y vapor coexisten en equilibrio en estos estados.

Conforme se añada más calor el proceso de evaporación continuará hasta que la última gota de líquido se evapore (estado 4), en este punto el cilindro se llena por completo de vapor. Cualquier pérdida de calor sin importar que pequeña sea, provocará que el vapor se condense. Un vapor a punto de condensarse se conoce como *vapor saturado*.

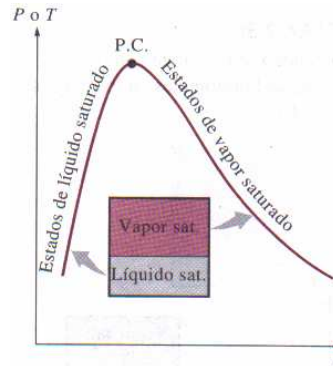
Una vez que el proceso de cambio de fase termina, se alcanza una región de una sola fase (vapor) y una transferencia adicional de calor resultará en un aumento de la temperatura como del volumen específico (estado 5). Un vapor que no esta a punto de condensarse se denomina *vapor sobrecalentado*.



**Figura 1.6: Diagrama T-h**

### 1.3.2 MEZCLA SATURADA DE LÍQUIDO-VAPOR <sup>(9)</sup>

En el proceso de evaporación de una sustancia, existe una parte líquida y otra de vapor. Esto es, una mezcla de líquido y vapor saturado tal como se observa en la figura 1.7.



**Figura 1.7: Diagrama PoT-v**

Una mezcla saturada puede tratarse como una combinación de dos subsistemas: el líquido saturado y el vapor saturado. Sin embargo, la cantidad de masa en cada fase suele desconocerse. En consecuencia, es conveniente imaginar que las dos fases están muy bien mezcladas y forman una mezcla homogénea.

Durante el proceso de vaporización sólo cambia la cantidad de líquido saturado, no sus propiedades, lo mismo sucede con el vapor saturado.

En ese caso las propiedades de esta mezcla serán las propiedades promedio de la mezcla saturada líquido-vapor.

Las cantidades relativas de la fase líquida y de vapor en una mezcla saturada se especifican mediante la calidad  $x$ .

#### 1.3.2.1 Calidad de la mezcla líquido-vapor ( $x$ )

Una de la propiedad necesaria para describir un estado es la calidad  $x$  que se define como la razón entre la masa de vapor y la masa total de la mezcla.

$$x = \frac{m_{\text{vapor}} [\text{kg}]}{m_{\text{total}} [\text{kg}]} \quad (1.11)$$

Donde:

$$m_{\text{total}} = m_{\text{líquido}} + m_{\text{vapor}} = m_f + m_g \quad (1.12)$$

La calidad de un sistema compuesto por líquido saturado es 0 (o 0%) y la calidad de un sistema compuesto por vapor saturado es 1 (o 100%).

Considere un tanque que contiene una mezcla saturada de líquido-vapor. El volumen ocupado por el líquido saturado es  $V_f$  y el volumen que tiene el vapor saturado es  $V_g$ . El volumen total,  $V$ , es la suma de ambos:

$$V = V_f + V_g \quad [\text{m}^3] \quad (1.13)$$

$$V = m [\text{kg}] \cdot v [\text{m}^3/\text{kg}] \quad (1.14)$$

$$\rightarrow m_t v = m_f v_f + m_g v_g$$

$$m_f = m_t - m_g \rightarrow m_t v = (m_t - m_g)v_g + m_g v_g$$

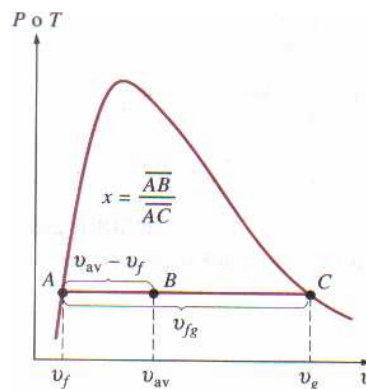
Al dividir para  $m_t$ , se obtiene

$$v = (1-x) v_f + x v_g \quad [\text{m}^3/\text{kg}] \quad (1.15)$$

Al despejar la calidad, se obtiene

$$x = \frac{v - v_f}{v_{fg}} \quad (1.16)$$

Donde  $v_{fg}$  es la diferencia entre el volumen específico de líquido saturado ( $v_f$ ) y el volumen específico de vapor saturado ( $v_g$ ). En base a esta ecuación, la calidad se relaciona con las distancias horizontales en un diagrama P-v o T-v tal como se indica en la figura 1.8.



**Figura 1.8: Diagrama PoT-v**

Este análisis también es válido para la energía interna y la entalpía.

$$u = u_f + x u_{fg} \quad (\text{KJ/kg}) \quad (1.17)$$

$$h = h_f + x h_{fg} \quad (\text{KJ/kg}) \quad (1.18)$$

## 1.4 TRAMPA DE VAPOR <sup>(12)</sup>

La trampa de vapor es simplemente una válvula automática cuyo trabajo es el de sacar condensado, aire y CO<sub>2</sub> del sistema tan rápido como se empiece a acumular.

La trampa de vapor debe drenar el condensado porque este puede disminuir la transferencia de calor y puede causar golpe de ariete.

La trampa debe evacuar aire y otros gases no-condensables porque ellos pueden disminuir la transferencia de calor al reducir la temperatura del vapor y al aislar térmicamente el sistema, así también daños por corrosión.

### 1.4.1 TIPOS DE TRAMPAS DE VAPOR

#### 1.4.1.1 Balde invertido.- es una trampa mecánica basada en la diferencia de densidad entre el vapor y el agua

Características:

- Resiste al desgaste y a la corrosión
- Excelente funcionamiento con contrapresión
- Venteo continuo de aire y CO<sub>2</sub>
- Resistencia al golpe de ariete
- Virtualmente sin pérdida de vapor

#### 1.4.1.2 Flotador y termostato.- es una trampa mecánica que trabaja en base a los conceptos de densidad y temperatura

Características:

- Resistencia a la corrosión
- Operación aún con contrapresión
- Alta capacidad de ventear aire y CO<sub>2</sub>
- Durable y servicio confiable
- Drenaje continuo

**1.4.1.3 Termodinámicas o de disco.- es un sistema que funciona con un retraso de tiempo y que opera en base al concepto de velocidad.**

Características:

- Resistencia a la corrosión
- Liviana y compacta
- Simple operación y tamaño reducido
- Resistencia al impacto hidráulico
- Descarga total de todo el condensado al abrir
- Drenaje continuo

**1.4.1.4 Termostáticas.- el funcionamiento de estas trampas están basados en la diferencia entre la temperatura del vapor y la del condensado frío y el aire.**

Características:

- Capacidad para manejar cargas de aire al arranque
- Funcionamiento al existir contrapresión
- Desempeño con cargas de condensado muy ligeras

## **1.5 VAPOR COMO MEDIO DE CALENTAMIENTO**

Se estima una transferencia de calor asociada a un cambio de vapor a la fase líquida, la condensación involucra flujos de calor grandes con diferencias pequeñas de temperatura.

Los coeficientes de transferencia de calor asociados con la condensación de vapor son altos comparados con los asociados al agua en fase líquida.

Es ventajoso en el calentamiento conectar el vapor a los tubos del intercambiador de calor en lugar de a la coraza, puesto que el condensado puede ser corrosivo, así la acción corrosiva se confina solamente al lado de los tubos, mientras que si el vapor se introduce a la coraza pueden dañarse ambos.

Cuando se usa vapor sobrecalentado como medio de calentamiento, se desprecia el rango de temperatura de sobrecalentamiento, y se considera todo el calor cedido a temperatura de saturación, correspondiente a la presión de saturación.

El condensado es un subproducto de la transferencia de calor en un sistema de vapor, se forma en el sistema de distribución debido a la radiación inevitable, así también en los equipos de calentamiento y de proceso por la transferencia calórico desde el vapor a la sustancia que se esta calentando.

El condensado que se acumulan en las líneas de vapor puede ser la causa de cierto tipo de golpe de ariete. Cualquier componente que trate de cambiar la dirección del flujo puede ser destruido, además el agua a alta velocidad puede causar erosión significativa en las conexiones y tuberías con superficies metálicas, reduciendo así la capacidad de transferencia de los intercambiadores <sup>(3)</sup>.

## CAPÍTULO II

### PROCESO DE ELABORACIÓN DE LA CERVEZA

#### 2.1 ETAPAS DEL PROCESO DE ELABORACION

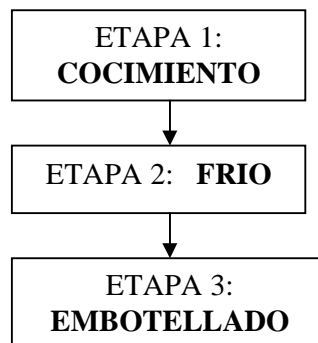
El proceso de elaboración, tanto de la cerveza como de la malta consta básicamente de tres pasos que son:

ETAPA 1: SALA DE COCIMIENTO

ETAPA 2: SALA DE FRÍO.

ETAPA 3: SALA DE EMBOTELLADO.

En la figura 2.1 se encuentra la secuencia del proceso de elaboración de la cerveza



**Figura 2.1: Diagrama de flujo del proceso de elaboración.**

##### 2.1.1 ETAPA 1: SALA DE COCIMIENTO

La etapa de cocimiento comprende varios pasos de los cuales se consigue extraer los nutrientes de la materia prima, que comprende principalmente arroz y malta. A continuación se describe detalladamente cada uno de los pasos que conforman el proceso de cocimiento.

###### 2.1.1.1 Recepción y transporte de la materia prima

La materia prima comprende la malta; que constituye la cebada en estado de madurez y el arroz. Esta materia prima es pesada y receptada en una gran tolva de almacenamiento, en donde permanece hasta su utilización.



El transporte de la materia prima se lo realiza en base a bandas transportadoras, las cuales conducen la materia prima hacia la parte superior de la planta.

### 2.1.1.2 Cocimiento del arroz

El arroz proveniente de los silos de almacenamiento es conducido por una banda transportadora hacia una balanza electrónica en donde se dosifica la cantidad requerida para el proceso, posteriormente este arroz es triturado en un molino diseñado para el efecto, el ciclo continúa con la deposición del arroz en la autoclave. El cocimiento propiamente dicho se realiza en la autoclave con una inyección previa de *agua base*, agua desalcalinizada, el volumen de agua inyectado por cada ciclo de operación es de 120 Hl. a una temperatura de 55°C, mientras que el arroz utilizado para este volumen de agua es de 1150 Kg. A continuación se presentan los valores de los parámetros utilizados en la cocción del arroz.

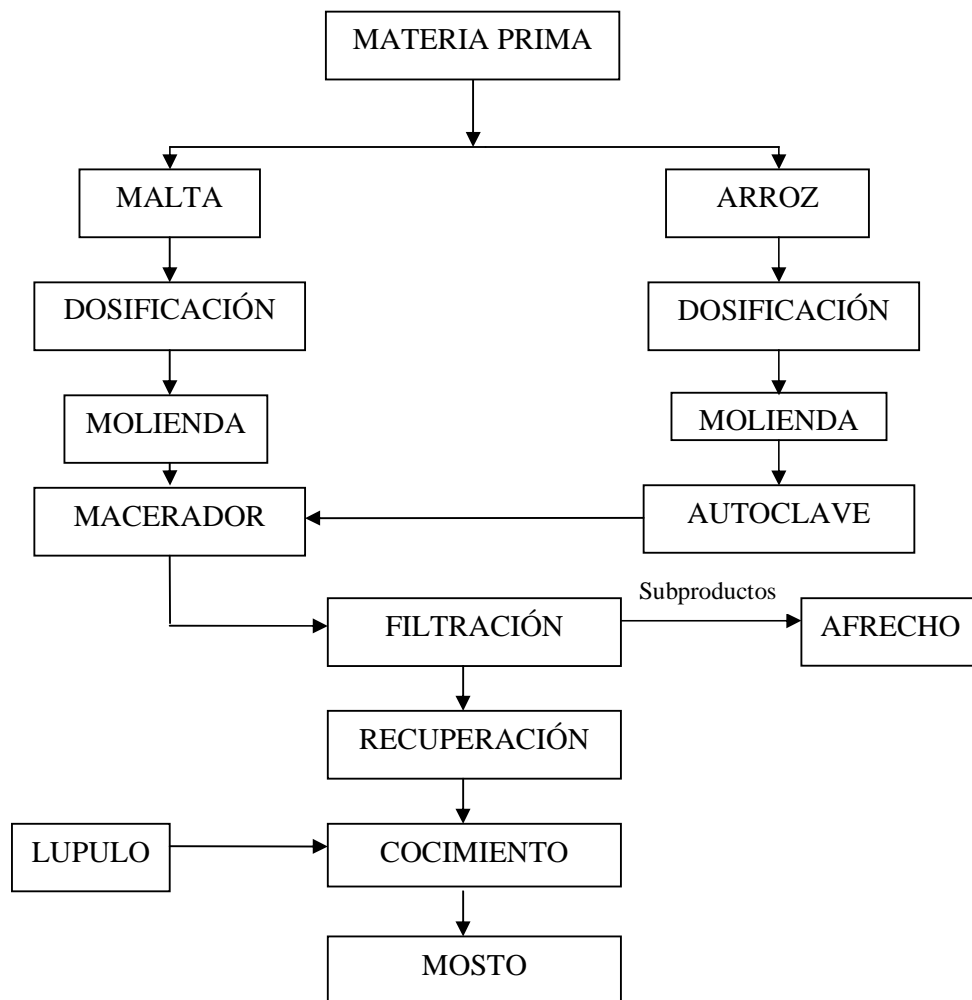
Tabla 2.1: Parámetros utilizados en el autoclave

<b>AUTOCLAVE</b>
Dosificación de materia prima: 55°C +/- 2°C
Reposo (humectación) a 55°C +/- 2°C (15 minutos)
Gelatinización : 72°C +/- 2°C (20 minutos)
Gelatinización : 75°C +/- 2°C (15 minutos)
Licuefacción : 105°C +/- 2°C (20 minutos)

### 2.1.1.3 Maceración

Para el proceso de maceración se transporta la malta, desde los silos de almacenamiento hacia la sección de cocimiento, en donde se procede a pesar y posteriormente se libera la corteza de los granos de malta mediante una maquina vibradora. La materia prima así tratada se conduce hacia un tanque en donde se humidifica con agua desalcalinizada, para luego dejar caer hacia el macerador, en donde se empieza a hervir con una inyección previa de agua base caliente, en

el transcurso de esta acción se inyecta progresivamente el volumen del líquido contenido en la autoclave, hasta que se produzca el trasvase total de este al macerador. El proceso continúa con la cocción de esta mezcla manteniendo los respectivos tiempos de reposo con el propósito de obtener las transformaciones químicas requeridas en el proceso.



**Figura 2.2: Diagrama de flujo del proceso en la sala de cocción**

#### 2.1.1.4 Filtración

El producto obtenido en el proceso de maceración es bombeado hacia la olla de filtración, en donde se procede a realizar los respectivos enjuagues con el propósito de coleccionar el llamado mosto adherido al vagazo de la malta. Para realizar los enjuagues es necesario añadir agua descalcificada a una

temperatura determinada después de terminado cada uno de ellos. Además de la obtención del mosto se recupera subproductos como es el caso del afrecho, el cual proviene directamente de la cáscara de la malta. Este afrecho sigue un proceso de secado para su posterior venta.

A continuación se presenta los valores de los parámetros utilizados en la realización de los enjuagues en el proceso de filtración.

Tabla 2.2: Parámetros para los enjuagues en el proceso de filtración

<b>FILTRACIÓN</b>		
Fondo	15HI	76°C
Primer enjuague	0.3HI	76°C
Segundo enjuague	45HI	76°C
Tercer enjuague	45HI	76°C
Agua recuperada	40HI	76°C

#### **2.1.1.5 Recuperación**

El propósito de este proceso es almacenar el mosto proveniente de la filtración el cual permanece en este lugar hasta que se requiera su utilización en el siguiente proceso. El almacenamiento del mosto permite optimizar el tiempo de producción de la cerveza, puesto que elimina el tiempo de espera que se tendría si se empezara el siguiente ciclo de producción en el mismo momento en que termina un ciclo anterior, incrementándose los tiempos muertos entre proceso y proceso. Con la implantación de este proceso el producto se encuentra listo para cursar únicamente el último proceso, que es el de cocción.

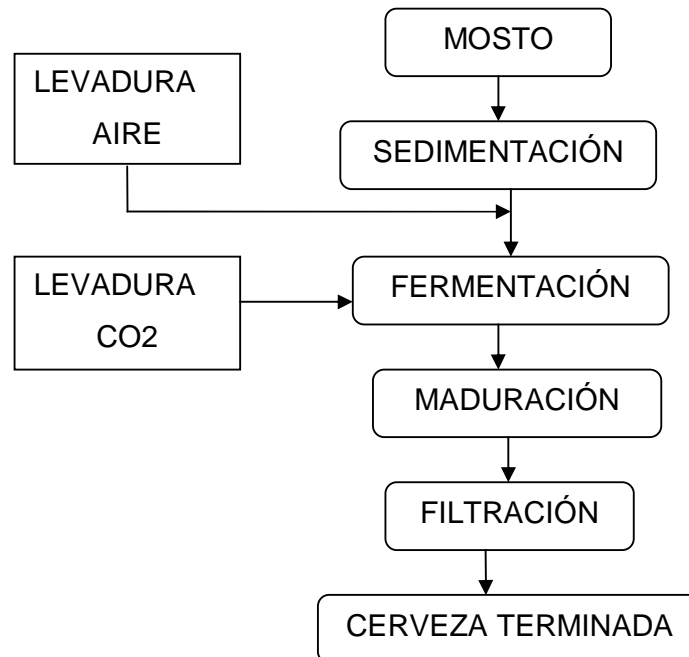
#### **2.1.1.6 Cocción**

Este proceso se efectúa en la olla de hervir hacia la cual se transporta el mosto contenido en la olla recuperadora en un volumen de aproximadamente 400 HI. Este mosto se hace hervir hasta alcanzar una temperatura aproximada de 93°C

mediante la recirculación y calentamiento en un serpentín anexo a la olla de hervir. Esta acción se la realiza con el propósito de estabilizar el mosto. A continuación se agrega el llamado lúpulo, que es una sustancia vegetal encargada de proporcionar el sabor agrio a la cerveza. Finalmente este contenido es transportado hacia el cuarto de frío en donde continúa su proceso.

### 2.1.2 ETAPA 2: SALA DE FRIO

El objetivo de esta fase es desarrollar la fermentación y maduración de la cerveza. El mosto obtenido en la fase de cocimiento es transportado y almacenado en la sala de frío por un tiempo aproximado de quince días, hasta que el producto alcance las propiedades establecidas por el control de calidad. El mosto requiere del control de algunos parámetros en su almacenamiento con el fin de desarrollar las transformaciones químicas con las cuales finaliza el proceso de elaboración, como es el caso del tiempo y principalmente la temperatura, la cual se ha considerado en un valor de 4°C.



**Figura 2.3: Diagrama de flujo de la elaboración de la cerveza en la sala de frío.**

### **2.1.2.1 Sedimentación**

Este proceso se efectúa con el propósito de eliminar las partículas de afrecho disueltas en el mosto final; el tiempo que toma este proceso de sedimentación es de aproximadamente 30 minutos.

### **2.1.2.2 Enfriamiento**

El mosto puro obtenido es enfriado mediante un enfriador de placas por un tiempo de 4 horas, este paso es necesario para continuar con la fermentación.

### **2.1.2.3 Fermentación**

En la fase de fermentación se añade al mosto frío levadura y aire estéril. La combinación del mosto frío con la levadura produce una reacción química en la mezcla; en la cual se transforman los azúcares en alcohol y gas carbónico. En esta fase es en donde se realizan los controles con el fin de obtener un producto de óptima calidad; el proceso de fermentación tiene una duración de entre siete y ocho días.

### **2.1.2.4 Maduración o reposo**

La maduración consiste en el almacenamiento del producto final de la fermentación en grandes tanques de reserva aislados para mantener invariante la temperatura del proceso que aproximadamente es de 4°C, esta temperatura es la requerida para conseguir que el proceso de fermentación se detenga, y a la vez se produzca la sedimentación de la levadura; el tiempo durante el cual el producto permanece en la etapa de reposo es de quince días.

### **2.1.2.5 Filtración**

Para finalizar la elaboración del producto es necesario realizar la filtración de la levadura utilizada en la fase de fermentación y ya sedimentada en la fase de maduración; para esto se utilizan filtros mecánicos diseñados para el efecto; posteriormente el líquido ya filtrado es transportado hacia los tanques de gobierno en donde permanece hasta ser envasado.

### **2.1.3 ETAPA 3. SALA DE EMBOTELLADO**

La fase de embotellado se la realiza en dos líneas, cuyos equipos de operación se describen a continuación.

#### **2.1.3.1 Despaletizadora**

En esta máquina se reciben las paletas, las cuales contienen las cajas con botellas vacías que provienen desde las bodegas de recepción. La despaletizadora se encarga de mover las cajas con botellas vacías desde las paletas, hacia una banda transportadora.

La capacidad de paletas utilizadas en este proceso son las de 84 cajas de 24 botellas y las de 72 cajas de 12 botellas.

#### **2.1.3.2 Desencajonadora**

Esta máquina es la encargada del desmontaje de las botellas y su colocación en una banda transportadora que las lleva hacia la lavadora de botellas, mientras que las cajas son conducidas de igual manera hacia la lavadora de cajas.

#### **2.1.3.3 Lavadora de cajas**

Las cajas conducidas desde la desencajonadora llegan a esta máquina en donde se las procede a lavar mediante aspersion de agua a presión, para luego ser llevadas mediante una banda transportadora hacia la encajonadora.

#### **2.1.3.4 Lavadora de botellas**

El lavado de botellas es en base a un compuesto químico llamado sosa. Las botellas llegan desde la desencajonadora y son sumergidas en el tanque que contiene este compuesto químico. En este proceso también se desprende las etiquetas de las botellas.

#### **2.1.3.5 Inspectores de botella vacía**

Actualmente existen dos métodos para inspeccionar los defectos de las botellas. Mediante un equipo electrónico; el cual es utilizado en la línea de envase 3 se logra separar las botellas que tienen algún tipo de defecto, ya sea por rotura, o por ser de otra marca; de las que están en buen estado.

Manualmente como se lo realiza en la línea de envase 2, en donde una persona es la encargada de seleccionar cuales botellas serán destinadas al envase.

#### **2.1.3.6 Envasadora o llenadora**

El producto contenido en los tanques de gobierno es alimentado hacia la llenadora; la llenadora tiene como función inyectar en las botellas una cierta cantidad de CO<sub>2</sub>, y posteriormente inyectar el producto. Este proceso es completamente automático y finaliza al tapar las botellas.

#### **2.1.3.7 Pasteurizadora**

El proceso de pasteurización se lo realiza con el objeto de disminuir la carga bacteriana, para esto se aplica a las botellas envasadas un baño de agua caliente, y luego se las enfrían lentamente durante un determinado periodo de tiempo para cumplir con las condiciones del proceso y controlar las unidades de pasteurización (UP).

#### **2.1.3.8 Etiquetadora**

Esta máquina es la encargada de pegar las etiquetas en cada botella y de registrar la fecha y hora de elaboración del producto.

#### **2.1.3.9 Inspectores de botella llena.**

Este equipo es el encargado de verificar el nivel de llenado de las botellas. La calibración del equipo corresponde a las tolerancias especificadas en las normas.

#### **2.1.3.10 Encajonadora**

Esta máquina, es la encargada de colocar las botellas llenas dentro de las cajas previamente lavadas en la lavadora de cajas.

#### **2.1.3.11 Paletizadora.**

Esta máquina realiza el proceso previo al despacho, pues se encarga de colocar las cajas llenas sobre las paletas, las cuales son llevadas posteriormente a la bodega de despacho. A continuación se presenta la secuencia de los procesos seguida en la etapa de embotellado.

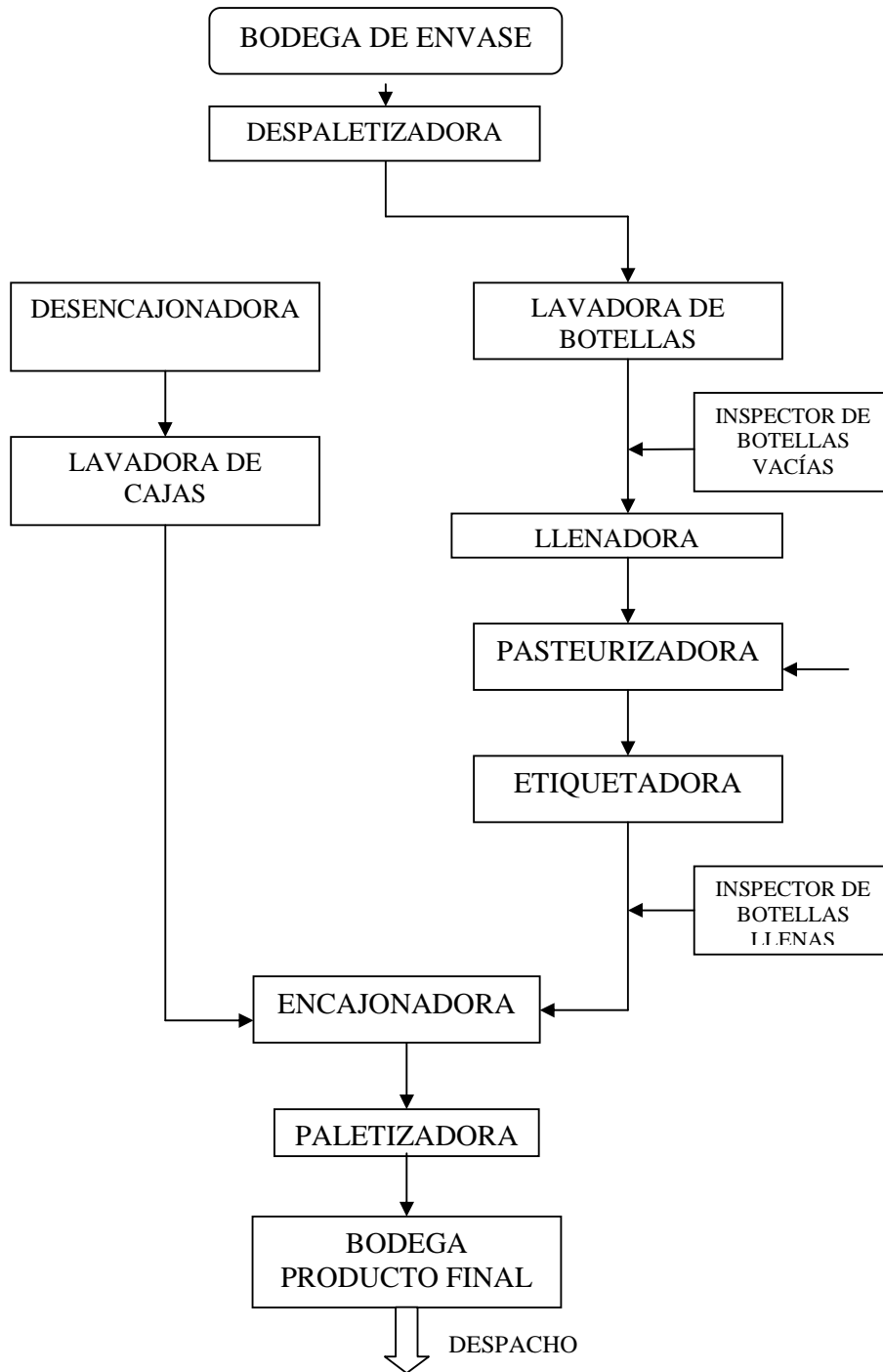


Figura 2.4: Diagrama de flujo correspondiente al proceso de embotellado



## 2.2 COCCIÓN

La sección de cocción consta de equipos que funcionan a base de vapor seco, las variables implicadas en el proceso de producción son controladas por un sistema automático. A continuación se describen las variables que intervienen en cada uno de los procesos de la etapa de cocción.

