

**ESTUDIO DE LA EFICIENCIA EN EL SUMINISTRO DE VAPOR PARA LA
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE FRIESLAND COLOMBIA S.A.**

EDUARD BENAVIDES VILLAMARÍN
TRABAJO DE GRADO PARA OPTAR EL TITULO DE
INGENIERO FÍSICO

UNIVERSIDAD DEL CAUCA
FACULTAD DE CIENCIAS NATURALES, EXACTAS Y DE LA EDUCACIÓN
PROGRAMA DE INGENIERIA FISICA
POPAYAN

2008

**ESTUDIO DE LA EFICIENCIA EN EL SUMINISTRO DE VAPOR PARA LA
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE FRIESLAND COLOMBIA S.A.**

EDUARD BENAVIDES VILLAMARÍN

**Trabajo de grado para optar al título de
Ingeniero Físico**

Director

M. Sc. LUIS FERNANDO ECHEVERRI

**UNIVERSIDAD DEL CAUCA
FACULTAD DE CIENCIAS NATURALES, EXACTAS Y DE LA EDUCACIÓN
PROGRAMA DE INGENIERIA FISICA
POPAYAN**

2008

NOTA DE ACEPTACIÓN

Director
M.Sc. Luis Fernando Echeverri

Jurado
M.Sc. Jorge W. Coronel García

Jurado
Ing. Hernando Efraín Caicedo

Fecha de sustentación: Popayán, Agosto 27 de 2008.

Contenido

	Pág.
ÍNDICE DE FIGURAS	VIII
ÍNDICE DE TABLAS	X
GLOSARIO	XI
INTRODUCCIÓN	1
1. Conceptos de Termodinámica	2
1.1. Introducción.....	2
1.2. Definición de Términos.....	2
1.3. Transferencia de Calor.....	4
1.4. Fases de una Sustancia.....	7
1.5. Procesos de Cambio de Fase de Sustancias.....	8
1.5.1. Procesos de Formación del Vapor.....	8
2. Calderas y Combustibles	11
2.1. Introducción.....	11
2.2. Calderas.....	11
2.2.1. Partes Básicas de una Caldera	12
2.2.2. Tipos de Calderas.....	12
2.3. Combustibles.....	15

2.3.1.	Tipos de Combustibles.....	15
3.	Características de la Red de Distribución y del Sistema de Generación de Vapor de Friesland Colombia S.A.	19
3.1.	Introducción.....	19
3.2.	Descripción del Sistema de Distribución.....	19
3.2.1.	Dimensiones de la Red.....	21
3.3.	Descripción del Sistema de Generación de Vapor.....	23
3.3.1.	Calor necesario en la evaporación.....	25
4.	Consumo de Vapor en Friesland Colombia S.A.	29
4.1.	Introducción.....	29
4.2.	Descripción de los procesos de pasteurización. UHT y arequipe.....	29
4.2.1.	Procesos de pasteurización.....	29
4.2.2.	Procesos de UHT.....	30
4.2.3.	Proceso de producción de arequipe.....	31
4.3.	Consumos de Vapor.....	32
4.3.1.	Consumos de vapor para el lavado de los equipos.....	33
4.3.1.1	Lavado de equipos de pasteurización.....	33
4.3.1.2	Lavado de silos en la planta.....	34
4.3.1.3	Lavado de equipos de UHT.....	35
4.3.1.3	Lavado de equipos de para producción de arequipe.....	35
4.3.2.	Procesos de pasteurización.....	36
4.3.3.	Procesos de UHT.....	37
4.3.4.	Procesos para producción de arequipe.....	37

5.	Producción de vapor, Cálculos de Eficiencia y Consumo de Combustible en las calderas	39
5.1.	Introducción.....	39
5.2.	Medida Experimental del Vapor Generado por las Calderas.....	39
5.2.1.	Características del dispositivo para la medición de caudal.....	40
5.2.2.	Datos Obtenidos Experimentalmente por el Dispositivo Venturi...	42
5.2.3.	Calculo de Caudal Limitado con Válvula Reguladora de presión...	44
5.2.4.	Calculo de Caudal sin Válvula Reguladora de presión.....	44
5.3.	Calor Portador del Vapor, Producido por las Calderas.....	45
5.4.	Calor desprendido por Radiación.....	45
5.5.	Calor Generado a partir de la Combustión de GLP.....	46
5.6.	Calor del flujo de Aire en las chimeneas.....	47
5.7.	Eficiencia.....	49
5.7.1.	Eficiencia en el cuarto de Calderas.....	49
5.7.2.	Eficiencia de la Utilización de la Energía del Combustible.....	50
5.8.	Consumos de Combustible.....	50
6.	Pérdidas en el Suministro de Distribución de Vapor y Recuperación de Calor	51
6.1.	Introducción.....	51
6.2.	Identificación de Pérdidas de Calor.....	51
6.2.1.	Pérdidas en los Sistemas de Suministro de Vapor.....	51
6.2.2.	Pérdidas de Calor en Tuberías sin Aislante Térmico.....	54
6.2.3.	Pérdidas en los Procesos.....	56
6.3.	Relación de Pérdidas de Calor y Combustible.....	57
6.4.	Recuperación del Calor.....	57