### 2.2.1 AUTOCLAVE

La autoclave tiene incorporado un motor-reductor a su estructura el cual proporciona el movimiento a un agitador ubicado en su interior con el propósito de mantener homogénea la mezcla de agua y arroz.

Tabla 2.3: Características de diseño del Autoclave

<b>AUTOCLAVE</b>	
DISEÑO :	
Aceros industriales del Ecuador	
PRODUCTO:	
Adjuntos Volumen : 15200 Litros	
MATERIAL: A-240-TP-321	AISLAMIENTO: 2" Fibra de vidrio
MOTOR: 7.5HP	AGITADOR: 56RPM
SERIE N°- 03-0288	AÑO FABRICACIÓN: 99-05-09
14.22 psi	PRESIÓN DE DISEÑO: 85.34 psi
148.9 C/300°F	TEMPERATURA DISEÑO: 163°C/327°F
21.33psi	PRESIÓN DE PRUEBA: 128 psi

Tabla 2.4: Características del moto-reductor.

<b>MOTOR –REDUCTOR</b>					
Temp. 40°C			IP 65		
<b>V</b> $\pm 10\%$	<b>Hz</b>	<b>Kw</b>	$\text{min}^{-1}$	$\cos \varphi$	<b>A</b>
$\Delta$ 230	50	5.50	1440	0.81	20.3
$\lambda$ 400	50	5.50	1440	0.81	11.7
$\Delta$ 266	60	6.60	1740	0.83	20.3
$\lambda$ 460	60	6.60	1740	0.83	11.7

### 2.2.1.1 Alimentación del arrocillo.

La alimentación del arrocillo empieza con el transporte desde los silos de almacenamiento mediante una banda transportadora, luego pasa a través de una máquina en donde se registra el peso requerido para iniciar un ciclo de producción. Esta materia prima es conducida hacia una tolva en donde se almacena continuamente la cual esta dirigida hacia un molino. El molino se encarga de triturar el arroz en minúsculas partículas capaces de ser disueltas posteriormente en la autoclave.

Tabla 2.5: Características del molino de arroz.

<b>MOTOR 1</b>		<b>MOTOR 2</b>	
A	441712	TYP	RF 80M-4
f	60	HP	3
$\Delta$	440	A	1.55
A	21	PS	0.75
HP	12	$\lambda$	440
RPM	1160	f	60

A continuación este arrocillo molido es dirigido hacia una tolva en donde se almacena y se inyecta a la autoclave.

#### **2.2.1.2 Alimentación de agua.**

La alimentación de agua se la realiza desde los tanques de reserva ubicados en la parte superior de la torre de cocimiento, por lo que la alimentación es por gravedad, el caudal de alimentación es controlado por un medidor automático que acciona una válvula según los requerimientos del proceso.

Tabla 2.6: Características del medidor de control.

<b>MEDIDOR DE CONTROL</b>	
Order code	10w80-HLDAIAAOBOAA
Serie N°-	690IF519000
85- 250 V AC	
12 VA/W	50-60 Hz

#### **2.2.1.3 Sistema de calentamiento.**

El sistema de calentamiento incorporado a la autoclave se compone de un serpentín de calentamiento, el vapor utilizado para su operación debe tener valores de presión y temperatura adecuados. La presión de vapor establecida para este proceso es de 60 psi y una temperatura de 292.7°F. Estas condiciones se las consigue con el uso de una válvula reductora de presión. La instalación del sistema de vapor afín al serpentín dispone de un sistema de control automático el cual basa su funcionamiento en un sensor de presión de vapor.

#### **2.2.1.4 Recuperación del condensado.**

El vapor luego de entregar su calor latente al agua base contenida y recirculada en el autoclave, se condensa; este condensado es recogido con la ayuda de una trampa de vapor, luego de lo cual es conducido hacia la línea de retorno de condensado para su posterior utilización.

### 2.2.1.5 Traslase de la mezcla.

El traslado de la mezcla se realiza de la autoclave hacia el macerador con la ayuda de una bomba centrífuga. El líquido es drenado por la parte inferior de la autoclave e ingresa por la parte superior del macerador para conseguir una mezcla conjunta y uniforme. Las características de la bomba centrífuga utilizada en el traslado son las siguientes.

Tabla 2.7: Características de la bomba utilizada en el traslado.

BOMBA CENTRÍFUGA			
AC	MTR	3PH	AMB 40°C
FR	132M	776	HP 7.5
V	220	380	HZ 60
A	21	12	RPM 1740
SF	1.15	INS B	CODE 4

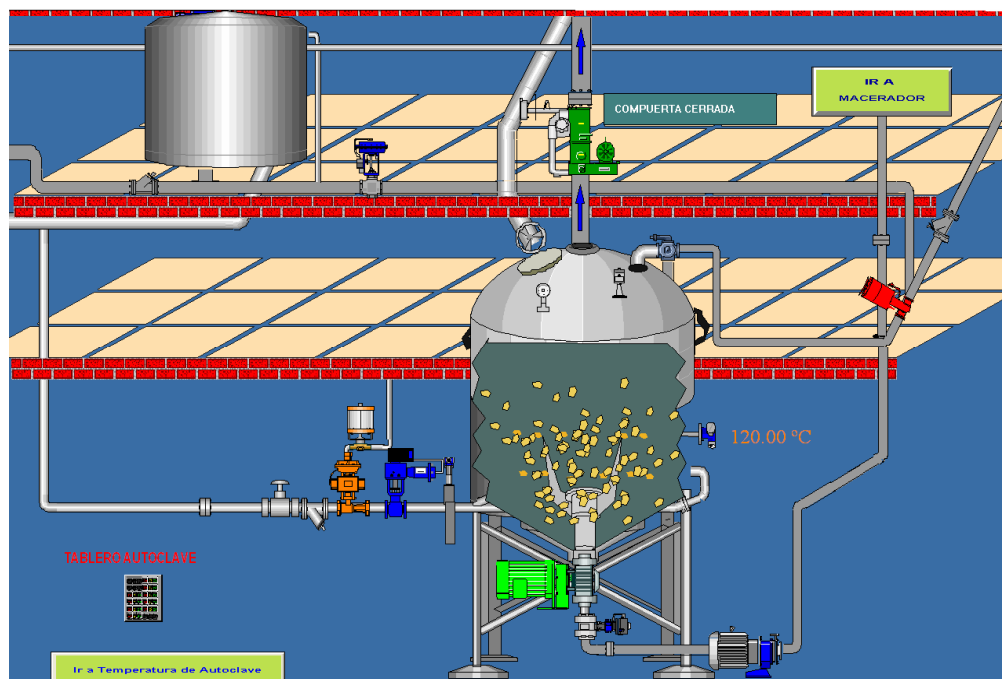


Figura 2.5: Esquema general de la instalación de la autoclave

## 2.2.2 MACERADOR

El macerador esta compuesto por diferentes subsistemas los cuales se encargan de acondicionar la materia prima para la ejecución del proceso principal que consiste en la cocción de la malta.

Tabla 2.8: Características del macerador.

<b>MACERADOR</b>	
Año de fabricación	1978
Superficie	18 m <sup>2</sup>
Presión Máxima	10 bar
Temperatura Máxima	183°C

### 2.2.2.1 Alimentación de malta

Para el proceso de maceración primeramente se transporta la materia prima (malta) desde los silos de almacenamiento utilizando la misma banda transportadora del arrozillo, a continuación es filtrado por un vibrador en donde se lo libera de su carcasa, luego pasa por una máquina que se encarga de registrar y controlar la medida exacta de malta requerida para continuar el ciclo de producción. La materia prima así medida es inyectada hacia una tolva de almacenamiento solidaria al tanque de remojo.

### 2.2.2.2 Tanque de remojo

En el tanque de remojo se inyecta la malta y agua por aspersion para conseguir los parámetros de humedad requerida, la temperatura del agua de remojo está controlada por un sistema automático teniendo como parámetro referencial una temperatura de 50°C. El tanque de remojo en su parte inferior tiene incorporado un sistema de rodillos alimentadores los cuales pasan la malta humedecida hacia el proceso de trituración. Los rodillos alimentadores cuentan con un sistema de limpieza hidráulico.

### **2.2.2.3 Trituración de la malta**

La malta humedecida pasa a un sistema de rodillos trituradores accionados por un motor-reductor, es aquí donde se adecua el tamaño adecuado de partículas de malta para proceder a la cocción de la misma.

### **2.2.2.4 Sistema Hidráulico**

El sistema hidráulico esta compuesto por una red de agua fría proveniente de los tanques de reserva de agua desalcalinizada a un presión de 30psi; y una red de agua caliente obtenida a través de su calentamiento por un resistencia eléctrica, hasta una temperatura de 66°C y bombeada a una presión de 30psi.

Estas dos redes hidráulicas se unen en una válvula de mezcla en donde se consigue la temperatura requerida para el proceso, el control de la temperatura de esta mezcla esta controlada por un sistema automático.

### **2.2.2.5 Alimentación de vapor**

La alimentación de vapor al macerador se la realiza desde la sala de fuerza, luego de lo cual se reduce sus condiciones a las requeridas para el proceso, esto es una presión de 60psi, con la ayuda de una válvula reductora de presión.

Este vapor circula por un serpentín de calentamiento en donde la mezcla alcanza una temperatura de 87°C.

### **2.2.2.6 Cocción de la malta**

La malta ingresa al macerador propiamente dicho, en donde se inicia el proceso de cocción en un continuo movimiento ocasionado por los agitadores en el interior del macerador.

Posteriormente la mezcla de arrocillo es trasvasada continuamente desde la autoclave hacia el macerador en donde continua el proceso de cocción de esta solución, este proceso tiene una duración de 80 minutos con intervalos de tiempo de reposo.

Tabla 2.9: Características del agitador N°-1 utilizado en el macerador

CARACTERÍSTICAS DEL AGITADOR N°-1	
Serie	256686
Type	2ª 100 L 64
Kw	1.2/1.8 B5
1/min	49/74
Año construcción	1978

Tabla 2.10: Características del agitador N°-2 utilizado en el macerador

CARACTERÍSTICAS DEL AGITADOR N°-2	
Serie	254341
Type	Ru5c3160l86
Kw	5/7
1/min	29/39
Año construcción	1978

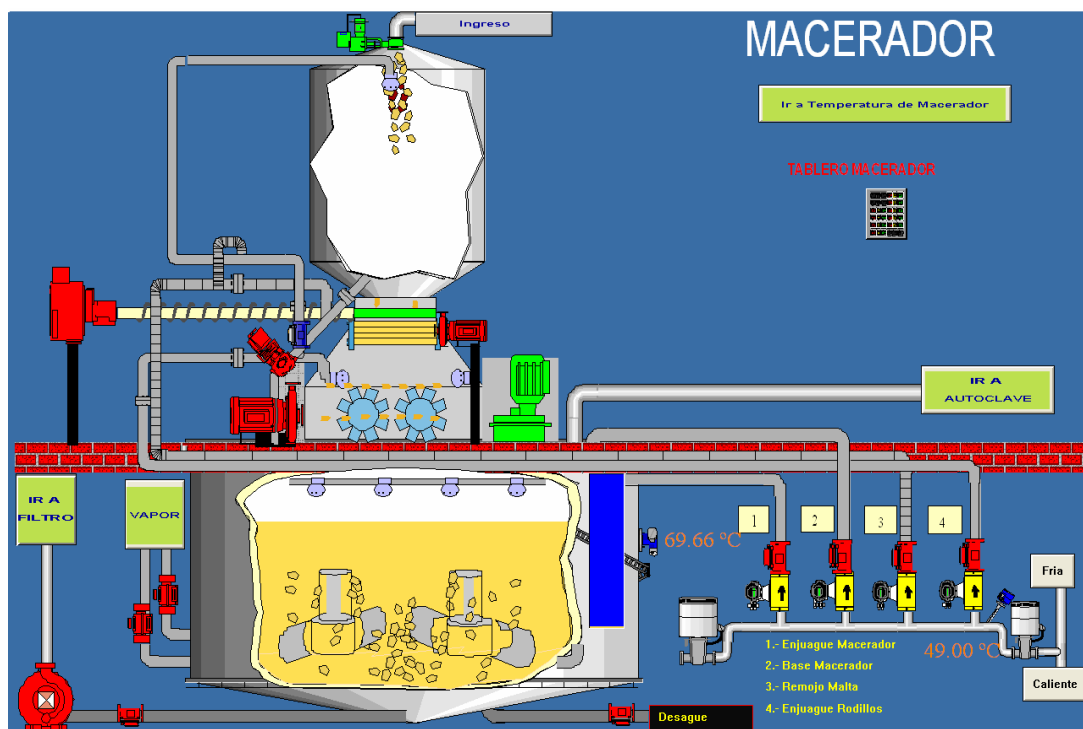


Figura 2.6 Esquema general de la instalación del macerador.

### **2.2.3 FILTRO**

El filtro necesita de una inyección de agua caliente, el movimiento de un agitador y el trasvase del líquido filtrado para completar su objetivo básico, además el filtro necesita de un colector de afrecho húmedo en donde se deposita los elementos sólidos resultantes del proceso de filtración.

Estos sistemas son descritos a continuación.

#### **2.2.3.1 Sistema Hidráulico**

El sistema hidráulico proporciona una alimentación de agua caliente al filtro cuando este lo requiere. La alimentación de agua se la realiza desde los tanques de reserva de agua caliente mediante una bomba centrífuga.

Esta alimentación se da de dos maneras:

*2.2.3.1.1 Aguas arriba.- la alimentación es aguas arriba cuando se la realiza por la parte superior del filtro, cuando se requiere realizar los diferentes enjuagues del proceso. El agua de alimentación tiene una temperatura de 60 ° C.*

*2.2.3.1.2 Aguas abajo.- se dice que la alimentación es aguas abajo cuando se la realiza por la parte inferior del filtro. Esta alimentación de agua se la realiza con el objeto de limpiar el filtro luego de finalizado un ciclo de producción.*

#### **2.2.3.2 Agitadores**

El agitador instalado en el filtro tiene como propósito ayudar en el drenado del líquido (mosto) mediante el movimiento continuo de sus aletas.

La utilización del agitador se hace necesaria debido a que se trata de una solución con un alto porcentaje de concentración de partículas sólidas, razón por la cual los espacios intersticiales entre estas partículas son sumamente pequeños dificultando la circulación del mosto.



Tabla 2.11: Características del motor-reductor utilizado en el filtro

CARACTERISTICAS DEL MOTOR-REDUCTOR	
Type	100LB4
Motor N°- 1814391	IP 54
440 $\Delta V$	7.5A
4.0 PS	S1
3.0 Kw	$\cos \Phi = 0.80$
1410 V/min	60 Hz

### 2.2.3.3 Traslase del mosto

El mosto necesita ser conducido a la paila recuperadora, para lo cual se utiliza una bomba centrífuga. El filtro cuenta con un medidor de nivel en cuya medida se hace referencia para iniciar el trasvase. El volumen del trasvase generalmente es de 300 HI; adicionalmente se tiene 100 HI obtenidos de los tres enjuagues que se realizan.

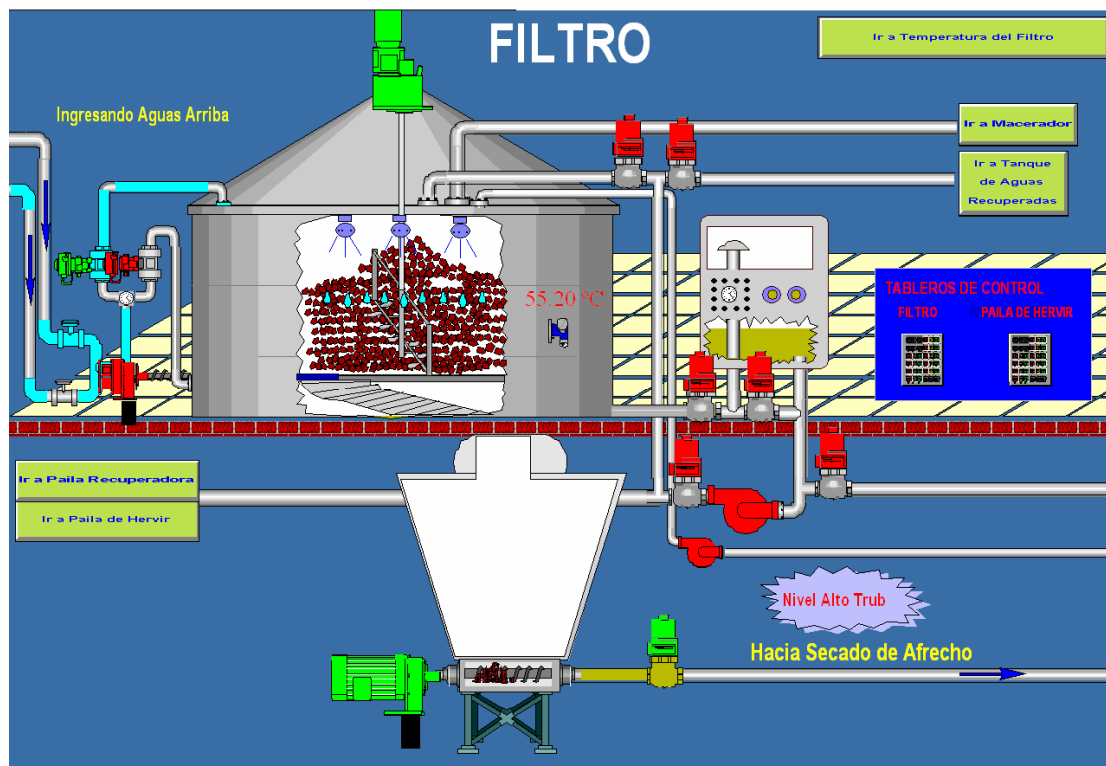


Figura 2.7 Esquema general de la instalación del filtro

## 2.2.4 PAILA RECUPERADORA

La paila recuperadora además de almacenar temporalmente el mosto obtenido en el proceso de filtración, eleva la temperatura del líquido almacenado, ya que esta olla tiene la misma función que la de una marmita. La olla recuperadora cuenta con un sistema de alimentación de vapor y un sistema de trasvase.

### 2.2.4.1 Sistema de vapor

El vapor es alimentado a la olla desde la sala de fuerza, esta línea tiene incorporada una válvula reductora de presión para adecuar la presión original a la presión de operación de este equipo la cual corresponde a los 60psi. El mosto en este proceso alcanza una temperatura de 77°C. El vapor ingresa a la olla en donde entrega su calor latente y se condensa. El condensado producido es colectado por una pierna colectora la cual lo lleva hacia la línea de retorno de condensado.

### 2.2.4.2 Traslase

El trasvase del líquido contenido en la paila recuperadora hacia la olla de hervir se lo realiza con la ayuda de una bomba centrífuga. La temperatura del mosto es importante en esta acción, puesto que una temperatura demasiado elevada puede causar problemas de cavitación en la bomba y válvulas instaladas.

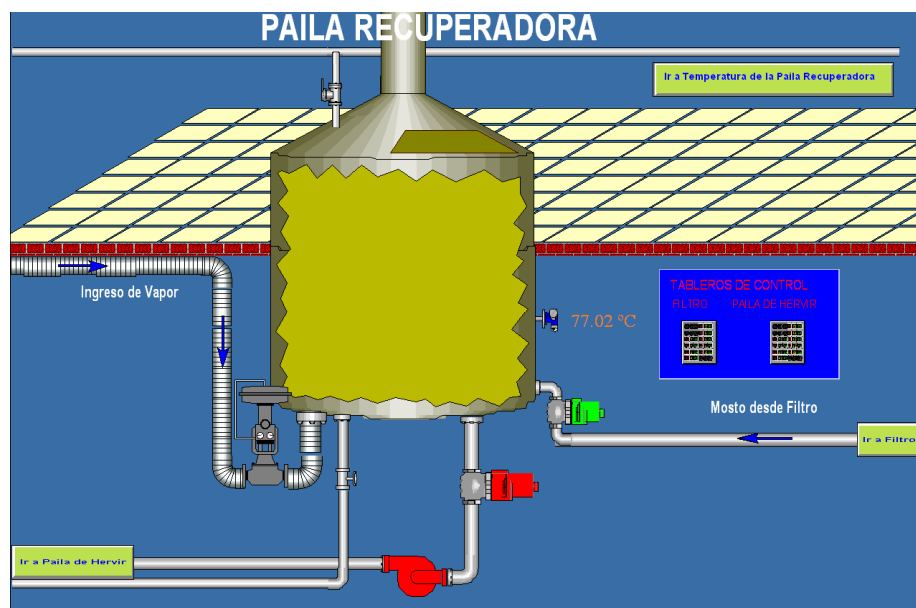


Figura 2.8: Esquema general de la instalación de la paila recuperadora

## 2.2.5 PAILA DE HERVIR

El mosto en la paila de hervir se obtiene del trasvase del mosto almacenado en la paila recuperadora, adicionalmente se incrementa este volumen mediante el bombeo directo de los enjuagues en el filtro hacia la paila de hervir, hasta alcanzar un volumen de 400 HI, que es el requerido en este proceso.

### 2.2.5.1 Sistema de calentamiento

El proceso de ebullición en la paila de hervir se lo realiza mediante el empleo de un serpentín de calentamiento, este serpentín realiza el intercambio de calor entre el vapor seco y el mosto en circulación continua.

El mosto luego de pasar por el serpentín es guiado por un conducto vertical que ingresa por la parte inferior de la olla de hervir y finaliza golpeando una especie de campana, produciendo una gran cantidad de vapor que es expulsado a la atmósfera. Esta olla es la que mayor cantidad de vapor expulsa al medio ambiente es por eso que necesita de un mayor análisis.

Después de mantener la ebullición por un lapso de 90 minutos se procede al trasvase de este mosto hacia la sección de frío denominada wirpool en donde continúa su proceso.

El trasvase se lo realiza con el empleo de una bomba centrífuga.

Tabla 2.12: Características del calentador utilizado en la olla de hervir

<b>CARACTERISTICAS DEL CALENTADOR</b>	
Fabri N°-	2227459
Superficie	25 m <sup>2</sup>
Presión máxima	5.5 Bar
Temp máxima	165°C

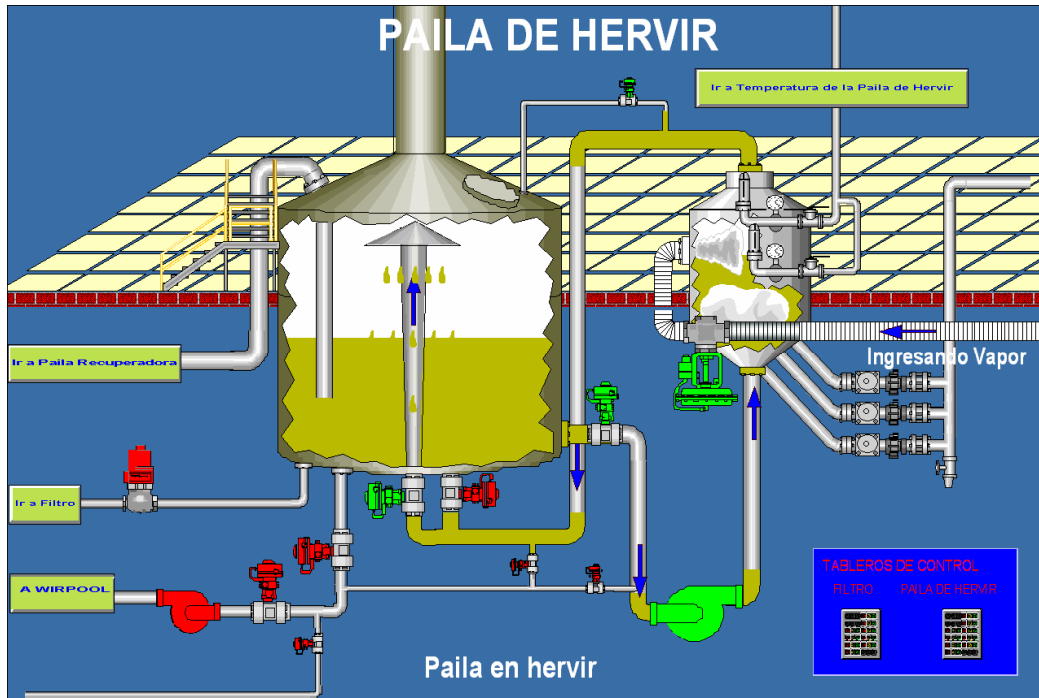


Figura 2.9: Esquema general de la instalación de la paila recuperadora

## CAPÍTULO III

### 3.1 ANÁLISIS DE LA DISPONIBILIDAD DE VAPOR

Actualmente el vapor producido en el área de cocción que es más visible es el que proviene del macerador y el de la olla de hervir que es desechado libremente a la atmósfera.

Es necesario cuantificar la cantidad de vapor de agua desechado a la atmósfera, puesto que de su disponibilidad dependerá la alternativa de solución escogida.

#### 3.1.1 DETERMINACIÓN DE LA MASA DE VAPOR GENERADO EN EL MACERADOR EN UN CICLO DE PRODUCCIÓN

La empresa no cuenta con un registro específico de la capacidad de almacenamiento de este recipiente, por lo que el cálculo del volumen total evaporado durante esta acción se la realizara de forma indirecta.

##### 3.1.1.1 PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO

Primeramente se determinara la capacidad de almacenamiento total del tanque; esto es su volumen. Se registran las medidas tanto de su largo, ancho y profundidad.

Tabla 3.1: Dimensiones del macerador

<b>DIMENSIONES DEL MACERADOR</b>	
Largo (m)	5.15
Ancho (m)	3.40
Profundidad (m)	2.50
<b>Volumen total (<math>m^3</math>)</b>	<b>43.775</b>

Una vez determinado el volumen total del macerador se procede al cálculo del volumen de agua evaporado en un tiempo promedio de 45 minutos que es el tiempo durante el cual se produce la emanación continua de vapor de agua a la atmósfera.

Para determinar este volumen se registró primeramente el nivel al cual se mantiene el mosto a una temperatura de 72°C, este nivel es el máximo alcanzado por el mosto durante todo su paso por el macerador, luego de transcurrir el tiempo mencionado el mosto se encuentra a una temperatura de 76°C y está listo para ser trasvasado hacia la olla filtro, en este momento se procede a registrar el nivel final alcanzado por el mosto.

El volumen de agua evaporado se obtendrá de la diferencia entre su nivel máximo y mínimo registrados en el intervalo de tiempo determinado.

Tabla 3.2: Cálculo de la masa de vapor

<b>CÁLCULO DE LA MASA DE VAPOR</b>	
Volumen máximo	35.02 m <sup>3</sup>
Volumen mínimo	34.67 m <sup>3</sup>
Diferencia de volúmenes	0.35 m <sup>3</sup>
<b>Masa de vapor</b>	<b>341.42Kg</b>

El valor de la densidad utilizado en este cálculo es de 975,48 kg/m<sup>3</sup> se ha escogido tomando como referencia la temperatura media y presión a la cual está expuesto el líquido contenido en el macerador que es la correspondiente a la atmosférica del lugar.

En la tabla 3.3 se presenta un registro de datos del flujo de vapor originado diariamente por el macerador durante una semana.

Tabla 3.3: Flujo másico de vapor originado en el macerador

Fecha	Ciclo	Tiempo (minutos)	Tmax (°C)	Tmin (°C)	Tpromedio (°C)	Densidad $\frac{Kg}{m^3}$	Volumen $m^3$	Masa/ciclo $Kg$
Lunes (28-08-2006)	0	40	76	72	74	975,48	0,35	341,42
	1	48	76	72	74	975,48	0,35	341,42
	2	50	76	72	74	975,48	0,18	175,59
	3	55	76	72	74	975,48	0,35	341,42
	4	45	76	72	74	975,48	0,18	175,59
	5	45	76	72	74	975,48	0,53	517,00
	6	45	75,5	73	74,25	975,32	0,35	341,36
Flujo másico = $6.81 \frac{Kg}{min}$						$\sum m_{ciclo} =$	2233,79	
Martes (29-08-2006)	7	45	76	72	74	975,48	0,35	341,42
	8	52	76	72	74	975,48	0,18	175,59
	9	48	76	72	74	975,48	0,53	517,00
	10	48	76	73	74,5	975,16	0,53	516,83
	11	47	76	73	74,5	975,16	0,18	175,53
	12	45	76	72	74	975,48	0,18	175,59
	13	49	76	73	74,5	975,16	0,35	341,31
Flujo másico = $6.72 \frac{Kg}{min}$						$\sum m_{ciclo} =$	2243,26	
Miércoles (30-08-2006)	14	48	76	72	74	975,48	0,35	341,42
	15	48	76	73	74,5	975,16	0,18	175,53
	16	50	76	72	74	975,48	0,35	341,42
	17	50	76	73	74,5	975,16	0,35	341,31
	18	49	76	72	74	975,48	0,35	341,42
	19	47	75	72	73,5	975,8	0,88	858,70
Flujo másico = $7.04 \frac{Kg}{min}$						$\sum m_{ciclo} =$	2399,79	
Jueves (31-08-2006)	20	50	75	71,5	73,25	975,96	0,18	175,67
	21	49	76	72	74	975,48	0,88	517,00
	22	49	76	72	74	975,48	0,88	175,59
	23	50	76	72	74	975,48	0,35	341,42
	24	49	76	72,5	74,25	975,32	0,35	341,36
	25	49	76	71	73,5	975,8	0,53	517,17
	26	49	76	71	73,5	975,8	0,35	341,53
Flujo másico = $6.98 \frac{Kg}{min}$						$\sum m_{ciclo} =$	2409,75	
Viernes (01-09-2006)	27	49	76	72	74	975,48	0,35	341,42
	28	52	76	72	74	975,48	0,35	341,42
	29	49	76	72	74	975,48	0,88	175,59
	30	49	76	72	74	975,48	0,7	682,84
	31	38	76	72	74	975,48	0,35	341,42
Flujo másico = $7.94 \frac{Kg}{min}$						$\sum m_{ciclo} =$	1882,68	

### 3.1.1.2 DETERMINACIÓN DE LA CALIDAD DE LA MEZCLA SATURADA LÍQUIDO-VAPOR.

Para este trabajo se utilizará los datos de la tabla 3.3, esto es, el volumen de agua total evaporada y la masa de agua contenida en este volumen, con el propósito de obtener la calidad  $x$  de la mezcla saturada. La temperatura de la mezcla medida directamente al final de la chimenea con la ayuda de un termómetro digital resultó en un valor de  $71^{\circ}\text{C}$ , tomando en cuenta que la mezcla se halla a presión atmosférica este valor de temperatura resultaría absurdo si se está produciendo una emisión leve de vapor, por esta razón cabe recalcar que esta emisión de vapor tiene su origen en el enfriamiento evaporativo presente en el macerador, definición que se trato en el primer capítulo.

El siguiente cálculo esta referido al primer ciclo de producción, puesto que estos valores están contemplados en el promedio general de los demás ciclos registrados:

$$m_{\text{vapor}} = 0.35\text{m}^3 * 975.48\text{Kg} / \text{m}^3 \quad (1.14)$$

$$m_{\text{vapor}} = 341.42\text{Kg}$$

$$m_{\text{total}} = 35.02\text{m}^3 * 975.48\text{Kg} / \text{m}^3 \quad (1.14)$$

$$m_{\text{total}} = 34161.31\text{Kg}$$

Donde:

$$x = \frac{341.42\text{Kg}}{34161.31\text{Kg}} \quad (1.11)$$

$$x = 0.00999$$

Como puede apreciarse claramente, los datos de flujo de masa y de calidad de la mezcla no son los adecuados como para pensar en un aprovechamiento de su energía útil puesto que este vapor posee un bajo contenido energético, así se tiene que la media del flujo másico está en  $7.1 \text{ Kg/min}$ , lo cual resulta casi



imperceptible a la vista con lo que se desecha el efecto de la contaminación visual. El valor de la calidad de la mezcla indica que se encuentra casi en la línea de líquido saturado; es decir, que la cantidad de vapor contenido en la mezcla es casi nulo menos del 1%.

El vapor de baja calidad emitida por el macerador se condensa rápidamente al salir de la chimenea y al ponerse en contacto con el ambiente, debido a que este vapor satura la mezcla aire vapor en el momento en que se igualan las presiones de vapor de agua y la de saturación correspondiente a la temperatura del líquido, entonces se dice que las dos fases están en equilibrio de fases, en este momento el aire ya no admite mas agua y cualquier descenso de temperatura originará la condensación de una parte de este vapor , en consecuencia no acarrea problemas de contaminación y la principal fuente de energía es la sensible almacenada al momento de su calentamiento, puesto que el vapor mencionado tiene un tiempo demasiado corto de existencia , esta energía sensible es inferior a la energía que se tendría con la presencia de vapor ya que un sistema en fase líquida se encuentra en un nivel de energía menor que el correspondiente a la fase gaseosa y de hecho su utilización no proporcionaría los resultados esperados.

### **3.1.2 DETERMINACIÓN DE LA MASA DE VAPOR GENERADO EN LA PAILA DE HERVIR EN UN CICLO DE PRODUCCIÓN**

La determinación del volumen de agua evaporado en la olla de hervir es más sencilla y exacta que en el macerador, puesto que la empresa cuenta con una regla numerada en hectolitros, con lo cual basta introducirla en la olla y registrar su medida siempre que se requiera.

#### **3.1.2.1 PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO**

Siempre que se inicia el proceso en la paila de hervir, el operador registra el volumen inicial inyectado, este volumen como ya se dijo proviene de la paila recuperadora y de los diferentes enjuagues que se realizan en el filtro. El mosto alcanza su punto de ebullición al poco tiempo de comenzar la recirculación a través del serpentín de calentamiento cuando se alcanza la temperatura de 93°C, luego se continúa con la adición de calor manteniendo las condiciones de

saturación a la presión atmosférica de la zona, calor que constituye la energía latente necesaria para producir la evaporación de la mezcla. La emisión de vapor es permanente durante aproximadamente 90 minutos, luego de lo cual se registra nuevamente el volumen total contenido para posteriormente conducir el líquido al siguiente proceso.

La determinación del volumen de agua evaporado por consiguiente se establece de la diferencia de las dos medidas antes mencionadas.

Tabla 3.4: Determinación de la masa de vapor emitido en la paila de hervir en un ciclo de producción.

<b>MASA DE VAPOR EN LA PAILA DE HERVIR</b>	
Volumen inicial	415HI
Volumen final	392HI
Diferencia de volúmenes	23HI
Masa de vapor	2216.05Kg

El valor de la densidad utilizado en este cálculo es el correspondiente al de la temperatura del mosto, es decir la temperatura de saturación a la presión atmosférica. La razón por la cual se elige esta temperatura, es que los registros de volumen que serán utilizados en el cálculo de la masa de vapor, son tomados de la fase líquida del mosto, el cual se encuentra a la temperatura mencionada, en tal virtud se toma una densidad de  $963.5 \text{ Kg/m}^3$  correspondiente a una presión y temperatura de saturación de 78.8 Kpa y 93 °C respectivamente.

De acuerdo a los datos de volumen de agua registrados, la evaporación resultante es de alrededor del 6% del total del mosto inyectado inicialmente

En la tabla 3.5 se presenta un registro de datos del flujo de vapor originado diariamente por la paila de hervir durante una semana.

Tabla 3.5: Flujo másico de vapor originado en la paila de hervir en un ciclo de producción.

Fecha	Ciclo	Tiempo (minutos)	Tmax (°C)	Densidad $\frac{Kg}{m^3}$	Volumen $m^3$	Masa/ciclo $Kg$	
Lunes (28-08-2006)	0	90	93	963.5	2,3	2216,05	
	1	80	93	963.5	2,5	2408,75	
	2	80	93	963.5	2,5	2408,75	
	3	88	93	963.5	2,4	2312,40	
	4	90	93	963.5	2,6	2505,10	
Flujo másico = $27.69 \frac{Kg}{min}$						$\sum m_{ciclo} =$	11851.05
Martes (29-08-2006)	5	90	93	963.5	2,6	2505,10	
	6	88	93	963.5	2,9	2794,15	
	7	88	93	963.5	2,5	2408,75	
	8	75	93	963.5	2,5	2408,75	
	9	90	93	963.5	2,3	2216,05	
	10	90	93	963.5	2,7	2601,45	
	11	82	93	963.5	2,5	2408,75	
Flujo másico = $28.76 \frac{Kg}{min}$						$\sum m_{ciclo} =$	17343.0
Miércoles (30-08-2006)	12	94	93	963.5	2,5	2408,75	
	13	107	93	963.5	2,6	2505,10	
	14	85	93	963.5	2,4	2312,40	
	15	90	93	963.5	2,4	2312,40	
	16	85	93	963.5	2,6	2505,10	
	17	90	93	963.5	2,5	2408,75	
	18	88	93	963.5	2,7	2601,45	
Flujo másico = $26.69 \frac{Kg}{min}$						$\sum m_{ciclo} =$	17053.95
Jueves (31-08-2006)	19	97	93	963.5	2,6	2505,10	
	20	85	93	963.5	2,5	2408,75	
	21	85	93	963.5	2,7	2601,45	
	22	105	93	963.5	2,5	2408,75	
	23	105	93	963.5	2,6	2505,10	
	24	90	93	963.5	2,5	2408,75	
	25	100	93	963.5	2,7	2601,45	
Flujo másico = $26.14 \frac{Kg}{min}$						$\sum m_{ciclo} =$	17439.35
Viernes (01-09-2006)	26	95	93	963.5	2,6	2505,10	
	27	95	93	963.5	2,8	2697,80	
	28	103	93	963.5	2,7	2601,45	
	29	112	93	963.5	2,7	2601,45	
	30	98	93	963.5	2,8	2697,80	
	31	81	93	963.5	2,6	2505,10	
Flujo másico = $26.73 \frac{Kg}{min}$						$\sum m_{ciclo} =$	15608.70

### 3.1.2.2 DETERMINACIÓN DE LA CALIDAD DE LA MEZCLA SATURADA LÍQUIDO-VAPOR.

Para la determinación de la calidad del vapor emitido en la paila de hervir se utiliza la ecuación 1.11 con los datos de la tabla 3.5, la calidad de la mezcla a ser obtenida corresponde a la relación entre la porción de vapor y la masa total registrado en un ciclo de producción.

$$m_{vapor} = 2.3m^3 * 963.5Kg / m^3 \quad (1.14)$$

$$m_{vapor} = 2216.Kg$$

$$m_{total} = 41.5m^3 * 963.5Kg / m^3 \quad (1.14)$$

$$m_{total} = 39985.25Kg$$

Donde:

$$x = \frac{2216Kg}{39985.25Kg} \quad (1.11)$$

$$x = 0.055$$

Como se puede apreciar el valor de la calidad es de 5.5%, pero considerando la masa total, este valor representa una considerable cantidad de vapor.

Una vez determinado las condiciones del vapor originado en este proceso, es posible determinar la eficiencia con la cual se realizó las acciones de calentamiento y ebullición en la paila de hervir, además de cuantificar la energía transportada por la masa de vapor emitida hacia la atmósfera.

### 3.1.2.3 EFICIENCIA DE LA PAILA DE HERVIR

El cálculo de la eficiencia en la paila de hervir obedece a la siguiente relación:

$$\eta = \frac{Q_{absorbido}}{Q_{entregado}} \quad (3.1)$$

La paila de hervir contiene un volumen inicial promedio de  $42 m^3$  y una presión de operación igual a la atmosférica de la zona. La masa contenida en este volumen es de 44084.88Kg, este dato se obtiene a partir de la densidad del mosto cuyo valor ha sido determinado por los técnicos cerveceros de la empresa, el valor corresponde a  $1049.64 \text{ Kg}/m^3$ , la paila de hervir como ya se dijo realiza la cocción con la ayuda de un calentador, cuyo consumo de vapor por cada ciclo de producción es de 7234.56 Kg., este vapor corresponde a vapor saturado a 2 bar manométricos.

Se toma la paila de hervir como el sistema. Éste es un volumen de control puesto que la masa atraviesa la frontera del sistema durante el proceso, además hay una salida y no hay entradas de flujo másico, para el análisis del sistema se considera lo siguiente:

1. El proceso se analiza como un proceso de flujo uniforme debido a que las propiedades del vapor que abandona el volumen de control permanecen constantes durante el proceso de cocción completo.
2. Las energías cinética y potencial de las corrientes son despreciables,  $e_c \cong e_p \cong 0$ .
3. La paila de hervir se encuentra estacionaria y por lo tanto sus cambios de energía cinética y potencial son cero, es decir  $\Delta EC \cong \Delta EP = 0$  y  $\Delta E_{sistema} = \Delta U_{sistema}$ .
4. La presión y por lo tanto la temperatura en la paila de hervir permanecen constantes.
5. El vapor abandona la paila de hervir como vapor saturado.
6. No hay interacciones involucradas por trabajo de eje, eléctrico o de frontera.
7. El calor es transferido a la paila de hervir a una tasa constante.

#### 3.1.2.3.1 Análisis

El balance de energía para el sistema es el siguiente:

$$E_{entra} - E_{sale} = \Delta E_{sistema} \quad (3.2)$$

$$(Q_{entra} + W_{entra} + m_e h_e) - (Q_{sale} + W_{sale} + m_s h_s) = \Delta U_{sistema} \quad (3.3)$$

Tomando en cuenta las consideraciones anteriores se tiene:

$$Q_{entra} - m_s h_s = \Delta U \quad (3.4)$$

$$Q_{entra} = Q_{entregado} = m_{vapor} * h_{fg} \quad (3.5)$$

$$Q_{sale} = Q_{evaporación} = m_{vapor} * h_{fg} \quad (3.6)$$

Presión del vapor = 2bar = 29Psig

Presión absoluta = 29 Psig + 11.4 Psi

Presión absoluta = 40.4 Psia

De las tablas termodinámicas se obtiene el valor de  $h_{fg}$  correspondiente a esa presión.

$$h_{fg} = 2171.1 \text{ KJ / kg}$$

$$\begin{aligned} Q_{entregado} &= 7234.56 \text{ Kg} * 2171.1 \text{ KJ / Kg} \\ Q_{entregado} &= 15706953.22 \text{ KJ} \end{aligned} \quad (3.5)$$

Para el cálculo del calor debido flujo de masa de vapor, se utilizará el valor de masa promedio de todos los ciclos efectuados en la semana.

El valor de  $h_{fg}$  correspondiente a la presión de 78.8 Kpa se lo obtiene de las tablas termodinámicas y su valor es de 2275.5 KJ/Kg.

$$\begin{aligned} Q_{evaporación} &= 2477.96 \text{ Kg} * 2275.5 \text{ KJ / Kg} \\ Q_{evaporación} &= 5638597.9 \text{ KJ} \end{aligned} \quad (3.6)$$

Los cambios en la energía interna del sistema se deben únicamente al calentamiento del mosto con su respectivo aumento en la temperatura, el mosto al entrar a la paila de hervir lo hace a una temperatura de 86°C y el calentamiento lo eleva a 93°C que corresponde a la temperatura de saturación. El calor específico del líquido, determinado por los cerveceros de la empresa es de 3.82 KJ/kg

$$\Delta U = m C_p \Delta T \quad (3.7)$$

$$\Delta U = 44084.88 \text{ Kg} * 3.82 \frac{\text{KJ}}{\text{KgK}} * (93 - 86)^\circ \text{C}$$

$$\Delta U = 1178829.7 \text{ KJ}$$

El  $Q_{\text{absorvido}}$  es igual al calor utilizado en el calentamiento del mosto hasta la temperatura de 93°C sumado el calor latente utilizado en evaporar la masa de vapor se tiene.

$$Q_{\text{absorvido}} = \Delta U + Q_{\text{evaporación}} \quad (3.8)$$

$$Q_{\text{absorvido}} = 1178829.7 \text{ KJ} + 5638597.9 \text{ KJ}$$

$$Q_{\text{absorvido}} = 6817427.6 \text{ KJ}$$

Por lo tanto:

$$\eta = \frac{6817427.6 \text{ KJ}}{15706953.22 \text{ KJ}} * 100 \quad (3.1)$$

$$\eta = 43.4\%$$

## 3.2 ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS PARA LA RECIRCULACIÓN DEL FLUIDO DE ENFRIAMIENTO

Para la elección de la sección de producción hacia donde se recirculará el fluido de enfriamiento es necesario realizar un estudio de las condiciones bajo las cuales operan estas secciones.

La empresa cuenta con una planta de tratamiento de agua, las aguas que se producen son, las llamadas agua general, agua ablandada y agua desalcalinizada; estos tres tipos de aguas se utilizan indistintamente en cada una de las secciones de producción de la empresa. El tipo de agua utilizada como fluido de enfriamiento corresponderá al agua utilizada en la sección seleccionada.

### 3.2.1 SALA DE FUERZA

La empresa cuenta con una sección dedicada a la producción de vapor, la capacidad de producción es de 29300 Kg/hr. El agua utilizada es ablandada por razones de conservación de los equipos utilizados en la generación.

El vapor producido es distribuido a las diferentes secciones de producción en las cuales entrega su calor latente y se condensa; este condensado producido en todas las secciones en donde se utiliza vapor es conducido por una tubería aislada y presurizada hacia los tanques de condensado en donde se almacena, luego de lo cual se lo conduce hacia el desaireador el cual es un dispositivo que tiene como objetivo elevar la temperatura del condensado hasta la temperatura de saturación correspondiente a la presión a la cual está operando, esta es 4psi, con esta acción se consigue separar los gases disueltos como CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> del condensado para posteriormente reinyectarlo a la caldera.

La inyección del condensado hacia la caldera se lo hace con el propósito de disminuir la energía utilizada para conseguir su evaporación, puesto que este condensado ya contiene una cierta cantidad de energía almacenada en forma de energía sensible. Sin embargo el condensado producido no abastece completamente el volumen para la producción de vapor requerido en las diferentes secciones, por esta razón es necesario añadir un caudal de agua a los tanques de condensado; actualmente el agua de reposición (agua ablandada) se lo toma de los silos de almacenamiento ubicados en la parte superior de la planta, esta agua se encuentra a temperatura ambiente y la altura permite su ingreso a los tanques de condensado, los cuales se encuentran a una presión manométrica de 5Psi y con condensado a 105°C.

El caudal de agua de reposición inyectado esta en un rango de (45-50) m<sup>3</sup>/día.

### **3.2.2 SALA DE ENVASE 3**

En la sección de envase 3 hay tres posibilidades de uso de agua, las cuales se describen a continuación.

#### **3.2.2.1 BAÑOS DE ENVASE 3**

En los baños de la empresa se utiliza agua caliente; en la sección de envase esta agua caliente es proporcionada por dos calentadores de agua térmicos, y esta acción conlleva a gastos debido a la utilización de energía eléctrica para su calentamiento.



Tabla 3.6. Características del calentador de agua

<b>CALENTADOR DE AGUA TERMO</b>	
CAPACIDAD	VOLTAJE
LITROS=114	VOLTIOS 220
V.S.GLNS 30	ELEMENTOS 2
Presión max =120Lbs	WATTS 3000

Envase 3 cuenta con 12 baños, los mismos que tienen su consumo máximo al final de cada turno, esto es a las 7am, 2h30pm y 23pm. El número de operarios registrados por turno es de 24 a 26, y se considera que cada operario consume agua caliente continuamente durante 10 minutos. La prueba de medición del volumen de agua ocupado por cada operario se lo realizo manteniendo todas las 12 regaderas abiertas durante los 10 minutos especificados. A continuación se presentan los resultados de la medición

Tabla 3.7. Parámetros en el uso de agua caliente en los baños

<b>PARÁMETROS EN EL USO DE AGUA CALIENTE</b>				
TURNOS	# OPERARIOS	VOLUMEN/OPER	TIEMPO	CAUDAL/OPER
7:00	26	0,06 m <sup>3</sup>	10 min	6 *10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> /min
2:30	26	0,06 m <sup>3</sup>	10 min	6 *10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> /min
23:00	24	0,06 m <sup>3</sup>	10 min	6 *10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> /min
VOLUMEN TOTAL REQUERIDO POR TURNO				1,57 m <sup>3</sup>
CAUDAL TOTAL REQUERIDO POR TURNO				0,072 m <sup>3</sup> /min

La temperatura del agua caliente es de 40°C, se debe notar que la temperatura del agua caliente es el resultado de la mezcla de agua caliente proveniente del calentador y una corriente de agua fría proveniente de los silos de almacenamiento de agua general

### 3.2.2.2 MANGUERAS PARA EL ASEO DE LA SECCIÓN DE ENVASE

Actualmente el agua utilizada en esta actividad es agua general a la temperatura ambiente. La posibilidad de implementar agua caliente para esta actividad es una situación de comodidad especialmente en los turnos de las noches en donde la temperatura del agua puede llegar a, los 7°C. La sección dispone de 14 mangueras de limpieza ubicadas estratégicamente, generalmente se utilizan 5 de ellas continuamente durante 15 minutos para realizar la limpieza al final de cada turno, el uso una manguera adicional es necesario para la limpieza de la lavadora de cajas durante 30 minutos.

La implementación de agua caliente en la limpieza de la sección no conlleva a ningún beneficio económico, por lo que su selección será la que menos opciones tenga.

Tabla 3.8. Parámetros del agua utilizada en la limpieza de la sección

<b>PARÁMETROS DEL AGUA DE LIMPIEZA</b>			
<b># MANGUERAS</b>	<b>CAUDAL/ MANGU</b>	<b>TIEMPO</b>	<b>VOL. TOTAL</b>
5	0,06 m <sup>3</sup> /min	15 min	0,9 m <sup>3</sup>
1	0,06 m <sup>3</sup> /min	30 min	1,8 m <sup>3</sup>
<b>CAUDAL TOTAL REQUERIDO</b>			<b>0,36 m<sup>3</sup>/min</b>

### 3.3 SELECCIÓN DEL TIPO DE AGUA A UTILIZARSE COMO MEDIO DE ENFRIAMIENTO

Del análisis anterior se puede apreciar claramente, que las mayores oportunidades de beneficio económico se presentan con el uso de agua ablandada utilizada como agua de reposición en la generación de vapor en las calderas, y en el uso de agua general utilizada en los baños de la sección de envase 3. En lo que tiene que ver con los requerimientos energéticos, las dos opciones son perfectamente posibles; esto es en las condiciones de flujo y temperatura.