6.4.1.	Recuperación en los sistemas de suministro de vapor.....	57
6.4.2.	Costos del Poliisocianurato.....	58
6.4.3.	Propuesta para un Sistema de Retorno de Condensados.....	59
6.4.4.	Condiciones de Diseño.....	59
6.5.	Costos para implementación del sistema de retorno de condensados.....	69
7.	Análisis de Resultados y Conclusiones	70
7.1.	Esquemas Tridimensionales del Sistema de Generación y Suministro de Vapor.....	70
7.2.	Calor Calculado para la Generación de Vapor.....	70
7.3.	Consumos de Vapor.....	71
7.4.	Eficiencias.....	71
7.5.	Perdidas de Calor y Recuperación.....	72
7.6.	Propuestas para la Optimización del Ciclo de Generación y Suministro de Vapor.....	72
7.7.	Conclusiones.....	74
	Anexos	76
	Apéndice	83
	Bibliografía	84

Índice de Figuras

	Pág.
1.1. Medida de presión con manómetro.....	3
1.2. Transferencia de calor por conducción para sistemas cilíndricos.....	5
1.3. Cantidades de calor para la formación de vapor de agua a presión atmosférica.....	10
2.1. Circulación de gases en el interior de los tubos de la caldera pirotubular.....	12
2.2. Partes básicas de una caldera pirotubular.....	13
2.3. Circulación de agua por el interior de una caldera acuotubular.....	14
2.4. Combustibles utilizados en calderas según su estado.....	15
3.1. Distribución de vapor en la planta.....	20
3.2. Equipos consumidores de vapor.....	20
3.3. Dimensiones de la tubería del suministro de vapor.....	22
3.4. Esquema de la distribución de vapor en la planta desarrollada en Solid Edge.....	22
3.5. Sistema de generación y distribución de vapor.....	23
3.6. Estados de la caldera : a) Estado transiente, b) Estado estacionario.....	26
4.1. Proceso de pasteurización.....	30
4.2. Proceso simplificado de leche con tratamiento UHT	31
4.3. Esquema simplificado para elaboración de arequipe.....	32
5.1. Fotografía tubo Venturi en zona de pasteurización.....	39
5.2. Ubicación del tubo Venturi para la medición de caudal.....	40
5.3. Esquema del dispositivo para medición de caudal.....	40
5.4. Geometría del tubo Venturi.....	41
5.5. Recorrido del fluido de vapor en la toma de datos con el dispositivo Venturi.....	42

5.6.	Medida de la presión con el dispositivo Venturi.....	43
6.1.	Tubería sin aislante térmico, sección de UHT.....	53
6.2.	Tuberías sin aislante térmico en la zona de producción de arequipe.....	54
6.3.	Tubería sin aislante térmico en la zona de UHT.....	55
6.4.	Tubería en zona exterior sin aislante térmico, esquemas en Solid Edge.....	55
6.5.	Intercambiador de calor de placas.....	56
6.6.	Desagüe del intercambiador de calor zona de pasteurización.....	56
6.7.	Suministro y retorno de vapor.....	59
6.8.	Perdidas k por válvulas.....	62
6.9.	Perdidas k por uniones.....	63
6.10.	Perdidas por confluencia.....	63
6.11.	Plano sistema de retorno esquematizado en Solid Edge.....	64
6.12.	Plano de sistemas de retorno, vista lateral.....	66
6.13.	Recolección de agua con bomba para llevarla al calderín.....	67

Índice de Tablas

	Pág.
2.1. Características del fuel oil.....	17
2.2. Características del combustóleo.....	17
2.3. Características del GLP.....	18
3.1. Características calderas Powermaster.....	23
3.2. Propiedades del vapor seco y saturado	26
3.3. Calor necesario para la producción de vapor	28
4.1. Relación de consumos de vapor en los diferentes procesos.....	38
5.1. Puntos para la toma de muestras de presión	42
5.2. Datos de presión para la primera medida	43
5.3. Datos de presión para la segunda medida	43
5.4. Consumos de GLP por horas de trabajo en las calderas.....	46
5.5. Temperatura en las chimeneas.....	48
6.1. Pérdidas de calor por metro de tubería sin aislante térmico.....	54
6.2. Relaciones de pérdidas de calor y combustible necesario.....	57
6.3. Relación de costos Espuma de poliisocianurato.....	58
6.4. Coeficientes de pérdidas el sistema hidráulico.....	63
6.5. Coeficientes de pérdidas locales en para sistema hidráulico de retorno.....	68
6.6. Costos de accesorios en el sistema hidráulico de retorno de condensados.....	69
7.1. Relación de datos calculados y ficha técnica.....	71
7.2. Pérdidas de vapor por tamaño de orificio.....	73

Glosario

Boca de hombre: registro existente en máquinas, equipos y sistemas, que permite el acceso de una persona a su interior para realizar trabajos de inspección, limpieza, mantenimiento, etc.