La selección de la mejor alternativa debe estar basada en la comparación de parámetros netamente objetivos entre las dos opciones. El método empleado para la evaluación de las alternativas es mediante el análisis del valor anual.

Este análisis toma en cuenta las siguientes estimaciones de flujos de efectivo:

### **3.3.1 INVERSIÓN INICIAL**

Representa el costo inicial total de todos los activos y servicios necesarios para empezar la alternativa.

La inversión inicial para la ejecución de las dos alternativas son aproximadamente iguales, debido a que las dos requieren de la implementación de un similar sistema de calentamiento del fluido frío y de la instalación de una tubería que conduzca el fluido caliente hacia la sección en donde se hace necesario su utilización.

### **3.3.2 CANTIDAD ANUAL**

Es la cantidad anual equivalente (costos exclusivos para alternativas de servicio; costos y entradas para alternativas de ingresos).

Esta cantidad comprende los costos de operación necesarios para mantener en funcionamiento la alternativa o a su vez los ingresos percibidos por la implementación de la misma.

Los costos de operación de igual manera son equivalentes en el análisis, no así los ingresos percibidos por la implementación de estas; los ingresos constituyen el parámetro influyente, a continuación se presenta el análisis numérico para la selección de dicha alternativa.

Primeramente se llamará “Alternativa A” aquella en la cual se utiliza agua ablandada como medio de enfriamiento, “Alternativa B” aquella en la cual se utiliza agua general como medio de enfriamiento.

Inversión inicial “Alternativa A” = Inversión inicial “Alternativa B”

Costos de operación “Alternativa A” = Costos de operación “Alternativa B”

Ingresos “Alternativa A”.

Los ingresos para esta alternativa se deben al ahorro de vapor utilizado en el desaireador al elevar la temperatura del agua de alimentación (retorno de condensado + agua de reposición) a la caldera hasta su temperatura de

saturación, este ahorro se produce cuando se eleva la temperatura del agua de reposición hasta un estimado de 40°C. Para el análisis se considera un ingreso de \$10000/año

Ingresos “Alternativa B”.

El ingreso de la alternativa B se debe al ahorro en el uso de energía eléctrica utilizada para calentar el agua de los baños de la sección de envase 3.

El calentador funciona unas 1800hr/año, el costo de la energía es de 0.0609USD.  
 $3\text{Kw} \cdot (0.0609\text{USD/Kw-hr}) \cdot 1800\text{hr/año} = 328.86\text{USD/año}$ .

Tabla 3.9 Análisis de pesos ponderados

<b>ANÁLISIS DE PESOS PONDERADOS</b>		
<b>Parámetro</b>	<b>Alternativa A</b>	<b>Alternativa B</b>
Costos de inversión	7	7
Costos de operación	8	8
Ingresos	9	5
Total	24	20

Como se puede observar la alternativa que ofrece los mayores beneficios es la alternativa “A”, debido principalmente a la estimación de ingresos fijado para esta.

## **CAPITULO IV**

### **DISEÑO DEL SISTEMA DE CONDENSACIÓN**

La emisión de vapor generado en la olla de hervir que se encuentra en el área de cocción de Cervecería Andina S.A. produce una contaminación visual considerable por su gran cantidad, además este vapor dispone de unidades térmicas valiosas utilizables en la optimización de algún otro proceso de producción. Ante esta problemática surge la necesidad de la implementación de un sistema de condensación para procurar la eliminación de la contaminación visual causada por esta emisión, además del aprovechamiento total de su energía térmica mediante la transferencia de calor a un fluido, que será utilizado como medio de enfriamiento en un proceso determinado.

Del análisis realizado en el capítulo anterior se pudo determinar que el fluido que será utilizado como elemento de condensación, corresponde al agua de reposición en las calderas; es decir agua ablandada.

La sala de fuerza dispone de dos tanques de condensado hacia los cuales llegan, el retorno de condensado y el agua de reposición, con la implementación del sistema de condensación se pretende incrementar la temperatura de esta mezcla, con lo que se obtiene una reducción de la energía requerida para elevar su temperatura hasta la de saturación.

#### **4.1 ALCANCE**

El sistema de condensación ha ser diseñado tiene la capacidad de calentar el agua ablandada de reposición en un rango de temperatura que va desde los 30°C hasta los 40°C, además que se logrará la correspondiente condensación del vapor emitido.

El control de las pérdidas de presión en el transporte del vapor es otro de los factores que maneja el diseño, puesto que cualquier aumento considerable registrado en dichas pérdidas conllevará inevitablemente a una alteración en las

condiciones del proceso de elaboración de la cerveza, debido a que esta caída de presión tiene que ser compensada con la acumulación de presión en la olla de cocción.

El sistema tiene la capacidad de suministrar un caudal de agua ablandada caliente de 2.5 m<sup>3</sup>/h, el cual constituye el valor requerido para satisfacer el volumen total utilizado como agua de reposición durante el día.

## **4.2 CIRCULACIÓN PROPUESTA PARA EL FLUIDO CALIENTE (VAPOR-CONDENSADO)**

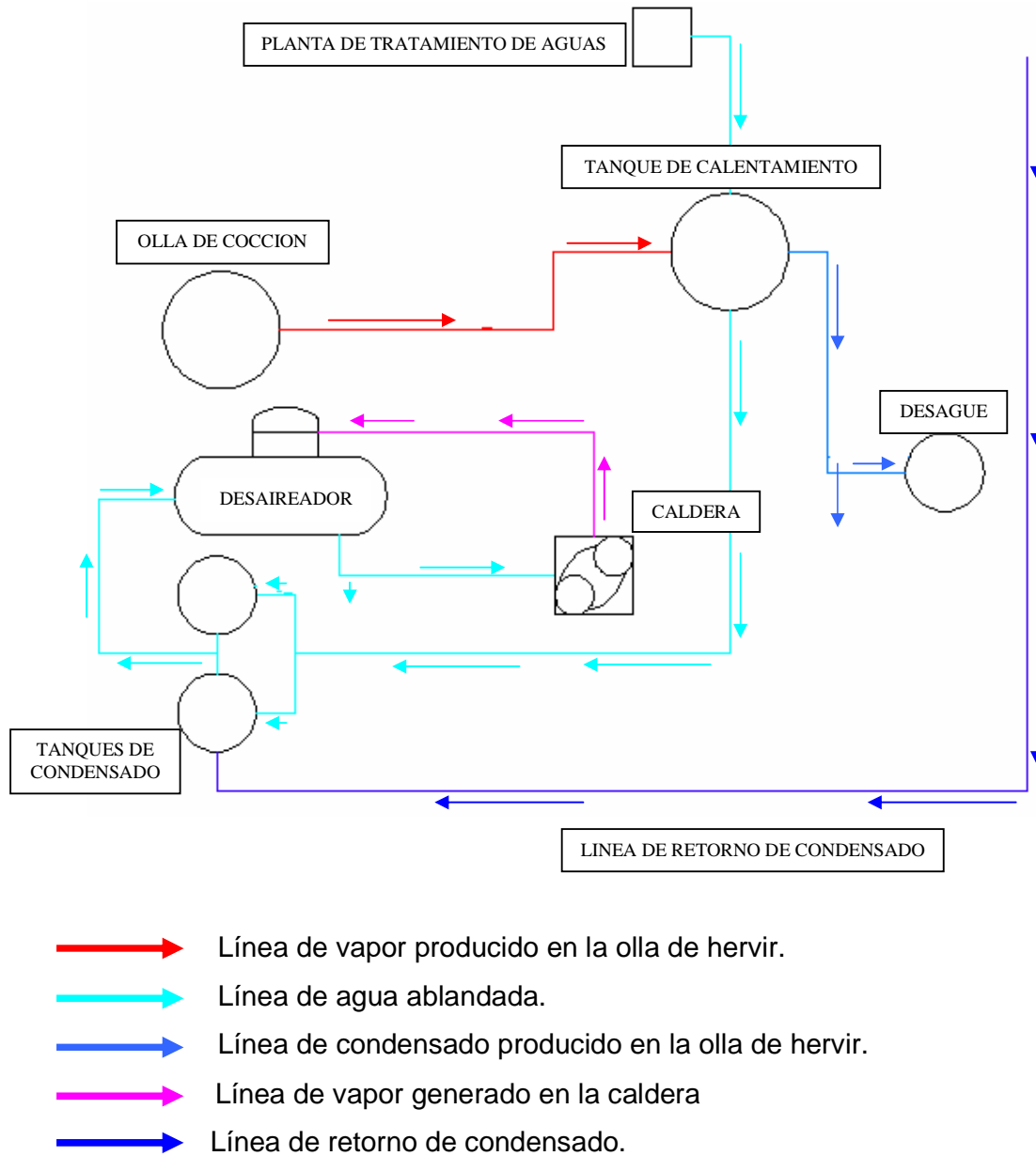
El fluido caliente (vapor saturado) proviene desde la olla de hervir a una presión ligeramente superior a la atmosférica y una temperatura de 93 °C, desde esta unidad se transporta el vapor hasta un tanque de calentamiento, el vapor ingresa al tanque por un serpentín de calentamiento en donde se produce la transferencia de calor hacia el fluido de enfriamiento (agua ablandada de reposición). El resultado de la transferencia de calor es la condensación de la mayor parte de este vapor, el cual es conducido por una tubería de descarga hacia el desagüe.

El condensado producido en este proceso posee características aceitosas por ser el resultado de la ebullición del mosto, razón por la cual se dificulta su reutilización en cualquier otro proceso de producción.

## **4.3 CIRCULACIÓN DEL FLUIDO FRÍO (AGUA ABLANDADA DE REPOSICIÓN)**

El fluido frío se encuentra almacenado en tanques, en la planta de tratamiento de agua, desde aquí se lo envía por medio de una bomba hasta el tanque de calentamiento ubicado en la parte superior de la bodega de materia prima, aquí se produce su calentamiento durante un tiempo aproximado de 90 minutos, luego es enviado hacia los tanques de condensado, según su requerimiento.

A continuación en la figura 4.1 se presenta un esquema en el cual se detalla el circuito seguido por cada uno de los fluidos.



**Figura 4.1 Esquema de circulación de los fluidos involucrados.**

#### **4.4 DISEÑO Y SELECCIÓN DEL SISTEMA DE CONDENSACIÓN**

El diseño de un sistema de condensación se puede componer de tres fases:

- Análisis térmico.
- Especificaciones mecánicas
- Diseño para su construcción.

El diseño del sistema de condensación desde el punto de vista térmico, consiste en determinar el área total de transferencia de calor, las disposiciones y dimensiones de los componentes como son la tubería, accesorios, materiales, etc.

Para este diseño además de calcular el área total de transferencia de calor, es necesario determinar los diámetros de tubería de tal forma que se tenga la mínima caída de presión y adicionalmente el espesor de aislamiento óptimo para el recubrimiento de las mismas. Existen varias alternativas como patrón para el diseño del tanque de calentamiento, en este diseño se considerara el presentado en el manual del Ingeniero Químico <sup>(2)</sup>, en donde se determina el área total de transferencia de calor requerido, para el diseño de la tubería de conducción de vapor se utilizan ecuaciones empíricas que permiten realizar un cálculo preliminar.

Es conveniente referirse a las especificaciones mecánicas en las cuales se determina de forma teórica, las dimensiones de cada uno de los componentes del sistema de condensación, desde el punto de vista mecánico, es decir determinar la clase de materiales, espesores a ser utilizados, accesorios y demás componentes.

Una vez obtenido un diseño preliminar de cada una de las partes del sistema de condensación, se procede a verificar la disponibilidad de estas en el mercado nacional, las variaciones que puedan existir entre los valores calculados y los valores reales de los materiales existentes en el mercado, es el denominado diseño para la construcción, el cual viene acompañado de la elaboración de los planos necesarios para su construcción.

#### **4.5 ANÁLISIS TÉRMICO DEL SISTEMA DE CONDENSACIÓN**

El cálculo térmico del sistema de condensación que comprende el tanque de calentamiento se elaborará tomando como referencia el diseño descrito en el manual del ingeniero químico <sup>(2)</sup>.



#### 4.5.1 TUBERÍA DE CONDUCCIÓN DE VAPOR

El diseño de la tubería de conducción de vapor desde la olla de hervir hasta el serpentín de calentamiento tiene su importancia en lo que tiene que ver con las pérdidas de presión y reducción al máximo de las pérdidas de calor hacia el ambiente, puesto que de estos factores depende la cantidad de condensado a formarse en el trayecto.

El flujo de vapor generado corresponde a un vapor de baja velocidad en relación con la velocidad del sonido, la relación de la velocidad de flujo,  $V$ , con la velocidad local del sonido,  $c$ , en el vapor, se define como el número de Mach,

$$M = \frac{V}{c} \quad (4.1)$$

Donde:

$M$  = número de Mach

$V$  = velocidad de flujo [m/s]

$C$  = velocidad local del sonido [m/s]

Para  $M < 0.3$ , la variación de densidad máxima es menor que 5%. De modo que los flujos de gas con  $M < 0.3$  pueden tratarse como incompresibles; un valor de  $M = 0.3$  en aire en condiciones estándar, corresponde a una velocidad de aproximadamente 100m/s. Debe mencionarse que el vapor de agua puede considerarse como un gas ideal a presiones menores que 10Kpa independientemente de su temperatura con un error despreciable, menores que 0.1%.

La conducción del vapor desde la olla requiere inicialmente de la utilización de una tubería de diámetro considerablemente menor que el diámetro de la olla, con el propósito de conseguir las condiciones de velocidad y presión óptimas.

Esta reducción del área de la sección transversal es posible tratarla como una tobera vertical por la cual fluye vapor a baja velocidad y el cual es descargado a una presión ligeramente superior a la atmosférica. En la entrada de la tobera correspondiente a la boca de la paila de hervir, se tiene un valor constante de área de  $7.1 \text{ m}^2$  y en la salida de la misma, es posible manejar el valor del área mediante la variación del diámetro.

El flujo es esencialmente incompresible y se desprecian los efectos de rozamiento, el problema se reduce a la determinación de la presión manométrica requerida en la entrada de la tobera (olla de hervir) para producir una velocidad de salida que para un cálculo preliminar se la ha tomado con un valor de 50m/s.

La velocidad máxima de 50m/s no supera el valor de 100m/s, que corresponde a un número de Mach=0.3 en aire estándar. En consecuencia el flujo puede tratarse como incompresible.

A continuación se aplica la ecuación 4.2 (ecuación de Bernoulli) a lo largo de una línea de corriente entre los puntos localizados en la entrada y salida para evaluar  $p_1$ . Por tanto,

$$p_1 - p_{atm} = \frac{\rho}{2}(V_2^2 - V_1^2) + \rho * g(Z_2 - Z_1) \quad (4.2)$$

Donde:

$p_1$  = presión en la entrada de la tobera [Kpa]

$p_{atm}$  = presión en la salida de la tobera [Kpa]

$V_1$  = velocidad del vapor en la entrada de la tobera [m/s]

$V_2$  = velocidad del vapor a la salida de la tobera [m/s]

$\rho$  = densidad del vapor [Kg/m<sup>3</sup>]

$g$  = aceleración de la gravedad [m/s<sup>2</sup>]

$Z_1$  = altura de la entrada de la tobera [m]

$Z_2$  = altura de la salida de la tobera [m]

Aplicando la ecuación 4.3 de continuidad para determinar  $V_1$ ,

$$V_1 A_1 = V_2 A_2 \quad (4.3)$$

Donde:

$A_1$  = área de la sección transversal en la entrada de la tobera [m<sup>2</sup>]

$A_2$  = área de la sección transversal en la salida de la tobera [m<sup>2</sup>]

Por lo que,

$$V_1 = V_2 \left( \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (4.4)$$

Si elegimos un diámetro en la salida de la tobera de 24 in se tiene:

$$V_1 = 50 \frac{m}{s} * \frac{0.3m^2}{7.1m^2} = 2.11 \frac{m}{s}$$

Para las condiciones en las cuales se encuentra el vapor se tiene un valor de densidad de 0.467 Kg/m<sup>3</sup>. Entonces,

$$p_1 - p_{atm} = \frac{\rho}{2} (V_2^2 - V_1^2) + \rho * g (Z_2 - Z_1) \quad (4.2)$$

$$p_1 - p_{atm} = \frac{1}{2} * 0.467 \frac{Kg}{m^3} \left[ (50)^2 \frac{m^2}{s^2} - (2.11)^2 \frac{m^2}{s^2} + 2 * 9.8 \frac{m}{s^2} * (5m - 0) \right] \frac{N.s^2}{Kg.m}$$

$$p_1 - p_{atm} = 0.605 Kpa$$

Como ya se dijo, el sistema ha ser diseñado es muy sensible a la elevación de presión en la olla de hervir, por lo que resulta de gran importancia la determinación de la caída de presión originada en la tubería de conducción debida a los efectos de fricción.

La olla de hervir esta localizada a una altura de 13.4m del suelo, en tanto que el tanque hacia el cual se conducirá el vapor se encuentra a una altura de 27.5m, por lo tanto se tendrá una caída adicional de presión debido a esta diferencia de altura.

Para determinar la caída de presión se considera un flujo con las siguientes características:

- Flujo estable.
- Flujo incompresible.
- Ausencia de pérdidas menores.
- $V_1 = V_2 = \bar{V}$

Al aplicar la ecuación 4.2 de Bernoulli a lo largo de una línea de corriente entre los puntos 1 y 2, correspondientes a la entrada y a la salida de la tubería respectivamente se tiene:

$$\frac{p_1 - p_2}{\rho} = g(Z_2 - Z_1) + hl \quad (4.5)$$

Donde:

$hl$  = pérdidas mayores debidas a la fricción [Kpa]

$Z$  = altura correspondiente a la entrada o salida de la tubería [m]

$p$  = presión correspondiente a la entrada o salida de la tubería [Kpa]

$\rho$  = densidad del vapor [Kg/m<sup>3</sup>]

$g$  = aceleración de la gravedad [m/s<sup>2</sup>]

Entonces,

$$p_1 - p_2 = \rho * g(Z_2 - Z_1) + f * \frac{L}{D} * \frac{\overline{\rho V^2}}{2} \quad (4.6)$$

Puesto que se dispone del diámetro de la tubería (24 in), conviene sustituir

$$\overline{V} = \frac{Q}{A} = \frac{4Q}{\pi D^2} \quad (4.7)$$

Reemplazando la ecuación 4.7 en 4.6

$$\Delta p = f * \frac{L}{D} * \frac{\rho}{2} \left( \frac{4Q}{\pi D^2} \right)^2 = \frac{8fL\rho Q^2}{\pi^2 D^5} + g * \rho(Z_2 - Z_1) \quad (4.8)$$

El número de Reynolds es necesario para determinar  $f$

$$Re_D = \frac{\rho V D h}{\mu} \quad (4.9)$$

$$Re_D = \frac{0.467 \frac{Kg}{m^3} * 50 \frac{m}{s} * 0.6096m}{11.73 \cdot 10^{-6} \frac{N \cdot s}{m^2}}$$

$$Re_D = 1.21 \cdot 10^6$$

Petukhov desarrolló una correlación única que abarca un intervalo grande de números de Reynolds y es de la forma <sup>(3)</sup>.

$$f = (0.790 \ln \text{Re}_D - 1.64)^{-2} \quad (4.10)$$

$$3000 \leq \text{Re}_D \leq 5.10^6$$

Por lo que,

$$f = (0.790 \ln 1.21.10^6 - 1.64)^{-2}$$

$$f = 0.011$$

Aplicando la ecuación 4.8

$$\Delta p = \frac{8 * 0.011 * 30 * 0.467 * 14.59^2}{\pi^2 * 0.6096^5} + 9.8 * 0.467 * (27.4 - 13.4)$$

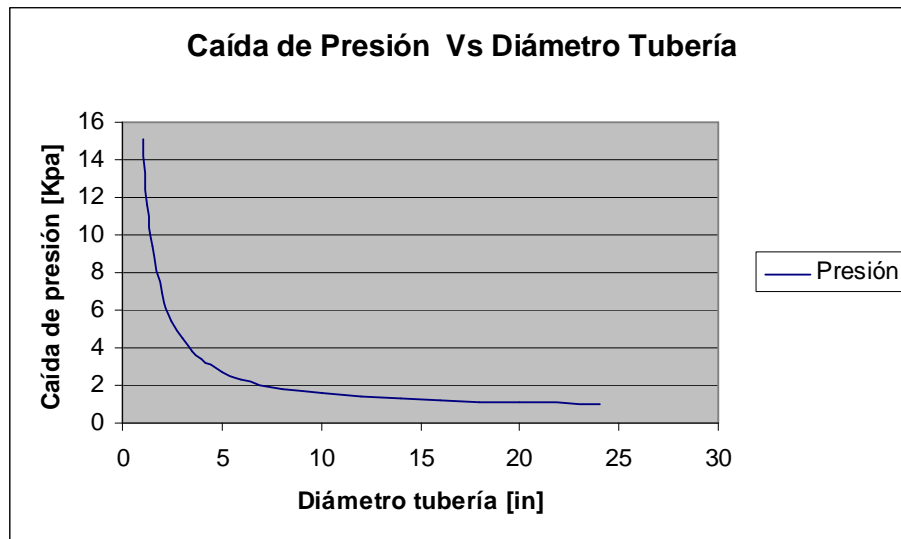
$$\Delta p = 0.38 \text{Kpa} .$$

La caída total de presión es la suma de la caída producida en la tobera y en la tubería de conducción.

A continuación se presenta la curva de variación de la caída de presión total con el diámetro de la tubería.

Tabla 4.1: Valores de caída de presión para diferentes diámetros de tubería.

Diámetro tubería [in]	Velocidad de vapor [m/s]	Caída de presión [Kpa]
1	50	15,08
1,25	50	11,63
1,5	50	9,45
2	50	6,86
2,5	50	5,4
3	50	4,46
3,5	50	3,82
4	50	3,36
5	50	2,73
6	50	2,33
8	50	1,85
10	50	1,57
12	50	1,4
14	50	1,28
16	50	1,19
18	50	1,12
20	50	1,07
24	50	0,99



**Figura 4.2 Curva de la caída de presión para diferentes diámetros de tubería.**

Del análisis anterior se puede verificar claramente que conforme se aumenta el diámetro de la tubería de conducción de vapor las caídas de presión son cada vez menores, tal como se puede apreciar en la figura 4.2.

Ahora bien, como lo que se requiere es conseguir un mínimo valor en la caída de presión, se elegirá para el diseño una tubería de diámetro 24 in.

#### **4.5.1.1 Espesor del aislamiento para la tubería de conducción de vapor.**

El espesor del aislamiento seleccionado para el recubrimiento de la tubería de conducción de vapor desempeña un papel importante en el diseño del sistema de condensación, puesto que de este depende las pérdidas de calor por convección y radiación hacia el ambiente, de igual manera, la formación de condensado dentro de la tubería esta en función del espesor de aislamiento utilizado.

Para el diseño es necesario definir los materiales a ser utilizados, para un cálculo preliminar tomaremos una tubería de acero al carbón, y aislamiento a base de fibra de vidrio.

En este cálculo se desprecian las pérdidas de calor por radiación debido a que la temperatura superficial en el aislamiento y más aún en el recubrimiento de acero inoxidable utilizado para la protección del aislamiento no es grande comparada

con la temperatura de los alrededores. Además la emisividad del material es considerablemente baja (0.17), todos estos factores afectan el valor del coeficiente de transferencia de calor por radiación, el cual no llega a tener  $1\text{W/m}^2\text{K}$ .

Las propiedades del vapor se encuentran tabuladas a una temperatura de  $93^\circ\text{C}$ .

$$\text{Pr} = 0.9708 \text{ (Número de Prandtl)}$$

$$\rho_{\text{vapor}} = 0.467 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$\mu_{\text{vapor}} = 11.73 \cdot 10^{-6} \text{ [N s/m}^2\text{]}$$

$$K_{\text{vapor}} = 24.18 \cdot 10^{-3} \text{ [W/m K]}$$

$$K_{\text{tubo}} = 60.5 \text{ [W/m}^2 \text{ K]}$$

$$K_{\text{aislam}} = 0.038 \text{ [W/m}^2 \text{ K]}$$

A continuación se calcula el número de Reynolds con la ecuación 4.9.

$$\text{Re}_D = \frac{0.467 * 50 * 0.6}{11.73 \cdot 10^{-6}}$$

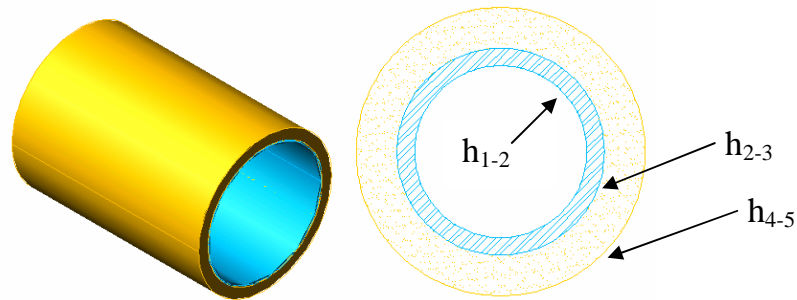
$$\text{Re}_D = 1.19 \cdot 10^6$$

Por lo tanto el flujo interno es turbulento, para la determinación del coeficiente de transferencia de calor por convección forzada se utilizara la ecuación 4.9 proporcionada por Dittus-Boelter <sup>(3)</sup>.

$$Nu = 0.023 \text{Re}_D^{0.8} \text{Pr}^n \quad (4.11)$$

En donde se tienen las siguientes restricciones:

1.  $n = 0.4$ ; si existe calentamiento del fluido
2.  $n = 0.3$ ; si existe enfriamiento del fluido
3.  $0.7 < \text{Pr} < 100$
4.  $\text{Re}_D > 10000$



**Figura 4.3 Tubería de conducción.**

Por lo tanto aplicando la ecuación 4.11

$$Nu = 0.023(1.19 \cdot 10^6)^{0.8} (0.97)^{0.3}$$

$$Nu = 1652.7$$

Donde:

$$h_{1-2} = \frac{Nu * K_{vapor}}{D_{int}} \quad (4.12)$$

$$h_{1-2} = \frac{1653 * 24.18 \cdot 10^{-3}}{0.6}$$

$$h_{1-2} = 66.62 \frac{W}{m^2 K}$$

Para determinar la temperatura superficial se supone un coeficiente de convección natural entre la superficie del aislamiento y el aire ambiente de  $h_{4-5} = 5.7 \text{ W/m}^2\text{K}$  y un factor de impureza para el vapor  $R''_f$  de  $0.0001 \text{ m}^2\text{K/W}$ , además se toma un espesor de aislamiento de 2 in (0.0508m) para el cálculo preliminar.

El  $U_4$  se define de la ecuación 4.12 en términos del área exterior del aislamiento



$$U_4 = \frac{1}{\sum R_r} = \frac{1}{\frac{r_4}{h_{1-2} * r_2} + r_4 * \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{K_{tubo}} + r_4 * \frac{\ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)}{K_{aislam}} + \frac{1}{h_{4-5}} + R''_f} \quad (4.12)$$

$$U_4 = \frac{1}{\frac{0.356}{66.62 * 0.3} + 0.356 * \frac{\ln\left(\frac{0.305}{0.3}\right)}{60.5} + 0.3302 * \frac{\ln\left(\frac{0.356}{0.305}\right)}{0.038} + \frac{1}{5.68} + 0.0001}$$

$$U_4 = 0.61 \frac{W}{m^2 K}$$

A continuación se determina la T4 (Temperatura en la superficie del aislamiento)

$$T_4 = \frac{U_4 (T_1 - T_5)}{h_{4-5}} + T_5 \quad (4.13)$$

$$T_4 = \frac{0.61(93 - 20)^\circ C}{5.68} + 20$$

$$T_4 = 27.84^\circ C$$

Una vez obtenida la temperatura superficial se recalcula el  $h_{4-5}$ .

Las propiedades para el aire se las obtienen a partir de la temperatura de película

$$T_f = \frac{27.84 + 20}{2} \approx 24 \approx 300K$$

Para aire (gases a baja presión)

$$\beta = \frac{1}{T} = \frac{1}{293} = 3.41 \cdot 10^{-3} K^{-1}$$

$$\rho = 1.1614 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$\mu = 184.6 \cdot 10^{-7} \text{ [N s/m}^2\text{]}$$

$$K_{aire} = 26.3 \cdot 10^{-3} \text{ [W/m K]}$$

$$Pr = 0.707$$

Seguidamente se determina el número de Grashof de la ecuación 4.14, el cual juega el mismo papel en la convección libre que el número de Reynolds en la convección forzada, el número de Grashof indica la razón de las fuerzas de empuje a las fuerzas viscosas que actúan sobre el fluido.

$$Gr_D = \frac{gD^3 \rho^2 \beta \Delta T}{\mu^2} \quad (4.13)$$

$$Gr_D = \frac{9.8 * 0.6^3 * 0.467^2 * 3.41 \cdot 10^{-3} * (27.84 - 20)}{(184.6 \cdot 10^{-7})^2}$$

$$Gr_D = 3.75 \cdot 10^8$$

Con lo cual mediante la ecuación proporcionada por Mc Adams se tiene

$$Nu = 0.525(Gr Pr)^{0.25} \quad (4.14)$$

$$10^4 \leq Gr_D Pr \leq 10^9$$

$$h_{4-5} = \frac{Nu * K_{aire}}{D_{int}}$$

$$h_{4-5} = 2.5 \frac{W}{m^2 K}$$

De la ecuación 4.12 se obtiene el nuevo coeficiente global de transferencia de calor referido al área exterior:

$$U_4 = 0.54 \frac{W}{m^2 K}$$

La nueva temperatura en la superficie del aislamiento de acuerdo a la ecuación 4.13 es:

$$T_4 = 35.8^\circ C$$

La tasa de transferencia de calor por unidad de longitud se determina a partir de la ecuación 4.15:

$$q'' = \frac{A_4 U_4}{L} (T_1 - T_5) \quad (4.15)$$

Donde:

$A_4$  = área de la superficie exterior de la tubería aislada [ $m^2$ ]

$U_4$  = coeficiente global de transferencia de calor referido al área  $A_4$  [ $W/m^2 K$ ]

$L$  = longitud de la tubería de conducción de vapor [m]

$T_1$  = temperatura del vapor [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_5$  = temperatura del ambiente [ $^{\circ}\text{C}$ ]

En consecuencia:

$$q'' = \pi * 0.7116m * 0.54 \frac{W}{m^2 K} (93 - 20)$$

$$q'' = 88.13 \frac{W}{m}$$

Para el cálculo de la carga de condensado producido se utilizará la ecuación 4.16<sup>(12)</sup>.

$$C = \frac{A * U * (T_1 - T_5) * E}{H} \quad (4.16)$$

Donde:

$C$  = condensado [Kg/hr]

$A$  = área exterior de la tubería en metros cuadrados [ $\text{m}^2$ ].

$U$  = coeficiente global de transferencia de calor en [ $\text{W}/\text{m}^2\text{K}$ ].

$T_1$  = temperatura del vapor [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_2$  = temperatura del aire [ $^{\circ}\text{C}$ ]

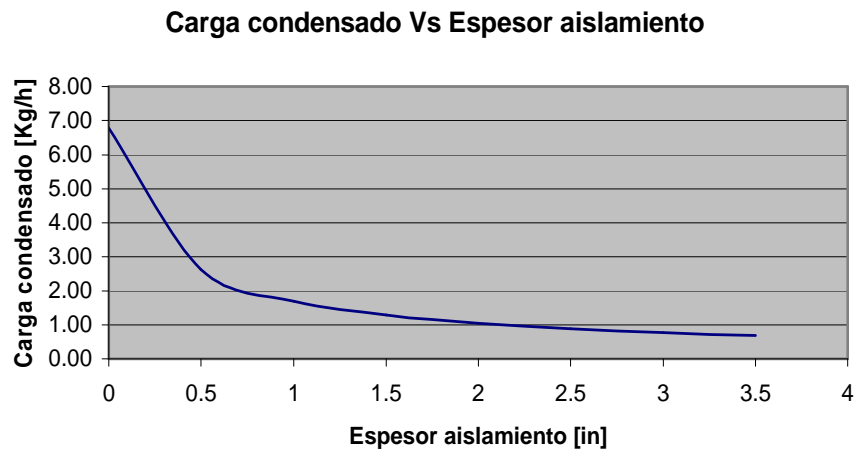
$H$  = calor latente del vapor [J/Kg]

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

En la tabla 4.2 se presentan valores que muestran la producción de condensado en la tubería para diferentes espesores de aislamiento.

Tabla 4.2: Carga de condensado para varios espesores de aislamiento.

Diámetro Tubería [in]	Espesor Aislamiento [in]	Longitud Tubería [m]	Área superficial [ $\text{m}^2$ ]	$U$ [ $\text{W}/\text{m}^2\text{K}$ ]	$(T_1 - T_2)$	$E$	$H$ [J/Kg]	Carga Condensado [Kg/h]
24	0	30	57,45	4,1	73	0,25	2283200	6,78
24	0,5	30	59,85	1,53	73	0,25	2283200	2,63
24	1	30	62,24	0,95	73	0,25	2283200	1,70
24	1,5	30	64,64	0,69	73	0,25	2283200	1,28
24	2	30	67,03	0,54	73	0,25	2283200	1,04
24	2,5	30	69,42	0,44	73	0,25	2283200	0,88
24	3	30	71,82	0,37	73	0,25	2283200	0,76



**Figura 4.4 Curva de variación de la carga de condensado**

Como se puede apreciar en la figura 4.4, el aislamiento causa un gran efecto en la disminución de la carga de condensado hasta un espesor de 2 in, de ahí en adelante el efecto es casi insignificante, por lo que el espesor de aislamiento seleccionado para este diseño es de 2 in.

#### **4.5.2 CALENTAMIENTO Y ENFRIAMIENTO DE TANQUES CON SERPENTINES**

El diseño térmico de los serpentines para tanques incluye la determinación del área de transmisión de calor requerida para mantener el contenido del tanque a una temperatura constante o para aumentar o disminuir la temperatura de su contenido, de acuerdo con una magnitud específica, en un tiempo determinado.

A menudo, el mantenimiento a cierta temperatura de los tanques se lleva a cabo mediante serpentines internos <sup>(2)</sup>.

Calentamiento con serpentín interno a partir de la temperatura inicial, durante un tiempo especificado.

$$A_c = \left[ \frac{q}{\theta_h} + U_s A_e \left( \frac{t_f + t_o}{2} - t' \right) \right] \left[ \frac{1}{U_c \left[ th - \frac{(t_f + t_o)}{2} \right]} \right] (F) \quad (4.17)$$

Donde:

$A_c$  = área del serpentín [ $m^2$ ]

$Q$  = cambio de energía interna del agua. [KJ]

$W$  = masa de agua [kg]

$C$  = calor específico del agua [KJ/kg K]

$t_f$  = temperatura del contenido final de calentamiento [K]

$t_0$  = temperatura inicial de calentamiento [K]

$t_h$  = temperatura del medio de calentamiento [K]

$t'$  = temperatura ambiental [K]

$A_e$  = área equivalente [ $m^2$ ]

$\theta_h$  = duración del periodo de calentamiento [s]

$U_s$  = coeficiente de las paredes laterales del tanque [ $W/m^2$  K]

$U_c$  = coeficiente del serpentín [ $W/m^2$  K]

$F$  = factor de seguridad

El área de transferencia de calor del serpentín, ecuación 4.17, debe ser capaz de calentar un volumen de agua de  $17 m^3$  desde una temperatura inicial de  $20^\circ C$  hasta una temperatura final que esta entre  $(30 - 40) ^\circ C$ . Este calentamiento debe producirse durante un periodo de 90 minutos que corresponde al tiempo durante el cual se produce la emisión continua de vapor.

El factor de seguridad seleccionado para este diseño es de 1 debido, a que el requerimiento de temperatura del agua ablandada no es un valor puntual sino que está dentro de un rango, y cualquier variación de estos límites de temperatura establecidos no conlleva a una deficiencia del proceso.

El volumen de agua ya calentado deberá permanecer en el tanque de calentamiento durante un tiempo aproximado de 120 minutos para luego volver a ser calentado, esta segunda fase de calentamiento se la realiza ya desde una temperatura de  $30 ^\circ C$  hasta una temperatura final de  $40 ^\circ C$ , es por esta razón que el agua calentada, utilizada como agua de reposición a las calderas oscilará en un rango de temperatura que va de los  $30$  a  $40^\circ C$ .

La emisión continua de vapor durante 90 minutos se repite 7 veces en el día con un cese de 2 horas entre cada repetición con lo cual se consigue realizar las dos fases de calentamiento para tres volúmenes de  $17 \text{ m}^3$ , que en suma cumplen el requerimiento de agua de reposición a las calderas el cual está en un rango de  $(45 \text{ a } 50) \text{ m}^3/\text{día}$ .

En el anexo 1 se muestra un registro del proceso de la olla de hervir.

A continuación se determinan los parámetros involucrados para el cálculo del área total de transferencia de calor requerida por el serpentín de calentamiento.

#### 4.5.2.1 Cambio de energía interna $Q$

El cambio de energía interna en el agua durante la primera fase del proceso de calentamiento se determina a partir de la siguiente ecuación <sup>(2)</sup>.

$$Q = W C (t_f - t_o) \quad (4.18)$$

Donde,

$Q$  = cambio de energía interna en [KJ/Kg K]

$W$  = masa de agua [Kg]

$C$  = calor específico del agua a  $20^\circ\text{C}$  [KJ/Kg K]

$t_o$  = temperatura inicial de calentamiento [ $^\circ\text{C}$ ]

$t_f$  = temperatura final de calentamiento [ $^\circ\text{C}$ ]

Por lo tanto aplicando la ecuación 4.17.

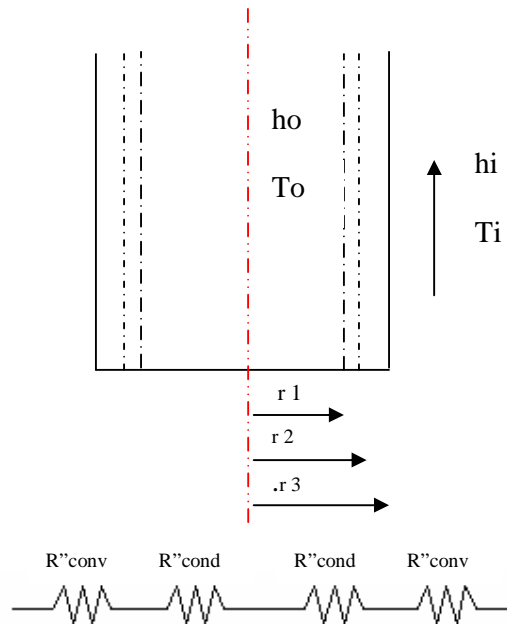
$$Q = 16847 \text{ kg} * 4.179 \frac{\text{KJ}}{\text{kg} - \text{K}} * (30 - 20) \text{ K}$$

$$Q = 704036.13 \text{ KJ}$$

#### 4.5.2.2 Coeficiente de las paredes laterales del tanque $U_s$

El coeficiente global de transferencia de calor para las paredes laterales del tanque de calentamiento tiene que ser muy pequeño para minimizar en lo posible las pérdidas de calor.

El tanque estará cubierto por una capa de aislamiento térmico de fibra de vidrio, que para un cálculo preliminar se considerará un espesor de 2 in.



**Figura 4.5 Circuito térmico del tanque**

Para el cálculo del coeficiente de convección entre el agua caliente y las paredes del tanque se analizará como un cilindro vertical tal como se indica en la figura 4.5 tomando su altura como la longitud característica.

Las propiedades del agua se evalúan a la temperatura final de calentamiento, puesto que en este punto es donde el  $U_s$  tiene el mayor valor.

$$T_o = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_i = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\rho = 991 \text{ kg/m}^3$$

$$\beta = 400.4 \cdot 10^{-6} \text{ K}^{-1}$$

$$K_{\text{agua}} = 0.634 \text{ W/m K}$$

$$\text{Pr} = 4.16$$

$$\mu = 631 \cdot 10^{-6}$$

$$C_p = 4.179 \text{ KJ/kg K}$$

$$L = 3.7\text{m}$$

Calculando el número de grashof, ecuación 4.13, se obtiene,

$$Gr_L = \frac{3.7^3 * 991^2 * 9.8 * 400.4 \cdot 10^{-6} * (40 - 20^\circ C)}{(631 \cdot 10^{-6})^2} = 9.8 \cdot 10^{12}$$

$$Gr_L Pr = 9.8 \cdot 10^{12} * 4.16$$

$$Gr_L Pr = 4.1 \cdot 10^{13}$$

Como  $Gr_L * Pr > 10^8$  calculamos el número de nusselt con la expresión 4.14:

$$Nu = 0.17(Gr_L Pr)^{0.33}$$

$$Nu = 0.17(4.1 \cdot 10^{13})^{0.33}$$

$$Nu = 5271$$

$$h_o = \frac{Nu * K_{agua}}{Lc}$$

$$h_o = 903 \frac{W}{m^2 K}$$

Para el cálculo del  $U_s$  preliminar se asume un coeficiente de convección libre  $h_i$  entre la superficie del aislamiento y el aire de  $5.68 W/m^2K$

Con lo cual la ecuación 4.12

$$U_s = \frac{1}{r_3 \left( \frac{1}{r_1 h_o} \right) + r_3 \left( \frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{K_{tan\ que}} \right) + r_3 \left( \frac{\ln \frac{r_3}{r_2}}{K_{aisla}} \right) + \frac{1}{h_i}} \quad (4.12)$$

El  $U_s$  esta referido al área del tanque incluido el aislamiento ( $A_3 = 2\pi r_3 L$ )

$$U_s = 0.65 \frac{W}{m^2 K}$$

De la ecuación 4.13 la temperatura en la superficie del aislamiento es.

$$T_3 = \frac{U_s (T_o - T_i)}{h_i} + T_i$$

$$T_3 = 22.3^\circ C$$



Ahora se procede a recalcular  $h_i$ .

La temperatura de película para seleccionar las propiedades del aire es:

$$T_f = \frac{22.3 + 20}{2} = 21.15^\circ C \approx 295K$$

$$\beta = \frac{1}{T} = \frac{1}{295} = 3.39 \cdot 10^{-3} K^{-1}$$

$$\rho = 1.18 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$\mu = 182.1 \cdot 10^{-7} \text{ [N s/m}^2\text{]}$$

$$K_{\text{aire}} = 25.9 \cdot 10^{-3} \text{ [W/m K]}$$

$$\text{Pr} = 0.71$$

El número de grashof, ecuación 4.13

$$Gr_L = \frac{3.7^3 * 1.18^2 * 9.8 * 3.39 \cdot 10^{-3} * (22.3 - 20)^\circ C}{(182.1 \cdot 10^{-7})^2} = 1.63 \cdot 10^{10}$$

$$Gr_L \text{ Pr} = 1.16 \cdot 10^{10} > 10^8$$

$$Nu = 0.17(Gr_L \text{ Pr})^{0.33}$$

$$Nu = 356$$

$$h_i = \frac{356 * 25.9 \cdot 10^{-3}}{3.7}$$

$$h_i = 2.5 \frac{W}{m^2 K}$$

#### 4.5.2.2.1 Radio de aislamiento crítico <sup>(4)</sup>

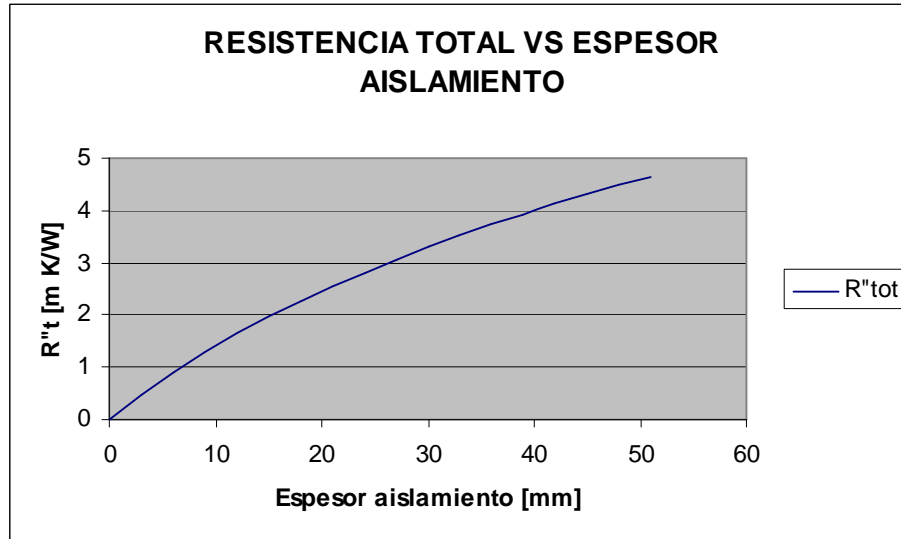
Para la determinación del espesor de aislamiento utilizado en el recubrimiento del tanque de calentamiento, se debe tomar en cuenta que el coeficiente  $h_i$  es independiente de este espesor. Por lo tanto se puede obtener un radio crítico de aislamiento, el cual está dado por la ecuación 4.20:

$$r_c = \frac{K_{\text{aislam}}}{h_i} \quad (4.20)$$

Para este caso se tiene,

$$r_c = \frac{0.038 \frac{W}{mK}}{2.5 \frac{W}{m^2 K}} = 0.0152m \approx 0.5''$$

Con lo que se tiene que  $r_2 > r_c$ , por lo que cualquier aumento de aislante incrementaría la resistencia total y, por tanto, disminuirá la pérdida de calor hacia los alrededores.



**Figura 4.6** Curva de variación de la resistencia en función del espesor de aislamiento.

Como se puede apreciar en la figura 4.6 el aumento de la resistencia térmica es proporcional al aumento del espesor del aislante. Para este diseño se tomara un espesor de 2 pulgadas.

De forma análoga a los cálculos anteriores de las ecuaciones 4.12, 4.13 y 4.15 respectivamente se determina que:

$$U_{s \text{ real}} = 0.57 \frac{W}{m^2 K}$$

$$T_{3 \text{ real}} = 24.5^\circ C$$

$$q'' = 11.35 \frac{W}{m^2}$$

#### 4.5.2.3 Área de las paredes laterales del tanque ( $A_e$ )

El área de las paredes del tanque comprende todas aquellas superficies por donde se produce transferencia de calor. El ( $A_e$ ) toma en cuenta los coeficientes de transferencia de calor en la base y en la parte superior del tanque con sus correspondientes áreas <sup>(2)</sup>.

La ecuación 4.21 determina el área de las paredes laterales del tanque, puesto que el tanque esta montado sobre una superficie de concreto y el agua a ser calentada no llega a estar en contacto con la parte superior del tanque no se toma en consideración el área de la base y la parte superior, debido a que no existen condiciones de convección en dichas áreas.

Por lo tanto,

$$A_e = \pi * D * L \quad (4.21)$$

D = diámetro del tanque incluido el aislamiento [m].

L = altura del tanque [m].

$$A_e = \pi * 1.6058m * 3.7m$$

$$A_e = 19m^2$$

#### 4.5.2.4 Coeficiente del serpentín de calentamiento

Para la determinación del coeficiente global de transferencia de calor, es necesario definir propiedades que dependen del tipo de material a ser utilizado para la construcción del serpentín de calentamiento. Para el diseño se utilizará tubería de cobre tipo M, con espesor de paredes de 2mm.

El diámetro de la tubería del serpentín esta limitado por la caída de presión que este pueda originar debido a la fricción; más adelante se demostrará la validez del diámetro seleccionado para el cálculo.

Las propiedades del vapor son las correspondientes a una temperatura de 93°C, mismas que ya fueron obtenidas en el dimensionamiento de la tubería de conducción de vapor.

El número de Reynolds se calcula tomando un diámetro del tubo serpentín de 24 in y con la ayuda de la ecuación 4.9.

Por lo tanto,

$$Re_D = \frac{50 \frac{m}{s} * 0.05m * 0.467 \frac{Kg}{m^3}}{11.73 \cdot 10^{-6}}$$

$$Re_D = 9.95 \cdot 10^4$$

De la ecuación 4.11, se tiene.

$$Nu = 0.023 * (9.95 \cdot 10^4)^{0.8} (0.97)^{0.3}$$

$$Nu = 227.1$$

$$h_o = \frac{227.1 * 24.18 \cdot 10^{-3}}{0.05}$$

$$h_o = 109.8 \frac{W}{m^2 K}$$

A continuación se determina el coeficiente preliminar suponiendo un coeficiente de convección entre las paredes externas del tubo y el agua a ser calentada  $h_i = 5.68 \text{ W/m}^2\text{K}$  y un factor de impureza  $R''_f$  de  $0.0001 \text{ m}^2\text{K/W}$ , el valor de la conductividad térmica para la tubería de cobre se encuentra de tablas y su valor es  $401 \text{ W/mK}$ .

El coeficiente referido al área exterior del serpentín es entonces,

$$U_c = \frac{1}{\frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{K_{tubo}} + \frac{r_2}{r_1 h_o} + \frac{r_1}{h_i} + R''_f} \quad (4.22)$$

Donde,

$r_1$  = radio interior de la tubería [m].

$r_2$  = radio exterior de la tubería [m].

$h_o$  = coeficiente de convección para flujo interno [W/m<sup>2</sup>K].

$h_i$  = coeficiente de convección para flujo externo [W/m<sup>2</sup>K].

$R_f$  = factor de impureza para el vapor [m<sup>2</sup>K/W].

$K_{tubo}$  = conductividad térmica del material de la tubería [W/mK].

Remplazando los datos en la ecuación 4.22, se tiene.

$$U_c = 5.4 \frac{W}{m^2 K}$$

De la ecuación 4.13 la temperatura en la superficie del aislamiento es.

$$T_3 = \frac{U_c (T_o - T_i)}{h_i} + T_i$$

$$T_3 = 86^\circ C$$

Ahora se procede a recalcular  $h_i$ .

La temperatura de película para seleccionar las propiedades del aire es:

$$T_f = \frac{86 + 20}{2} = 53^\circ C \approx 325 K$$

$$\beta = 471.2 \cdot 10^{-6} K^{-1}$$

$$C_p = 4.182 [KJ/kg K]$$

$$\rho_{agua} = 987.17 [kg/m^3]$$

$$\mu = 582 \cdot 10^{-6} [N s/m^2]$$

$$K_{agua} = 645 \cdot 10^{-3} [W/m K]$$

$$Pr = 3.42$$

El número de grashof, ecuación 4.13

$$Gr_D = \frac{0.054^3 * 987.17^2 * 9.8 * 471.2 \cdot 10^{-6} * (86 - 20)}{(528 \cdot 10^{-6})^2}$$

$$Gr_D = 1.7 \cdot 10^8$$

$$Gr_D Pr = 5.8 \cdot 10^8$$

Basando el cálculo en la ecuación 4.23, proporcionada por Mc-Adams <sup>(3)</sup> se tiene,

$$Nu = 0.53(Gr_D Pr)^{\frac{1}{4}} \quad 10^4 < Gr_D Pr < 10^9 \text{ (Flujo laminar)}$$

Por lo tanto,

$$Nu = 0.53(5.8 \cdot 10^8)^{\frac{1}{4}} = 82.2$$

$$h_i = \frac{82.2 * 645 \cdot 10^{-3}}{0.05}$$

$$h_i = 981 \frac{W}{m^2 K}$$

Reemplazando los datos reales en la ecuación 4.22, el coeficiente global de transferencia de calor real es entonces,

$$U_{c \text{ real}} = 92 \frac{W}{m^2 K}$$

Para los datos de los parámetros encontrados anteriormente, reemplazando en la ecuación 4.17. El área de transferencia de calor es,

$$A_c = 21.8 m^2$$

De donde la longitud de la tubería requerida es,

$$L = \frac{A_c}{\pi * D} = \frac{21.8}{\pi * 0.054}$$

$$L = 128 m$$

Como ya esta determinada el área de transferencia de calor; para la segunda fase de calentamiento se deberá determinar la temperatura que corresponde a esa área calculada; por medio de una iteración de áreas.

Tabla 4.3 Temperatura alcanzada en la segunda fase de calentamiento

<b>TEMPERATURA ALCANZADA EN LA SEGUNDA FASE</b>									
$t_f$	Q(KJ)	$\theta_h$ (seg)	$U_s$	$A_e$	$t_o$	$t'$	$U_c$	$t_h$	$A_c$
45	1056054	5400	0.58	36.6	30	20	92	90	40.5
40	704036	5400	0.57	36.6	30	20	92	90	25.8
38	563229	5400	0.56	36.6	30	20	92	90	20.3

Como se puede observar en la tabla 4.3, el área de 20.3 m<sup>2</sup> es la más próxima a la calculada para el primer calentamiento. Por lo tanto la temperatura que se alcanzaría en el segundo calentamiento es de aproximadamente 38° C.

#### 4.6 CAIDA DE PRESIÓN EN EL TUBO SERPENTÍN

El diámetro ha de ser utilizado para el diseño de la tubería del serpentín, esta regido por la caída de presión que este origina debida a la fricción. El método utilizado en este cálculo es el mismo empleado en el dimensionamiento de la tubería de conducción de vapor.

En este cálculo no se considera la caída de presión debida a la diferencia de alturas. Nótese que si el diámetro de el tubo serpentín es menor que el de la tubería de conducción de vapor; la reducción de área conllevará a una caída adicional de presión.

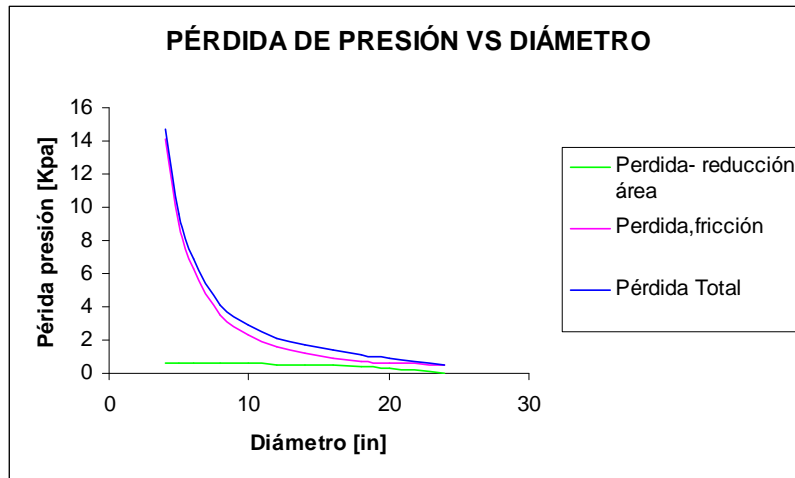
En la tabla 4.4 se presentan los resultados del análisis.

Tabla 4.4: Pérdidas de presión en la tubería del serpentín.

<b>PERDIDA DE PRESIÓN PARA DIFERENTES DIÁMETROS</b>			
D(in)	Pérdida Kpa(Red área)	Pérdida Kpa(fricción)	Pérdida total Kpa
4	0.58	14.14	14.72
5	0,58	9	9,58
6	0,58	6,3	6,88
8	0,57	3,5	4,07
10	0,56	2,3	2,86
12	0,54	1,6	2,14
14	0,52	1,2	1,72
16	0,47	0,9	1,37
18	0,4	0,7	1,1
20	0,3	0,6	0,9
24	0	0,5	0,5

Como se puede observar en la figura 4.7, la menor caída de presión se tiene para un diámetro de tubería de 24 in. Además a estos valores se debe sumar su correspondiente caída de presión producida en la tubería de conducción de vapor.

Para la tubería de diámetro 24 in se tiene una caída total de presión de 1,4Kpa, este valor justifica plenamente el diámetro de tubería seleccionado con el objetivo de minimizar en lo posible la caída de presión.



**Figura 4.7 Curvas de pérdida de presión de acuerdo al diámetro**

En este diseño se utilizarán doce tubos de 2 pulgadas cada uno con el fin de mantener el diámetro de tubo establecido, estos tubos están dispuestos en un arreglo particular, el cual se presenta en el anexo 2.

#### **4.7 SELECCIÓN DE TRAMPAS PARA EL SISTEMA DE CONDENSADO <sup>(12)</sup>**

El drenado del condensado formado tanto en la tubería de conducción de vapor, como en el serpentín de calentamiento se lo realiza mediante la instalación de trampas de vapor ubicadas estratégicamente.

Para la selección de trampas es necesario conocer la siguiente información.

- Carga del condensado en [Kg/hr]
- El factor de seguridad.
- La diferencia de presiones
- La presión máxima permitida.



#### 4.7.1 TRAMPEO DE LA TUBERÍA DE CONDUCCIÓN DE VAPOR

La carga de condensado formado ya se determinó en el diseño de esta tubería cuyo valor es de 1.04 Kg/h. El factor de seguridad recomendado para tuberías principales es de 3, por lo tanto, la carga de condensado será 3.12Kg/h.

La diferencia máxima de presiones entre la olla de hervir y la línea de retorno de condensado es de 1.5 Kpa; la línea de retorno de condensado está a una presión ligeramente superior a la atmosférica, por lo que la presión máxima permisible es la misma. La trampa termodinámica es la recomendada para esta aplicación porque puede lidiar con suciedad y condensado acumulado, y resiste impacto hidráulico. Esta trampa se acciona automáticamente en presencia de condensado.

Se debe tener una pierna colectora antes de la trampa para que actúe como tanque acumulador, lo cual garantiza que se tenga drenado de condensado cuando la trampa está operando a la máxima capacidad y se tiene una presión diferencial mínima.

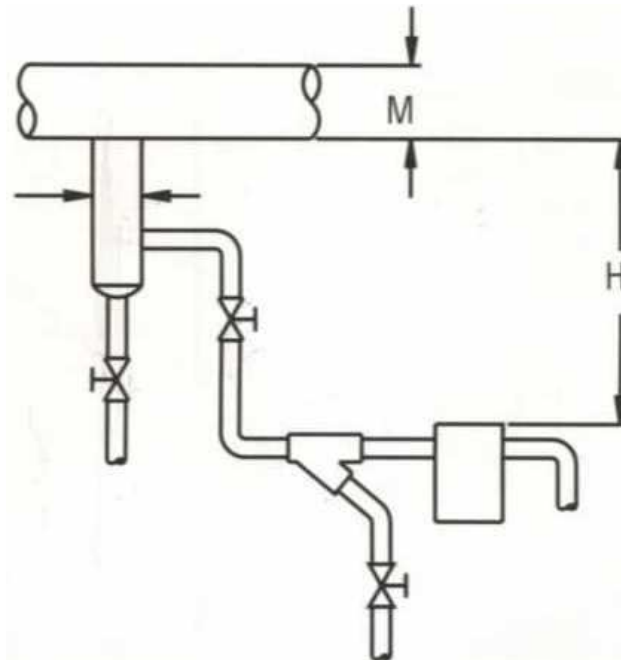


Figura 4.8 Esquema de la instalación

Es una buena idea utilizar piernas colectoras del mismo diámetro que el de las tuberías, hasta tuberías de 100 mm; para tamaños mayores se utilizan de la mitad del tamaño del tubo, pero nunca un tamaño menor a 100 mm.

Tabla 4.5. Dimensiones recomendadas para piernas colectoras en tuberías principales y ramales.

M		D		H	
Tamaño de Tubería		Diámetro de Pierna Colectora		Longitud Mínima de Pierna Colectora (mm)	
mm	in	mm	in	Precaletamiento Supervisado	Precaletamiento Automático
15	1/2	15	1/2	250	710
20	3/4	20	3/4	250	710
<b>25</b>	<b>1</b>	<b>25</b>	<b>1</b>	<b>250</b>	<b>710</b>
50	2	50	2	250	710
80	3	80	3	250	710
<b>100</b>	<b>4</b>	<b>100</b>	<b>4</b>	<b>250</b>	<b>710</b>
150	6	100	4	250	710
200	8	100	4	300	710
<b>250</b>	<b>10</b>	<b>150</b>	<b>6</b>	<b>380</b>	<b>710</b>
300	12	150	6	460	710
350	14	200	8	535	710
<b>400</b>	<b>16</b>	<b>200</b>	<b>8</b>	<b>610</b>	<b>710</b>
450	18	250	10	685	710
500	20	250	10	760	760
<b>600</b>	<b>24</b>	<b>300</b>	<b>12</b>	<b>915</b>	<b>915</b>

La pierna colectora a ser instalada tendrá entonces un diámetro de 12 in y una longitud de 9.15m

#### 4.7.2 TRAMPEO DEL SERPENTÍN DE CALENTAMIENTO

El procedimiento de selección de la trampa es similar al anterior.

Para la el cálculo de la carga de condensado se utilizará la siguiente formula.

$$Q = A * U * D_m \quad (4.23)$$

Donde:

$Q$  = calor transferido total [KJ/Kg].

$A$  = área de la superficie exterior del serpentín [ $m^2$ ]

$U$  = factor global de transferencia de calor [KJ/hr m<sup>2</sup>°C]

$D_m$  = promedio logarítmico de diferencia de temperaturas entre el vapor y el líquido (semejante que entre la entrada y la salida de un intercambiador de calor), en °C.

$$D_m = \frac{D_1 - D_2}{\ln \frac{D_1}{D_2}} \quad (4.24)$$

Donde:

$D_1$  = diferencia de temperatura mayor [°C]

$D_2$  = diferencia de temperatura menor [°C]

$$A = 21.8 \text{ m}^2$$

$$\Rightarrow U = 92 \text{ W / m}^2 \text{ K}$$

$$U = 331.2 \text{ KJ / hr.m}^2 \text{ K}$$

Agua a la entrada: 20°C

Agua a la salida: 38°C

Temperatura de vapor: 90°C

Entonces:

$$D_1 = 90 - 20 = 70$$

$$D_2 = 90 - 38 = 52$$

$$D_m = \frac{70 - 52}{\ln \frac{70}{52}} = 60.6$$

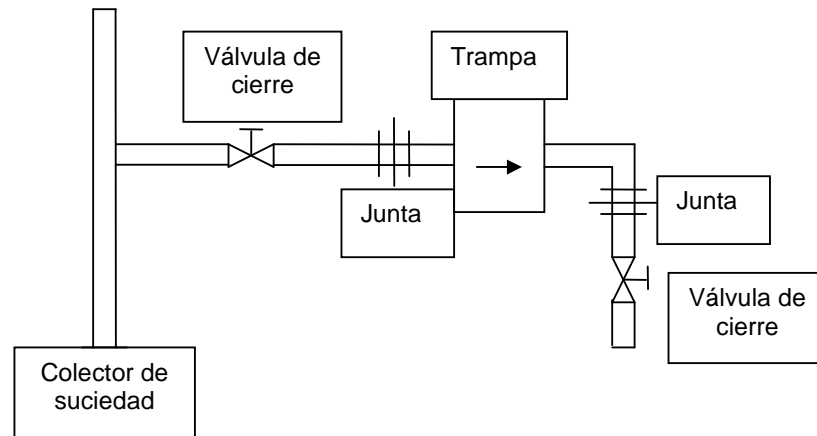
$$Q = 21.8 \text{ m}^2 * 331.2 \frac{\text{KJ}}{\text{hr.m}^2 \cdot \text{K}} * 60.6 = 437541.7 \frac{\text{KJ}}{\text{hr}}$$

El calor latente del vapor a 90°C es 2283.2KJ/Kg, así que

$$\dot{m} = \frac{437541.7 \frac{\text{KJ}}{\text{hr}}}{2283.2 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}} = 191.7 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

El drenaje del condensado es por gravedad a la trampa, además el volumen de vapor es muy bajo por lo que se toma un factor de seguridad de 2.

La diferencia de presiones entre la olla de hervir y la línea de retorno de condensado es aproximadamente 1.5 Kpa, mismo valor que se toma como la presión máxima permisible por las razones citadas anteriormente.



**Figura 4.9: Esquema de la instalación**

La trampa debe drenar un flujo de condensado de 383.4Kg/hr. El colector de suciedad es necesario para detener el óxido y la suciedad, lo cual elimina la erosión que ocurriría en codos y tuberías si no se tuviesen esos colectores. Se deben de limpiar periódicamente. Las dimensiones del colector se las especifica de la misma forma que las piernas colectoras; es decir; un diámetro de 12 in y una longitud de 915mm.

#### **4.7.3 DIMENSIONAMIENTO DE LA TUBERÍA DE RETORNO DE CONDENSADO**

Las líneas de retorno deben transportar tanto el flujo de agua como el vapor flash. En peso, puede ser, relativamente bajo, su volumen total en comparación con el líquido es muy grande.

Determinando la cantidad de vapor flash y dimensionando la tubería de retorno para velocidades entre 4000 y 6000 pie/min., se puede tener dentro de la tubería el flujo bifásico.

La información requerida para el dimensionamiento es la carga de condensado en lb/h, la presión de entrada a la (s) trampa (s) en psig y la presión en la línea de retorno.

La carga total de condensado es la suma del condensado producido en la tubería de conducción y en el serpentín.

$$(3.12 + 383.4) \frac{Kg}{hr} = 386.5 \frac{Kg}{hr}$$

La trampa está a una presión de 0.22psig (1.5Kpa) y descarga a 0psig.

El porcentaje de vapor flash es:

$$\%VaporFlash = \frac{SA - SB}{LL} * 100 \quad (4.25)$$

Donde:

SA = calor sensible del condensado a alta presión, antes de ser descargado.

SB = calor sensible del condensado a baja presión, a la cual se descarga.

LL = calor latente del vapor a baja presión, a la cual se descargo.

SA = 232 [KJ/Kg]

SB = 223.9 [KJ/Kg]

LL = 2374.3 [KJ/Kg]

Aplicando la ecuación 4.25

$$\%VaporFlash = \frac{232 - 223.9}{2374.3} * 100 = 0.34\%$$

$$FlujoVaporFlash = 386.5 * 0.0034 = 1.3 \frac{Kg}{hr} = 2.9 \frac{lb}{hr}$$

Para el cálculo se tomará el mínimo valor de vapor flash producido que es de 10 lb/h referido en la figura 4.10, con este valor se sigue horizontalmente hasta la intersección con la diagonal de 0 psig. A continuación se sigue verticalmente a la zona superior, donde la intersección con una diagonal (diámetro de la tubería) caiga dentro de la banda de velocidades comprendidas entre 2000 y 3000 ft/min. Como puede observarse el diámetro de la tubería que cumple las condiciones establecidas para la recuperación de condensado es de 0.5 in.

A continuación en la figura 4.10 se muestra el proceso seguido para la selección del diámetro de la tubería de retorno de condensado.

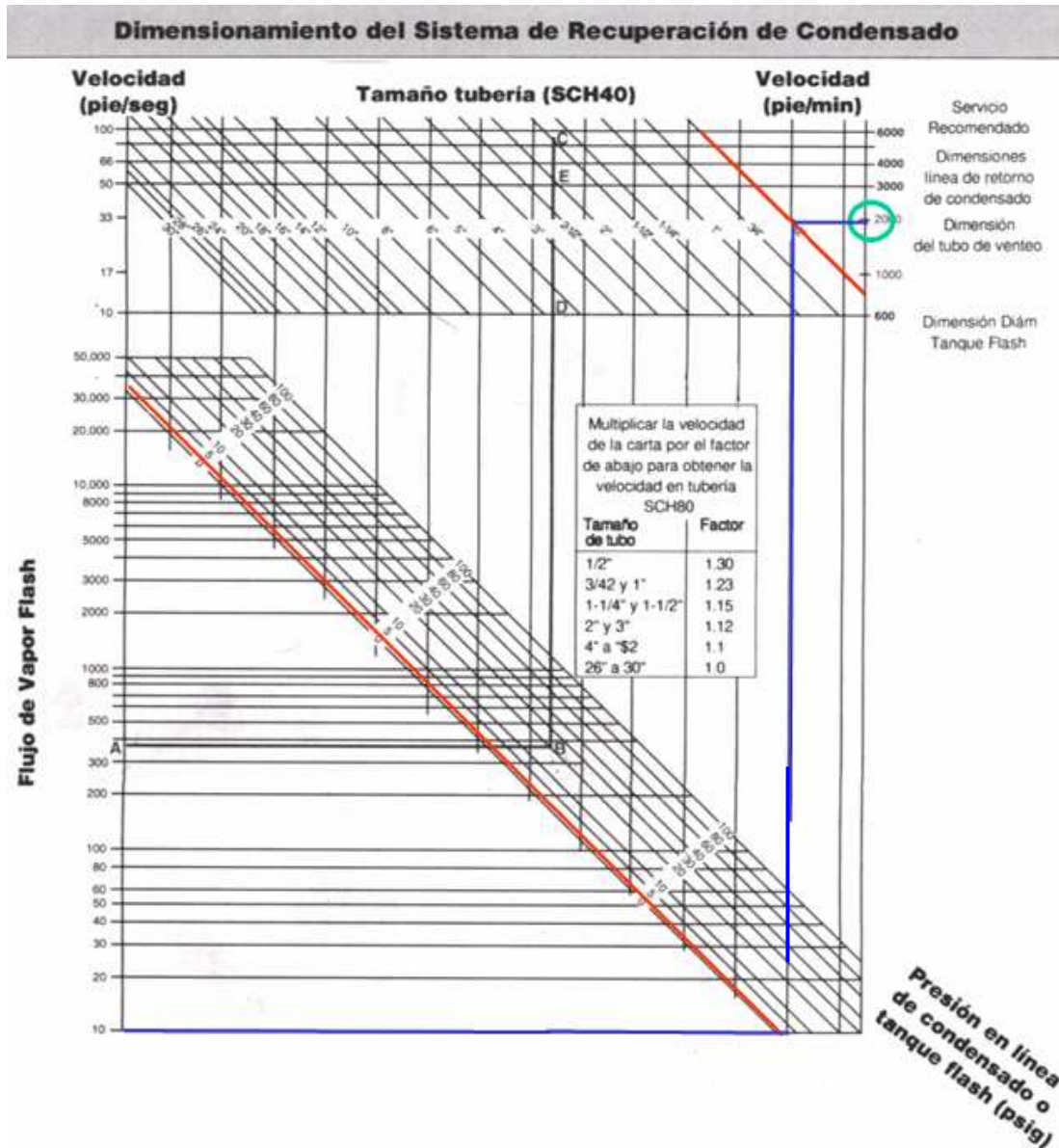


Figura 4.10 Dimensionamiento del sistema de recuperación del condensado.

#### 4.7.4 DIMENSIONAMIENTO DE LA TUBERÍA DE ALIMENTACIÓN A LOS TANQUES DE CONDENSADO

La tubería de alimentación a los tanques de condensado debe abastecer de agua ablandada con un caudal de 2.4 m<sup>3</sup>/hr.

El tanque de calentamiento está ubicado a una altura de 17.5m por encima de los tanques de condensado, la cabeza disponible, como se verá mas adelante, es suficiente para efectuar la alimentación de esta agua hacia los tanques, los cuales están a una presión de 4psig.

Para cubrir la distancia entre los dos tanques se requiere una longitud de tubería de 155m, lo cual conlleva necesariamente a tener pérdidas debidas a la fricción y accesorios utilizados.

La línea a ser instalada empleará 13 codos de 90° para llegar a la dirección especificada, además se colocará una válvula de compuerta en la salida del tanque de calentamiento, cuya posición es normalmente abierta.

$$H = Z_1 - Z_2 = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + \frac{\overline{V}_a^2}{2g} \left[ K_a + \frac{f}{D} (L_a + L_b + \dots + L_m) + 13K_b + K_v + K_e \right] \quad (4.26)$$

Donde:

$H$	= diferencia de alturas entre los puntos 1 y 2 [Kg]
$p_1$	= presión en el tanque de calentamiento [Kpa]
$p_2$	= presión en el tanque de condensado [Kpa].
$\rho$	= densidad del agua [Kg/m <sup>3</sup> ].
$\overline{V}_a$	= velocidad de la corriente de agua [m/s].
$f$	= factor de fricción.
$D$	= diámetro de la tubería [m].
$K_a$	= 0.78 (pérdida en la entrada).
$K_b$	= 0.75 (perdida en codo estándar)
$K_v$	= 0.17 (pérdida en válvula de compuerta, totalmente abierta).
$K_e$	= 1 (pérdida en la salida).
$(L_a + L_b + \dots + L_m)$	= tramos de tubería.

El factor de fricción se lo determinó mediante la expresión dada por Petukhov, ecuación 4.10.

En la tabla 4.6 se muestran los resultados de la iteración de datos para diferentes diámetros de tubería evaluados con la ecuación 4.26.

Tabla 4.6: Iteración de datos para diferentes diámetros de tubería

D [m]	e/D	V [m/s]	Reynolds	F	Pérdidas	H [m]
0,010	0,015	8,49	1,79E+05	0,0160	258,59	950,59
0,015	0,010	3,77	1,19E+05	0,0173	190,29	138,18
0,020	0,008	2,12	8,93E+04	0,0184	153,91	35,36
0,025	0,006	1,36	7,14E+04	0,0193	131,01	12,33
0,030	0,005	0,94	5,95E+04	0,0201	115,15	5,23
0,035	0,004	0,69	5,10E+04	0,0209	103,44	2,53
0,040	0,004	0,53	4,46E+04	0,0215	94,41	1,36
0,045	0,003	0,42	3,97E+04	0,0221	87,22	0,78
0,050	0,003	0,34	3,57E+04	0,0227	81,33	0,48
0,055	0,003	0,28	3,25E+04	0,0232	76,41	0,31
0,060	0,003	0,24	2,98E+04	0,0237	72,24	0,20

Como se puede apreciar, la altura de 12.33m es la más próxima a los requerimientos de diseño, por lo tanto se tomará un diámetro de 1 in.

La tubería debe ser aislada para evitar la pérdida de calor hacia el ambiente. Se recomienda el empleo de un espesor de aislamiento de 1 in. El análisis del espesor óptimo de aislamiento se encuentra en el anexo 2.

## 4.8 ESPECIFICACIONES MECÁNICAS DEL SISTEMA DE CONDENSACION

En las especificaciones mecánicas del sistema de condensación, se ha considerado los siguientes elementos estructurales, para un análisis, a fin de garantizar seguridad y un buen funcionamiento de todo el sistema

### 4.8.1 CONDUCTO PARA EL TRANSPORTE DE VAPOR

Es el conducto por donde se transportara el vapor proveniente de la olla de hervir hasta la entrada al tanque de calentamiento, donde se unirá a una brida de 24", para formar los conducto se utilizara planchas de acero inoxidable de 3/8 in (0,9mm) que serán rolados de diámetro 24 in. Las planchas miden 2,40X1,20 m.



Debido a la gran distancia de la línea se hace necesaria la colocación de soportes para evitar posibles efectos de flexión en la línea, garantizando así la seguridad y el transporte del vapor.

#### 4.8.2 SOPORTES DE LA TUBERÍA DE CONDUCCIÓN

Los apoyos en la línea de conducción de vapor serán de acero comercial, no se ha realizado ningún cálculo debido al espesor de la línea, los esfuerzos de compresión no excede a los límites de resistencia de dicho material.

#### 4.8.3 TUBERÍA DEL SERPENTÍN

El serpentín será armado mediante uniones de 2 in y codos 90x2 in y tubos de 2 in, el material será cobre tipo M, este se debe colocar en el fondo del interior del tanque de calentamiento, el serpentín estará unido al conducto principal de vapor y el condensado producido será evacuado por un tubo de descarga.

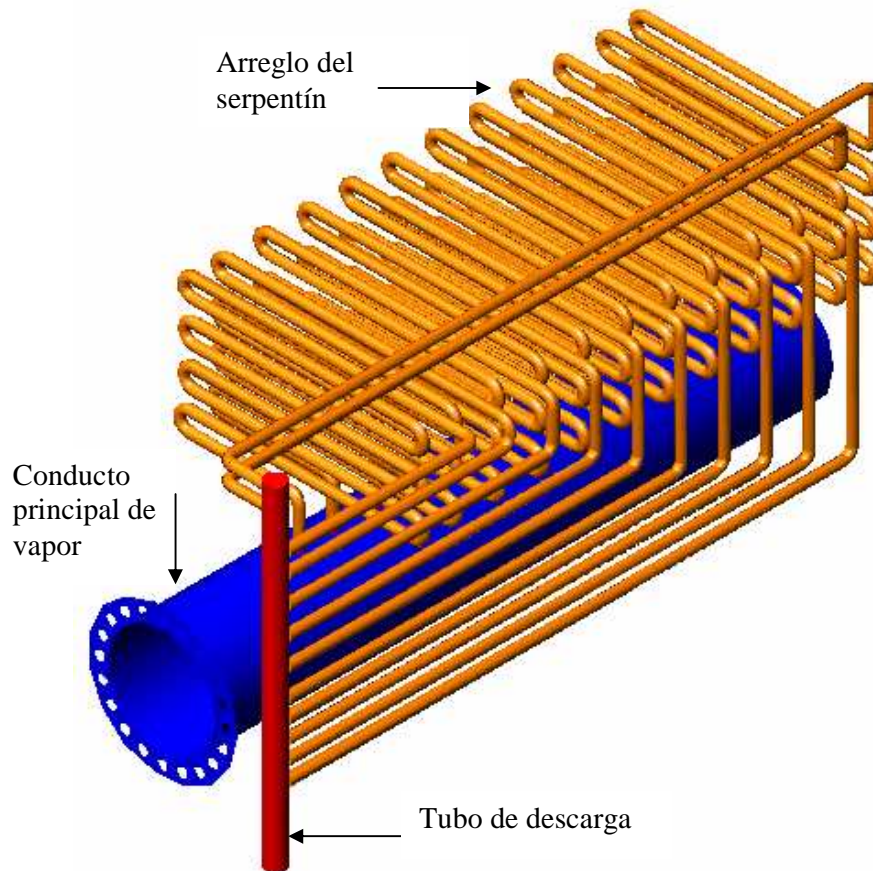
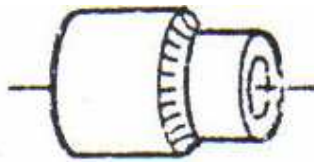


Figura 4.11 Esquema del serpentín de calentamiento.

#### 4.8.4 SOLDADURA DE LA LINEA DE VAPOR

La línea será conformada por varios conductos, los cuales deben sellarse en cada uno de sus extremos; esta unión se realizará mediante bridas soldables que se detallan en el anexo 7.

Para realizar la unión de la brida al conducto de vapor se ha seleccionado el proceso de soldadura SMAW, posición 5F.



**Figura 4.12: Posición de soldadura 5F**

Según la clasificación AWS A 5.4 se ha seleccionado el electrodo E308L-16, el cual es apropiado para soldar acero inoxidable en todas las posiciones de soldeo.

El ajuste de los pernos en las bridas se lo realizara de acuerdo al anexo 8, para asegurar que no existirá ningún escape de vapor en la línea.

## CAPITULO V

### 5.1 ANÁLISIS ECONÓMICO <sup>(11)</sup>

Para la realización del proyecto es necesario efectuar un análisis económico en el cual se justifique la viabilidad del mismo. El análisis económico contempla aspectos como el costo de la inversión y el tiempo en el cual es posible recuperarla mediante los ingresos obtenidos con el proyecto.

Para establecer el tiempo de retorno de la inversión es necesario estimar los siguientes flujos de efectivo:

- Ahorro en el consumo de vapor
- Inversión inicial
- Costos de operación y mantenimiento

#### 5.1.1 AHORRO EN EL CONSUMO DE VAPOR

Recuérdese que parte del vapor generado es utilizado en el calentamiento del agua de alimentación a las calderas.

El proyecto tiene como objetivo elevar la temperatura actual del agua desde 20°C hasta una temperatura que esta en un intervalo de 30 – 40 °C; por lo tanto se verificará una reducción en el consumo de vapor utilizado para este calentamiento.

Con criterio conservador se utiliza la temperatura de 30°C para la determinación del ahorro de vapor, cuyo valor corresponde a 41,41 kg/hr El balance energético se muestra en el anexo 4.

La determinación del costo nominal del vapor incluye todos los costos involucrados con la generación de vapor, tales como consumo de bunker, costo de la energía eléctrica utilizada, mano de obra, costos de mantenimiento, reparaciones mayores, depreciación ,etc. Los valores de los costos mencionados se muestran en el anexo 5.

Una vez obtenido el ahorro de vapor, se puede calcular el ahorro económico con la ecuación 5.1 conociendo el costo nominal de un Kilogramo de vapor producido. La empresa dispone de este valor y es igual a 0.017 USD/kg.

$$CA_{AV} = AV * CNV * tiempo - operación \text{ [USD/año]} \quad (5.1)$$

Donde:

$CA_{AV}$  = Costo anual del ahorro de vapor [USD/año]

$AV$  = Ahorro de vapor [kg/hr]

$CNV$  = Costo nominal del vapor [USD/kg]

$$CA_{AV} = 41,41 \frac{Kg}{hr} * 0.017 \frac{USD}{Kg} * 6336 \frac{hr}{año}$$

$$CA_{AV} = 4.460,74 \frac{USD}{año}$$

### 5.1.2 COSTO DE MATERIALES Y ACCESORIOS

El mayor costo del proyecto está localizado en la tubería, pero existen costos adicionales debido a los accesorios y aislamientos utilizados en su instalación.

La empresa dispone de algunos de estos materiales, como son válvulas y soportes.

Estos costos forman parte de lo que llamaremos inversión inicial y se detallan en la tabla 5.1. En la inversión inicial también se incluirán costos como son los de diseño de ingeniería y costo de construcción del serpentín de calentamiento.

En la tabla 5.1 se detallan los costos de los accesorios que serán comprados.

Tabla 5.1 costo de inversión inicial

<b>COSTOS DE INVERSIÓN INICIAL</b>			
<b>EQUIPO</b>	<b>Costo unitario\$</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Costo total \$</b>
Tubería de 24 pulg	140	8	1120
Soportes	12	8	96
Tubo cobre 2 pulg	15	153	2295
Válvula compuerta 125*1/2	12.7	3	38.1
Codo de 90°	0.57	4	2.28
Válvula check de	9.24	1	9.24
Trampa de vapor	154	2	308
Válvula compuerta 125*3/4	15.31	2	30.62
Tubo de ½	2.19	1	2.19
Codo de 90°	5.74	180	1033
Tubería de ½ pulg	2.19	1	2.19
Tubería de 1 pulg	3.61	27	97.47
Codo de 90° de 1 pulg	0.97	13	12.61
Válvula de globo 1”*125	26.4	1	26.4
Aislamiento tanque	7.20	94	676.8
Aislamiento tubería	3.60	60	216
Restauración de tanque	600		600
Costo construcción serpentín	300		300
Costo diseño	600		600
<b>INVERSIÓN INICIAL</b>			<b>6568</b>

### 5.1.3 COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO

En este proyecto los flujos de efectivo referentes a los costos de operación y mantenimiento son estimaciones realizadas por el personal que labora en la Cervecería Andina S.A. Estos flujos son cantidades basadas en la experiencia de dicho personal, y se consideran en una cantidad anual de 600USD/año.

## **5.2 VALOR ANUAL NETO (VAN)**

El VAN es el valor anual uniforme equivalente de todos los ingresos y desembolsos, estimados durante el ciclo de vida del proyecto que se evalúa de acuerdo a la ecuación 5.2.

El VAN debe calcularse exclusivamente para un ciclo de vida. Por lo tanto, no es necesario emplear el mínimo común de las vidas para el análisis, como en el caso de los análisis del valor presente y valor futuro. Por lo tanto, el cálculo del VAN durante el ciclo de vida de un proyecto determina, el VAN para todos los ciclos de vida futuros.

El método del valor anual por lo común es la técnica de evaluación más sencilla de llevar a cabo cuando se especifica la tasa mínima atractiva de rendimiento (TMAR).

La alternativa elegida posee el menor costo anual equivalente (alternativas de servicio) o el mayor ingreso equivalente (alternativas de ingresos).

Para una alternativa o proyecto el  $VAN \geq 0$  , alcanza o rebasa la TMAR.

La TMAR es una tasa de referencia sobre la cual se analiza la viabilidad de un proyecto. La TMAR es establecida por dirección (financiera) y se utiliza como criterio para valorar la TR (tasa de rendimiento).

Si se tiene:

## **5.3 BENEFICIO / COSTO (B/C)**

La relación Beneficio/costo es una herramienta para verificar si el proyecto es conveniente económicamente. Existen diversas variaciones de la razón B/C; sin embargo, el enfoque fundamental es el mismo. Todos los cálculos de costos y beneficios deberán convertirse a una unidad monetaria de equivalencia común, las equivalencias para valor presente (VP) y valor anual (VA) se utilizan más que las del valor futuro (VF), a la tasa de descuento (tasa de interés). La razón convencional B/C se calcula de la siguiente manera:

$$\frac{B}{C} = \frac{VP \text{ de beneficios}}{VP \text{ de costos}} = \frac{VA \text{ de beneficios}}{VA \text{ de costos}} = \frac{VF \text{ de beneficios}}{VF \text{ de costos}} \quad (5.3)$$

La convención de signos para el análisis B/C consiste en signos positivos; así, los costos irán precedidos por un signo (+). Los contrabeneficios se consideran de diferentes maneras, dependiendo del modelo que se utilice.

Más comúnmente, los contrabeneficios se restan de los beneficios y se colocan en el numerador. La directriz de la decisión es simple:

Si  $B/C \geq 1.0$  se determina que el proyecto es económicamente aceptable para los estimados y la tasa de descuento aplicada.

Si  $B/C < 1.0$  el proyecto no es económicamente aceptable.

Si el valor de B/C es igual o está muy cerca de 1.0, los factores no económicos ayudarán a tomar la decisión de la mejor alternativa.

#### **5.4 TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)**

La tasa interna de retorno se define como la tasa pagada sobre el saldo no pagado del dinero obtenido en préstamo, o a la tasa ganada sobre el saldo no recuperado de una inversión, de forma que el pago o entrada final iguala el saldo exactamente a cero con el interés considerado.

Para determinar la tasa de rendimiento en una serie de flujo de efectivo se utiliza la ecuación TIR con relaciones de VP o VA. El valor presente de los costos o desembolsos ( $VP_D$ ) se iguala al valor presente de los ingresos o recaudación ( $VP_R$ ). En forma equivalente, ambos pueden restarse e igualarse a cero. Es decir, se resuelve para  $i$  usando,

$$VP_D = VP_R$$

$$0 = -VP_D + VP_R$$

El enfoque de valor anual utiliza los valores VA en la misma forma para resolver  $i$ .

$$VA_D = VA_R$$

$$0 = -VP_D + VA_R$$

El valor de  $i$  que hace que estas ecuaciones numéricas sean correctas se llama  $i^*$ . Es la raíz de la relación TIR. Para determinar si la serie de flujo de efectivo de la alternativa es viable, se compara  $i^*$  con la TMAR establecida.

Si  $i^* \geq \text{TMAR}$ , se acepta la alternativa como económicamente viable.

Si  $i^* < 0$ , la alternativa no es económicamente viable.

## 5.5 CALCULOS

Para el cálculo del VAN se tomará una tasa mínima atractiva de retorno de 15% en un periodo de 10 años.

Por lo tanto,

Tabla 5.2: Flujos de efectivo

Flujo de efectivo	Valor [USD]
Ahorro en el consumo de vapor	6800USD/año
Inversión inicial	6568 USD
Costos de operación y mantenimiento	600 USD/año

$$VAN = -\text{Inversión.inicial} * (A / P, i, n) + \text{cantidad..anual} \quad (5.2)$$

$$VAN = -6568 \left[ \frac{0.15(1+0.15)^{10}}{(1+0.15)^{10} - 1} \right] + 6800 - 600$$

$$VAN = 4891$$

La razón B/C convencional, probablemente la más ampliamente utilizada, se calcula de la siguiente manera:

$$B/C = \frac{(\text{beneficios} - \text{contrabeneficios})}{\text{costos}} = \frac{B - CB}{C}$$



En el análisis anterior ya se determinó el VAN para todos los flujos de efectivo, por lo tanto reemplazando estos datos en la ecuación se tiene que la razón B/C es equivalente a 4.7

La tasa interna de retorno se determina de la ecuación 5.4.

$$0 = -(Inversión) - (costos..operación) \left[ \frac{(1+i^*)^n - 1}{i^*(1+i^*)^n} \right] + (ahorro..vapor) \left[ \frac{(1+i^*)^n - 1}{i^*(1+i^*)^n} \right] \quad (5.4)$$

Considerando una tasa de retorno de 15% para el presente proyecto, se determina que el costo de la inversión es recuperada en 1 año y tres meses.

Tabla 5.3: Resultados del análisis económico

<b>RESULTADOS DEL ANÁLISIS ECONÓMICO</b>	
VALOR ANUAL NETO (VAN)	4891
BENEFICIO/COSTO (B/C)	4.7
TASA INTERNA DE RETORNO	1.3años

Como puede apreciarse el valor numérico del VAN es mayor que cero; por lo tanto el proyecto rebasa la tasa mínima atractiva de retorno esperada; el proyecto es totalmente viable de acuerdo a este análisis.

Del análisis de la razón B/C se concluye que su valor es mayor que 1.0; por lo tanto el proyecto es económicamente aceptable.

## CAPITULO VI

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 6.1 CONCLUSIONES

- El sistema de condensación diseñado es capaz de eliminar la contaminación visual causada por la emanación libre de vapor a la atmósfera.
- La implantación del sistema de condensación permite el aprovechamiento de la energía térmica disponible a través del intercambio de calor con un fluido de enfriamiento utilizado en otro proceso además del ahorro de vapor que se produce en las calderas
- Se ha seleccionado un tanque de calentamiento con serpentín interno para el proceso de condensación, debido a que se requiere de un periodo de almacenamiento para el agua mientras alcanza la temperatura requerida.
- Del análisis económico realizado se concluye que la implantación del sistema de condensación, es factible, puesto que el tiempo en el que se recupera la inversión es aceptable.
- El arreglo geométrico diseñado para el serpentín permite cubrir el requerimiento del área de transferencia de calor para alcanzar la temperatura establecida
- El sistema diseñado es capaz de reducir al mínimo las pérdidas de presión de vapor debidas a la fricción y a la reducción del diámetro.

## 6.2 RECOMENDACIONES

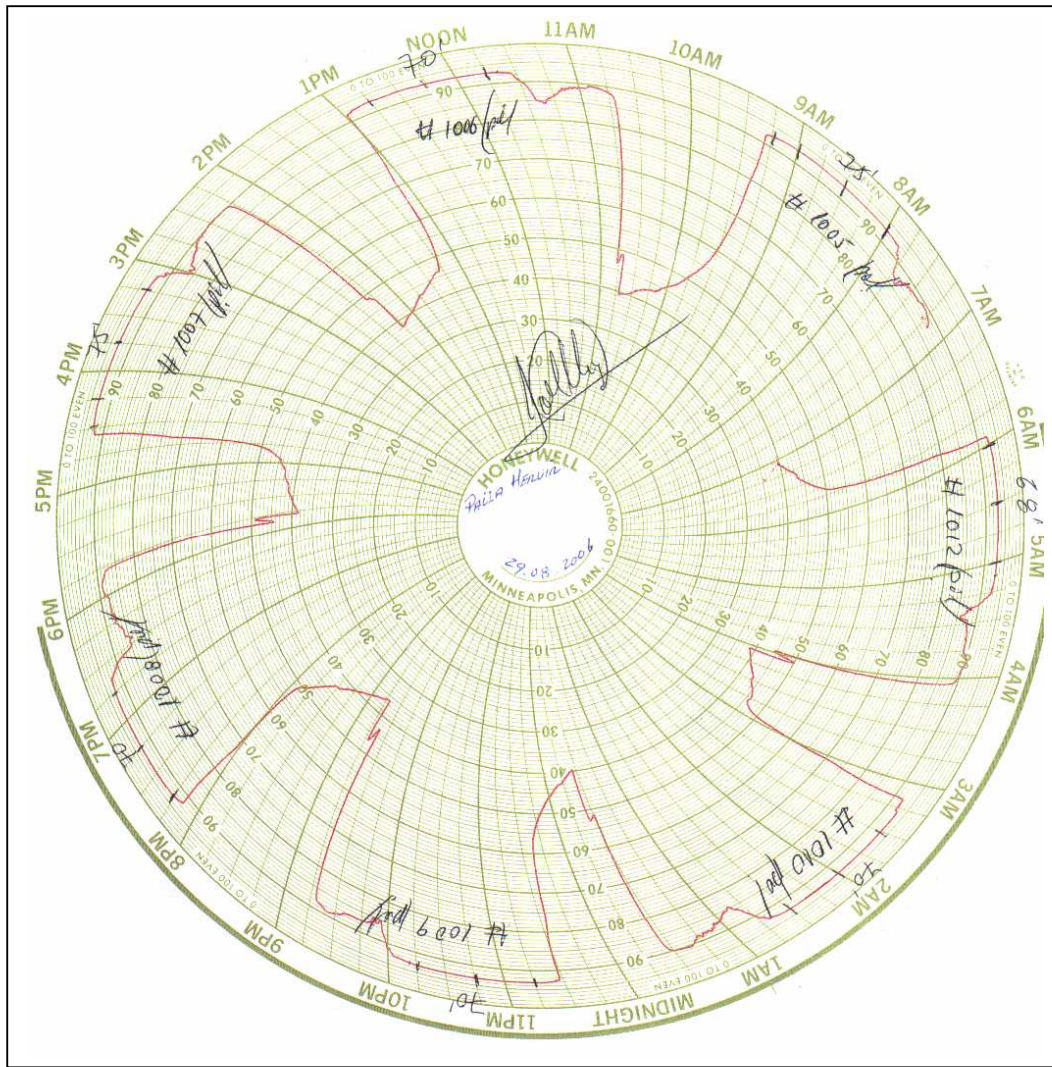
- Se recomienda la elaboración de un programa de mantenimiento preventivo para todo el sistema de condensación; especialmente en lo que tiene que ver con la limpieza de la tubería; para lograr un óptimo funcionamiento del sistema y alargar la vida útil del mismo.
- Es importante tener cuidado en el proceso de conformación del serpentín. Deben evitarse las deformaciones excesivas para mantener el periodo de vida útil.
- Es importante el control de la carga de condensado durante el transporte de vapor hacia el serpentín con el objetivo de aprovechar al máximo el calor latente disponible en la acción de calentamiento del agua y evitar pérdidas de calor hacia el ambiente. Este control se logra con un adecuado aislamiento de la tubería.
- Es importante mantener en buen estado el aislamiento térmico, esto se logra mediante el recubrimiento del aislamiento con láminas de acero inoxidable en todo el trayecto de la tubería.

**BIBLIOGRAFIA:**

1. FOX, R; Introducción a la Mecánica de Fluidos; Mc Graw Hill; México; 1995.
2. PERRY, R; Manual del Ingeniero Químico; Volumen II; 7<sup>ma</sup> edición; Mc Graw Hill, México; 2001.
3. HOLMAN; J.; Transferencia de Calor; Mc Graw Hill; España; 1998.
4. INCROPERA, F; Fundamentos de Transferencia de Calor, Editorial Prentice Hall; México; 1996.
5. WELTY, J; Transferencia de Calor; editorial LIMUSA; México; 1994.
6. KERN, D; Procesos de Transferencia de Calor; Editorial Continental; México; 1965.
7. KREITH, F; Principios de Transferencia de Calor, 6<sup>ta</sup> edición, Thomson, Madrid, 2002.
8. CENGEL, Y; Transferencia de Calor; 2<sup>da</sup> edición; Mc Graw Hill; México; 2004.
9. CENGEL, Y; Termodinámica; 4<sup>ta</sup> edición; Mc Graw Hill; México; 2003.
10. INEN; Dibujo Técnico-Mecánico; Ecuador
11. TARKIN, B; Ingeniería Económica; Mc Graw Hill; México; 1993.
12. SISTEMAS DE VAPOR Y BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO EN LNDUSTRIA; AEIM; 2004

## **ANEXOS**

**ANEXO 1**  
**REGISTRO DE LA OLLA DE HERVIR**



Siempre que se inicia el proceso en la paila de hervir, el operador registra el volumen inicial inyectado, además el tiempo y la temperatura del proceso se realiza con la ayuda de un Martin Decker de temperatura.

El mosto alcanza su punto de ebullición al poco tiempo de comenzar la recirculación a través del serpentín de calentamiento cuando se alcanza la temperatura de 93°C,.

Después de mantener la ebullición por un lapso de 90 minutos se procede al trasvase de este mosto hacia la sección de frío denominada wirpool en donde continúa su proceso.

**ANEXO 2**  
**PLANOS DEL SISTEMA DE CONDENSACIÓN**



**ANEXO 3**  
**ESPEJOR OPIMO DE AISLAMIENTO**

## DETERMINACIÓN DEL ESPESOR DE AISLAMIENTO ÓPTIMO

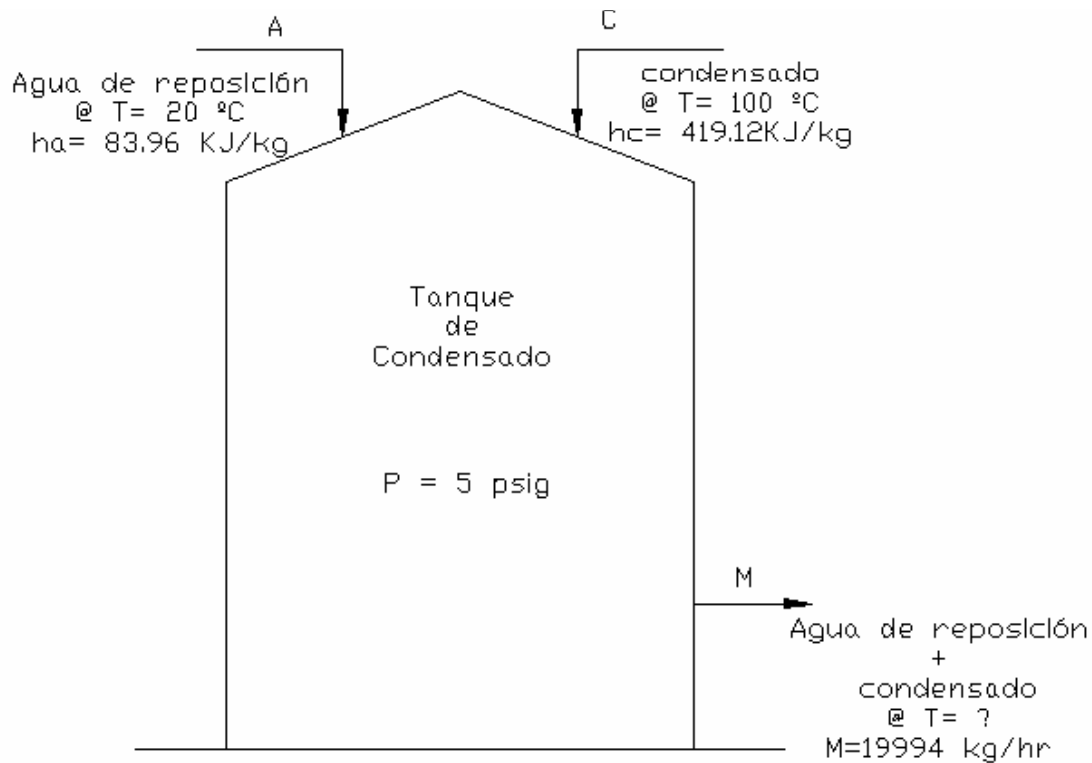
Rcr(m)	Ri(m)	(Rcr-Ri)	(Rcr/Ri)	R"cond
0,025	0,025	0	1,000E+00	0,000E+00
0,026	0,025	0,001	1,040E+00	1,643E-01
0,027	0,025	0,002	1,080E+00	3,223E-01
0,028	0,025	0,003	1,120E+00	4,747E-01
0,029	0,025	0,004	1,160E+00	6,216E-01
0,03	0,025	0,005	1,200E+00	7,636E-01
0,031	0,025	0,006	1,240E+00	9,009E-01
0,032	0,025	0,007	1,280E+00	1,034E+00
0,033	0,025	0,008	1,320E+00	1,163E+00
0,034	0,025	0,009	1,360E+00	1,288E+00
0,035	0,025	0,01	1,400E+00	1,409E+00
0,036	0,025	0,011	1,440E+00	1,527E+00
0,037	0,025	0,012	1,480E+00	1,642E+00
0,038	0,025	0,013	1,520E+00	1,754E+00
0,039	0,025	0,014	1,560E+00	1,862E+00
0,04	0,025	0,015	1,600E+00	1,969E+00
0,041	0,025	0,016	1,640E+00	2,072E+00
0,042	0,025	0,017	1,680E+00	2,173E+00
0,043	0,025	0,018	1,720E+00	2,271E+00
0,044	0,025	0,019	1,760E+00	2,368E+00
0,045	0,025	0,02	1,800E+00	2,462E+00
0,046	0,025	0,021	1,840E+00	2,554E+00
0,047	0,025	0,022	1,880E+00	2,644E+00
0,048	0,025	0,023	1,920E+00	2,732E+00
0,049	0,025	0,024	1,960E+00	2,818E+00
0,05	0,025	0,025	2,000E+00	2,903E+00

**ANEXO 4**  
**BALANCE DE MASA - ENERGIA**

### TANQUE DE CONDENSADO

El tanque de condensado (figura 1) opera a una presión de 5 psig aquí llega todo el condensado de la planta a 100 °C, actualmente el agua de reposición (agua ablandada) que proviene de los silos de almacenamiento ubicados en la parte superior de la planta, ingresan al tanque a una temperatura de 20 °C, el caudal de agua de reposición inyectado esta en un rango de (45-50) m<sup>3</sup>/día.

Los tanques de condensado casi siempre están bien aisladas ( $q = 0$ ) y no involucran ningún tipo de trabajo ( $w = 0$ ). Además, las energías cinética y potencial de las corrientes de fluido suelen ser despreciables ( $ec = 0$ ,  $ep = 0$ ). En consecuencia, todo lo que queda en el balance de energía corresponde a las energías totales de las corrientes entrantes y de la mezcla saliente.



**Figura A4.1: esquema del Tanque de condensado**

El balance de masa:

$$m_{entra} = m_{sale}$$

$$A + C = M$$

Donde.

A = flujo de agua de reposición

C = flujo de condensado

M = flujo de agua de reposición más condensado

$$C = M - A$$

$$C = 19994 \text{ kg/hr} - 3220,31 \text{ kg/hr}$$

$$C = 16773,69 \text{ kg/hr}$$

El balance de energía:

$$E_{entra} = E_{sale}$$

$$A h_a + C h_c = M h_m$$

$$h_m = \frac{A h_a + C h_c}{M}$$

$$h_m = \frac{3220,31 \times 83,96 + 16773,69 \times 419,12}{19994}$$

$$h_m = 365,13 \text{ KJ / kg} \Rightarrow T = 87,1^\circ \text{ C}$$

## ELIMINACIÓN DE GASES DISUELTOS

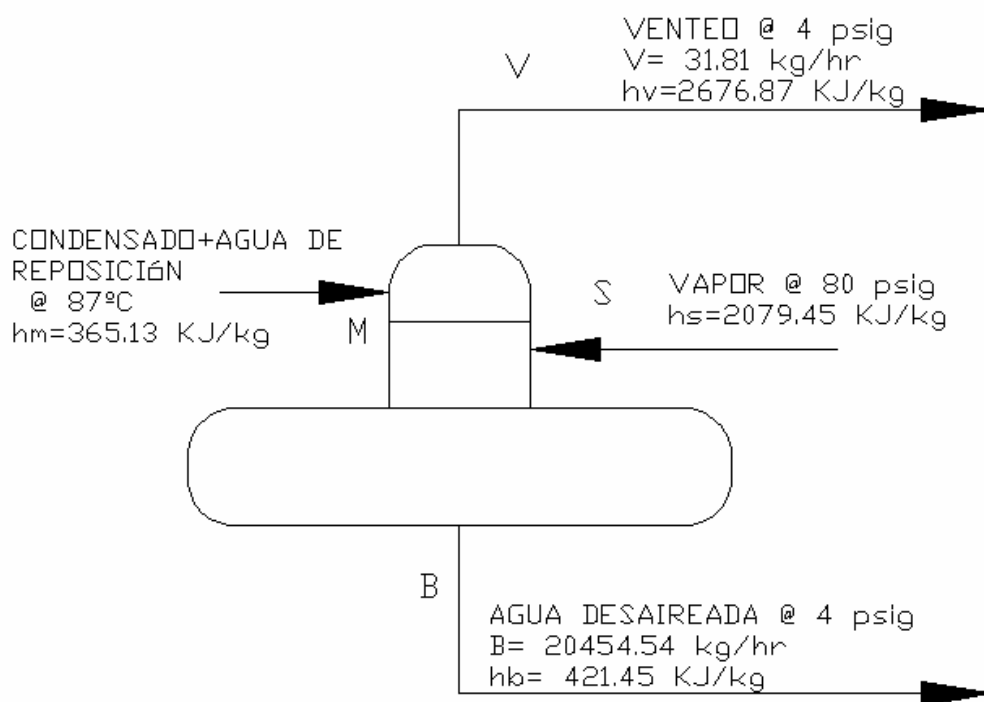
Una vez eliminados los sólidos en suspensión, los sólidos disueltos y, en caso de ser necesario, los microorganismos, en esta etapa del tratamiento externo de un agua de alimentación para caldera, es necesario eliminar los gases disueltos.

El interés fundamental es eliminar el oxígeno por ser causante de fenómenos de corrosión muy peligrosos.

El desaireador es un equipo que por medio de la inyección de vapor seco tiene como objetivo elevar la temperatura de la mezcla de condensado más el agua de reposición que proviene del tanque de mezcla a una temperatura de 87.1 °C,

hasta la temperatura de saturación correspondiente a una presión de 4 psig, con esta acción se consigue separar los gases disueltos como CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, principales causantes de corrosión en las calderas y tuberías.

El agua desaireada que se obtiene se conduce hacia las calderas a una temperatura aproximada de 101 °C, su propósito es disminuir la energía utilizada para conseguir su evaporación, puesto que esta agua ya contiene una cierta cantidad de energía almacenada en forma de energía sensible.



**Figura A4.2: Esquema del desaireador.**

El balance de masa:

$$m_{entra} = m_{sale}$$

$$M + S = V + B$$

Donde:

M = flujo de agua de reposición más condensado

S = flujo de vapor

V = flujo de venteo de gases disueltos

B = flujo de agua desaireada

$$M = V + B - S$$

$$M = 31,81 + 20454,54 - S$$

$$M = 20486,35 - S$$

El balance de energía para el desaireador es el siguiente:

$$E_{entra} - E_{sale} = \Delta E_{sistema}$$

$$\Delta E_{sistema} = 0 \quad (\text{Sistema estable})$$

$$E_{entra} = E_{sale}$$

$$M \times h_m + S \times h_s = V \times h_v + B \times h_b$$

$$(20486,35 - S) \times 365,13 + S \times 2079,35 = 31,81 \times 2676,87 + 20454,54 \times 421,45$$

$$7480333,21 - 365,13 S + 2079,35 S = 85.151,23 + 8620.565,88$$

$$1714,22 S = 1225383,89$$

$$\mathbf{S = 714,83 \text{ kg/hr}}$$

$$M = 20486,35 - 714,83$$

$$M = 19771,52 \text{ kg/hr}$$

Con la implantación del diseño se prevé el aumento de temperatura del agua de reposición en un rango de 30° C a 40° C.

Balance de energía en el tanque de condensado:

**Agua de reposición @ 30° C,  $h_a = 125,59 \text{ KJ/kg}$**

$$A h_a + C h_c = M h_m$$

$$h_m = \frac{A h_a + C h_c}{M}$$

$$h_m = \frac{3220,31 \times 125,59 + 16773,67 \times 419,12}{19994}$$

$$h_m = 371,84 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}} \Rightarrow T = 88,8^\circ \text{C}$$

Balance de energía en el desaireador:

Agua de reposición más condensado @ 88 °C,  $h_m = 371,84$  KJ/kg

$$M \times h_m + S \times h_s = V \times h_v + B \times h_b$$

$$19771,52 \times 371,84 + S \times 2079,35 = 31,81 \times 2676,87 + 20454,54 \times 421,45$$

$$7351841,99 + 2079,35 S = 85151,23 + 8620565,88$$

$$2079,35 S = 1353875,11$$

$$\mathbf{S = 651,10 \text{ kg/hr}}$$

Balance de energía en el tanque de condensado:

**Agua de reposición @ 40° C,  $h_a = 167,46$  KJ/kg**

$$A h_a + C h_c = M h_m$$

$$h_m = \frac{A h_a + C h_c}{M}$$

$$h_m = \frac{3220,31 \times 167,46 + 16773,67 \times 419,12}{19994}$$

$$h_m = 378,58 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}} \Rightarrow T = 91,1^\circ \text{C}$$

Balance de energía en el desaireador:

Agua de reposición más condensado @ 91° C,  $h_m = 378,58$  KJ/kg

$$M \times h_m + S \times h_s = V \times h_v + B \times h_b$$

$$19771,52 \times 378,58 + S \times 2079,35 = 31,81 \times 2676,87 + 20454,54 \times 421,45$$

$$7485102,04 + 2079,35 S = 85151,23 + 8620565,88$$

$$2079,35 S = 1220615,06$$

$$\mathbf{S = 587,01 \text{ kg/hr}}$$



**ANEXO 5**  
**COSTO DEL KILOGRAMO DE VAPOR**

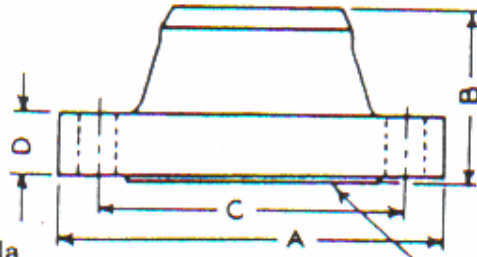
## COSTO DEL VAPOR A SEPT-04

		<b>SEPT-2004</b>		
PRODUCCIÓN DE VAPOR		3,612,143.00		<b>KG.</b>
HORAS DE OPERACIÓN		634.00		<b>HORAS</b>
CONSUMO DE BUNKER		62,806.00		<b>GAL</b>
COSTO DE BUNKER		0.75		<b>\$/GAL</b>
	<b>HR.CALDERO3 380</b>	57.51		
COSTO KW-HR	SA 0.090 HR,CALDERO5 254	POR MES 2,326.32		<b>USD </b>
CONSUMO DE ELECTRICIDAD: (60KW X Hr.C3+12KW*Hr.C5)*\$KW-HR		47,405.97		<b>USD</b>
COSTO DEL BUNKEF S/. 0.750 MANO DE OBRA: MANTENIMIENTO:		840.00		<b>USD</b>
REPARACIÓN MAYOR: DEPRECIACIÓN: SUMAN:		1,320.00		<b>USD</b>
COSTO DE UN KG. DE VAPOR:		3,550.00		<b>USD</b>
		<u>3,400.00</u>		<b>USD USD</b>
		58,842.29		
		0.02		<b>USD/KG.</b>

		<b>MARZO-2006</b>	
		3,856,770.00	<b>KG.</b>
		814.00	<b>HORAS</b>
		70,563.00	<b>GAL</b>
		S/. 0.746	<b>\$/GAL</b>
		54.66	<b>KG/GL</b>
		<b>POR MES</b>	
		2,465.60	<b>USD</b>
		52,640.00	<b>USD</b>
		1,777.22	<b>USD</b>
		3,974.64	<b>USD</b>
		990.68	<b>USD</b>
		<u>1,888.85</u>	<b>USD</b>
		63,736.98	<b>USD</b>
		0.017	<b>USD/KG.</b>

**ANEXO 6**  
**BRIDAS SOLDABLES**

## BRIDAS DE CUELLO SOLDABLE, 150 LB



A = D.E. de la brida

B = Longitud del cubo

C = Diámetro del círculo de agujeros de tornillos

D = Espesor de la brida

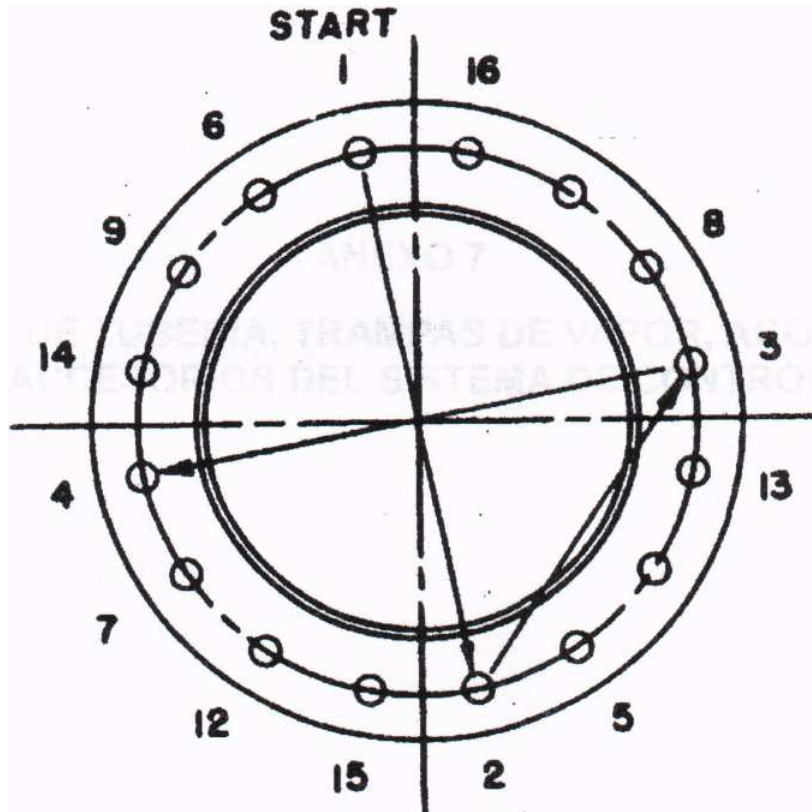
CARA CON RESALTO DE  $\frac{1}{16}$ "Los agujeros de tornillos son  $\frac{1}{4}$  pulgadas mayores que el diámetro de los tornillos

Tamaño nominal del tubo	A pulgadas	B pulgadas	C pulgadas	D pulgadas	No. de agujeros	Diám. de los tornillos pulgs
$\frac{1}{2}$	$3\frac{1}{2}$	$1\frac{7}{8}$	$2\frac{3}{8}$	$\frac{7}{16}$	4	$\frac{1}{2}$
$\frac{3}{4}$	$3\frac{7}{8}$	$2\frac{1}{16}$	$2\frac{3}{4}$	$\frac{1}{2}$	4	$\frac{1}{2}$
1	$4\frac{1}{4}$	$2\frac{3}{16}$	$3\frac{1}{8}$	$\frac{9}{16}$	4	$\frac{1}{2}$
$1\frac{1}{4}$	$4\frac{5}{8}$	$2\frac{1}{4}$	$3\frac{1}{2}$	$\frac{5}{8}$	4	$\frac{1}{2}$
14	21	5	$18\frac{3}{4}$	$1\frac{3}{8}$	12	1
16	$23\frac{1}{2}$	5	$21\frac{1}{4}$	$1\frac{7}{16}$	16	1
18	25	$5\frac{1}{2}$	$22\frac{3}{4}$	$1\frac{9}{16}$	16	$1\frac{1}{8}$
20	$27\frac{1}{2}$	$5\frac{11}{16}$	25	$1\frac{11}{16}$	20	$1\frac{1}{8}$
24	32	6	$29\frac{1}{2}$	$1\frac{7}{8}$	20	$1\frac{1}{4}$

**ANEXO 7**  
**AJUSTE DE PERNOS**

### PROCESO DE AJUSTE DE LOS PERNOS DE LAS BRIDAS:

Es recomendable que todos los pernos estén ajustados uniformemente y diametralmente escalonados como se indica en la figura, excepto para altas presiones en las que las instrucciones de manufactura deben ser seguidas de acuerdo a los requerimientos de las normas ASME:





## ÍNDICE GENERAL

<b>RESUMEN.....</b>	<b>1</b>
<b>PRESENTACIÓN.....</b>	<b>2</b>
<b>CAPÍTULO I .....</b>	<b>3</b>
CONCEPTOS BÁSICOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.....	3
1.1  PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR .....	
1.1.1  CONDUCCIÓN.....	3
1.1.2  RADIACIÓN .....	4
1.1.3  CONVECCIÓN.....	5
1.1.4  COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR.....	6
1.1.5  ENFRIAMIENTO EVAORATIVO .....	6
1.1.6  COEFICIENTE DE CONVECCIÓN PARA FLUJO INTERNO EN TUBERÍAS .....	7
1.1.7  FACTOR DE IMPUREZA .....	8
1.2  INTERCAMBIADORES DE CALOR .....	9
1.2.1  CLASIFICACIÓN DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR .....	9
1.2.1.1  Recuperadores .....	9
1.2.1.1.1  Intercambiador de calor de doble tubo.. .....	10
1.2.1.1.2  Intercambiador de calor compactos. ....	10
1.2.1.1.3  Intercambiador de calor de coraza y tubos.....	10
1.2.1.1.4  Intercambiador de calor de placas. ....	10
1.2.1.2  Regeneradores .....	10
1.2.1.2.1  Configuración de matriz fija.....	11
1.2.1.2.2  Regenerador rotatorio. ....	11
1.2.1.3  Intercambiadores de calor de contacto directo.....	11
1.2.2  CLASIFICACION DE SERPENTINES .....	11
1.2.2.1  Serpentines Estampados.....	11
1.2.2.2  Serpentines Tubulares.....	11
1.2.2.2.1  Serpentines helicoidales y en espiral. ....	12
1.2.2.2.2  Serpentines tipo horquilla.....	17
1.3  FUNDAMENTOS DE LOS SISTEMAS DE VAPOR.....	12
1.3.1  FORMACIÓN DEL VAPOR .....	12
1.3.2  MEZCLA SATURADA DE LÍQUIDO-VAPOR.....	14
1.3.2.1  Calidad de la mezcla líquido vapor (x) .....	14



1.4	TRAMPA DE VAPOR .....	16
1.4.1	TIPOS DE TRAMPAS DE VAPOR .....	16
1.4.1.1	Balde invertido.....	16
1.4.1.2	Flotador y termostato.....	16
1.4.1.3	Termodinámicas o de disco.....	17
1.4.1.4	Termostáticas.....	17
1.5	VAPOR COMO MEDIO DE CALENTAMIENTO.....	17
<b>CAPÍTULO II .....</b>		<b>19</b>
PROCESO DE ELABORACIÓN DE LA CERVEZA.....		19
2.1	ETAPAS DEL PROCESO DE ELABORACION .....	19
2.1.1	ETAPA 1: SALA DE COCIMIENTO .....	19
2.1.1.1	Recepción y transporte de la materia prima .....	19
2.1.1.2	Cocimiento del arroz .....	20
2.1.1.3	Maceración .....	20
2.1.1.4	Filtración .....	21
2.1.1.5	Recuperación.....	22
2.1.1.6	Cocción.....	22
2.1.2	ETAPA 2: SALA DE FRIO .....	23
2.1.2.1	Sedimentación .....	24
2.1.2.2	Enfriamiento.....	24
2.1.2.3	Fermentación.....	24
2.1.2.4	Maduración o reposo .....	24
2.1.2.5	Filtración .....	24
2.1.3	ETAPA 3: SALA DE EMBOTELLADO .....	25
2.1.3.1	Despaletizadora .....	25
2.1.3.2	Desencajonadora.....	25
2.1.3.3	Lavadora de cajas.....	25
2.1.3.4	Lavadora de botellas.....	25
2.1.3.5	Inspectores de botella vacía .....	25
2.1.3.6	Envasadora o llenadora .....	26
2.1.3.7	Pasteurizadora.....	31
2.1.3.8	Etiquetadora .....	26
2.1.3.9	Inspectores de botella llena .....	26
2.1.3.10	Encajonadora.....	26
2.1.3.11	Paletizadora.....	26

2.2	COCCIÓN .....	28
2.2.1	AUTOCLAVE.....	28
2.2.1.1	Alimentación del arrocillo.....	29
2.2.1.2	Alimentación de agua.....	30
2.2.1.3	Sistema de calentamiento.....	30
2.2.1.4	Recuperación del condensado.....	30
2.2.1.5	Trasvase de la mezcla.....	31
2.2.2	MACERADOR.....	32
2.2.2.1	Alimentación de malta.....	32
2.2.2.2	Tanque de remojo.....	32
2.2.2.3	Trituración de la malta .....	33
2.2.2.4	Sistema Hidráulico .....	33
2.2.2.5	Alimentación de vapor .....	33
2.2.2.6	Cocción de la malta .....	33
2.2.3	FILTRO .....	35
2.2.3.1	Sistema Hidráulico .....	35
2.2.3.1.1	Aguas arriba.....	35
2.2.3.1.2	Aguas abajo.....	35
2.2.3.2	Agitadores .....	35
2.2.3.3	Trasvase del mosto.....	36
2.2.4	PAILA RECUPERADORA .....	37
2.2.4.1	Sistema de vapor.....	37
2.2.4.2	Trasvase.....	37
2.2.5	PAILA DE HERVIR.....	38
2.2.5.1	Sistema de calentamiento.....	38
<b>CAPÍTULO III</b>	.....	<b>40</b>
3.1	ANÁLISIS DE LA DISPONIBILIDAD DE VAPOR .....	40
3.1.1	DETERMINACIÓN DE LA MASA DE VAPOR GENERADO EN EL MACERADOR EN UN CICLO DE PRODUCCIÓN .....	40
3.1.1.1	Procedimiento de cálculo.....	40
3.1.1.2	Determinación de la calidad de la mezcla saturada líquido-vapor.....	43
3.1.2	DETERMINACIÓN DE LA MASA DE VAPOR GENERADO EN LA PAILA DE HERVIR EN UN CICLO DE PRODUCCIÓN .....	44
3.1.2.1	Procedimiento de cálculo.....	44
3.1.2.2	Determinación de la calidad de la mezcla saturada líquido-vapor.....	47

3.1.2.3	Eficiencia de la paila de hervir .....	47
3.1.2.3.1	<i>Análisis</i> .....	48
3.2	ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS PARA LA RECIRCULACIÓN DEL FLUIDO DE ENFRIAMIENTO .....	50
3.2.1	SALA DE FUERZA .....	50
3.2.2	SALA DE ENVASE 3.....	51
3.2.2.1	Baños de envase 3 .....	51
3.2.2.2	Mangueras para el aseo de la sección de envase .....	53
3.3	SELECCIÓN DEL TIPO DE AGUA A UTILIZARSE COMO MEDIO DE ENFRIAMIENTO .....	53
3.3.1	INVERSIÓN INICIAL .....	54
3.3.2	CANTIDAD ANUAL .....	54
<b>CAPITULO IV</b>	<b>.....</b>	<b>56</b>
	DISEÑO DEL SISTEMA DE CONDENSACIÓN.....	56
4.1	ALCANCE .....	56
4.2	CIRCULACIÓN PROPUESTA PARA EL FLUIDO CALIENTE (VAPOR-CONDENSADO) .....	57
4.3	CIRCULACIÓN DEL FLUIDO FRIO (AGUA ABLANDADA DE REPOSICIÓN) .....	57
4.4	DISEÑO Y SELECCIÓN DEL SISTEMA DE CONDENSACIÓN.....	58
4.5	ANÁLISIS TÉRMICO DEL SISTEMA DE CONDENSACIÓN.....	59
4.5.1	TUBERÍA DE CONDUCCIÓN DE VAPOR .....	60
4.5.1.1	Espesor del aislamiento para la tubería de conducción de vapor.....	65
4.5.2	CALENTAMIENTO Y ENFRIAMIENTO DE TANQUES CON SERPENTINES .....	71
4.5.2.1	Cambio de energía interna $Q$ .....	73
4.5.2.2	Coeficiente de las paredes laterales del tanque $U_s$ .....	78
4.5.2.2.1	Radio de aislamiento crítico <sup>(4)</sup> .....	76
4.5.2.3	Área de las paredes laterales del tanque ( $A_e$ ).....	78
4.5.2.4	Coeficiente del serpentín de calentamiento .....	78
4.6	CAIDA DE PRESIÓN EN EL TUBO SERPENTÍN .....	82
4.7	SELECCIÓN DE TRAMPAS PARA EL SISTEMA DE CONDENSADO <sup>(12)</sup> .....	83
4.7.1	TRAMPEO DE LA TUBERÍA DE CONDUCCIÓN DE VAPOR.....	84
4.7.2	TRAMPEO DEL SERPENTÍN DE CALENTAMIENTO.....	85

4.7.3	<i>DIMENSIONAMIENTO DE LA TUBERÍA DE RETORNO DE CONDENSADO</i> .....	87
4.7.4	<i>DIMENSIONAMIENTO DE LA TUBERÍA DE ALIMENTACIÓN A LOS TANQUES DE CONDENSADO</i> .....	89
4.8	ESPECIFICACIONES MECÁNICAS DEL SISTEMA DE CONDENSACIÓN .....	91
4.8.1	CONDUCTO PARA EL TRANSPORTE DEL VAPOR.....	91
4.8.2	SOPORTES DE LA TUBERÍA DE CONDUCCIÓN.....	92
4.8.3	TUBERÍA DEL SERPENTÍN.....	92
4.8.4	SOLDADURA DE LA LINEA DE VAPOR.....	92
	<b>CAPITULO V</b> .....	<b>94</b>
5.1	ANÁLISIS ECONÓMICO .....	94
5.1.1	AHORRO EN EL CONSUMO DE VAPOR.....	94
5.1.2	COSTO DE MATERIALES Y ACCESORIOS .....	95
5.1.3	COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO .....	96
5.2	VALOR ANUAL NETO (VAN) .....	97
5.3	BENEFICIO / COSTO (B/C).....	97
5.4	TASA INTERNA DE RETORNO (TIR) .....	98
5.5	CALCULOS.....	99
	<b>CAPITULO VI</b> .....	<b>101</b>
	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	101
6.1	CONCLUSIONES.....	101
6.2	RECOMENDACIONES.....	102

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1: Transferencia de calor por conducción .....	8
Figura 1.2: Transferencia de calor por radiación .....	9
Figura 1.3: Transferencia de calor por convección.....	10
Figura 1.4: En espiral con anillo circundante.....	17
Figura 1.5: Tipo horquilla con anillo circundante .....	17
Figura 1.6: Diagrama T-h.....	18
Figura 1.7: Diagrama PoT-v.....	19
Figura 1.8: Diagrama PoT-v.....	20
Figura 2.1: Diagrama de flujo del proceso de elaboración.....	24
Figura 2.2: Diagrama de flujo del proceso en la sala de cocción.....	26
Figura 2.3: Diagrama de flujo de la elaboración de la cerveza en la sala de frío.....	28
Figura 2.4: Diagrama de flujo correspondiente al proceso de embotellado .....	32
Figura 2.5: Esquema general de la instalación de la autoclave .....	36
Figura 2.6: Esquema general de la instalación del macerador. ....	39
Figura 2.7: Esquema general de la instalación del filtro .....	41
Figura 2.8: Esquema general de la instalación de la paila recuperadora.....	42
Figura 2.9: Esquema general de la instalación de la paila recuperadora.....	44
Figura 4.1: Esquema de circulación de los fluidos involucrados.....	63
Figura 4.2: Curva de la caída de presión para diferentes diámetros de tubería.....	70
Figura 4.3: Tubería de conducción.....	72
Figura 4.4: Curva de variación de la carga de condensado.....	76
Figura 4.5: Circuito térmico del tanque .....	79
Figura 4.6: Curva de variación de la resistencia en función del espesor de aislamiento. ....	82
Figura 4.7: Curvas de pérdida de presión de acuerdo al diámetro .....	88
Figura 4.8: Esquema de la instalación .....	89
Figura 4.9: Esquema de la instalación .....	92
Figura 4.10: Dimensionamiento del sistema de recuperación del condensado. ....	94
Figura 4.11: Esquema del serpentín de calentamiento. ....	97
Figura 4.12: Posición de soldadura 5F.....	98
Figura A4.1: Esquema del Tanque de condensado .....	116
Figura A4.2: Esquema del desaireador.....	118

## ÌNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1: Parámetros utilizados en el autoclave .....	25
Tabla 2.2: Parámetros para los enjuagues en el proceso de filtración.....	27
Tabla 2.3: Características de diseño del autoclave .....	33
Tabla 2.4: Características del moto-reductor.....	34
Tabla 2.5: Características del molino de arroz. ....	34
Tabla 2.6: Características del medidor de control. ....	35
Tabla 2.7: Características de la bomba utilizada en el trasvase.....	36
Tabla 2.8: Características del macerador.....	37
Tabla 2.9: Características del agitador N°-1 utilizado en el macerador .....	39
Tabla 2.10: Características del agitador N°-2 utilizado en el macerador .....	39
Tabla 2.11: Características del motor-reductor utilizado en el filtro .....	41
Tabla 2.12: Características del calentador utilizado en la olla de hervir .....	43
Tabla 3.1: Dimensiones del macerador.....	45
Tabla 3.2: Cálculo de la masa de vapor .....	46
Tabla 3.3: Flujo másico de vapor originado en el macerador .....	47
Tabla 3.4: Determinación de la masa de vapor emitido en la paila de hervir en un ciclo de producción.....	50
Tabla 3.5: Flujo másico de vapor originado en la paila de hervir en un ciclo de producción.....	51
Tabla 3.6: Características del calentador de agua .....	57
Tabla 3.7: Parámetros en el uso de agua caliente en los baños .....	57
Tabla 3.8: Parámetros del agua utilizada en la limpieza de la sección .....	58
Tabla 3.9: Análisis de pesos ponderados.....	60
Tabla 4.1: Valores de caída de presión para diferentes diámetros de tubería.....	69
Tabla 4.2: Carga de condensado para varios espesores de aislamiento.....	75
Tabla 4.3: Temperatura alcanzada en la segunda fase de calentamiento.....	86
Tabla 4.4: Pérdidas de presión en la tubería del serpentín. ....	87
Tabla 4.5: Dimensiones recomendadas para piernas colectoras en tuberías principales y ramales.....	90
Tabla 4.6: Iteración de datos para diferentes diámetros de tubería.....	96
Tabla 5.1: Costo de inversión inicial.....	101
Tabla 5.2: Flujos de efectivo .....	104
Tabla 5.3: Resultados del análisis económico.....	105