Brida: reborde circular en el extremo de los tubos metálicos para acoplar unos a otros con tornillos o roblones

Btu (British Thermal Unit): es una medida de la energía calorífica, equivalente a la cantidad de calor necesaria para elevar 1 libra de agua en 1 °F, cuando se esta cercano a su punto de máxima densidad (39.1 °F). Equivalente a 0.252 kilocalorías o 1,055 joule

Caldera: recipiente cerrado en el que un fluido es calentado, con o sin cambio de fase.

Calor específico: es la cantidad de calor que hay que suministrar a un gramo de una sustancia para que eleve en un grado centígrado su temperatura.

Caudal: volumen de agua que fluye en la unidad de tiempo

Coque: Combustible sólido, ligero y poroso que resulta de calcinar ciertas clases de carbón mineral

Corrosión: ataque que experimentan los metales por la acción del medio en que se utilizan (atmósfera, agua, suelo, etc.), produciéndose en el proceso reacciones químicas o electroquímicas.

Cuarto de Calderas: es una edificación independiente de una planta de una planta, dedicado a alojar una o más calderas y sus equipos auxiliares.

Desagüe: elemento (tubería, grifo, etc.) existente en las instalaciones y sistemas hidráulicos, que permite el vaciado de los mismos.

Dureza: característica del agua que expresa su contenido de calcio y magnesio.

Emisividad: capacidad de un material para emitir energía radiante.

Fuel: Fracción del petróleo natural, obtenida por refinación y destilación, que se destina a la calefacción

Generación: es la capacidad de producir vapor de una caldera expresada en kilogramos de vapor por hora.

Intercambiador de placas: dispositivo en el que se efectúan diversos procesos térmicos en un conjunto de placas separadas generalmente en acero inoxidable.

Intercambiador de tubos: dispositivo donde el intercambio de calor se consigue con un haz de tubos, con un producto fluyendo a través del grupo de tubos paralelos y el fluido caloportador entre y alrededor de los tubos.

Intercambiador de superficie rascada: consiste en cilindro a través del cual se bombea el producto en flujo a contracorriente respecto del fluido caloportador que circula independientemente. Este tipo de intercambiadores se diseñan especialmente para el calentamiento o enfriamiento de productos viscosos o grumosos.

Poder Calorífico: es la cantidad de calor producida por la combustión completa de un kilogramo de combustible

Presión Máxima de trabajo: es la presión límite a la que puede funcionar con seguridad una caldera.

Presión Regulada: es la presión a la cual se gradúan y son selladas las válvulas de seguridad.

Presión de Trabajo: la presión requerida de la caldera para cumplir su propósito específico en la instalación de que forma parte.

Superficie de Calefacción: es la superficie de la caldera expuesta al medio que calienta, para absorber y transmitir el calor al medio que es calentado.

Purga: elemento que permite el desaguado parcial o total de un circuito o depósito, a fin de asegurar la calidad y la renovación del agua. Habitualmente sirve para controlar la concentración de las sales disueltas.

Tubería: conducto formado por diferentes tramos de tubos por donde circula el agua.

UHT (Ultra High Temperature): proceso o técnica aplicada para conservación de productos alimenticios líquidos por exposición a temperaturas elevadas para estos líquidos.

Válvula: elemento mecánico que, colocado en una abertura de máquinas, instrumentos o tuberías, sirve para crear una barrera física destinada a permitir o interrumpir el paso de fluidos.

INTRODUCCIÓN

La generación de vapor comprende parámetros comunes en toda la industria que deben cumplirse siempre; siendo este un factor importante en el desempeño de toda planta de producción. El suministro y la utilización del vapor son particulares a cada planta, no obstante dependen de la generación de vapor para obtener la mayor eficiencia posible en sus procesos.

Este trabajo se centra en el estudio de la eficiencia del suministro de vapor de la planta de producción Friesland de Colombia S.A., donde se hizo un análisis general del ciclo de vapor comprendiendo aspectos como generación y consumos de vapor, teniendo presente los productos a obtener y la aplicación que se da a este suministro. En esta planta de estudio procesan lácteos alimenticios donde utilizan el vapor como agente calefactor en muchos de sus procesos y cuenta con un Departamento de Montajes y Mantenimiento que se encarga de conservar los equipos para generación del suministro de vapor en óptimas condiciones, siendo importante para ellos conocer el estado de eficiencia de generación y suministro de vapor para estar al tanto de sus fortalezas y limitaciones en la producción del suministro.

Capítulo 1

Conceptos de Termodinámica

1.1. Introducción

La termodinámica en general trata del estudio de transferencias de calor en sistemas en equilibrio, y estudia las transformaciones de energía, sus leyes describen los límites dentro de los cuales ocurren esas transformaciones.

En este capítulo se utilizan varias referencias bibliográficas que se pueden consultar para ampliación de los temas. [5], [6], [7], [8].

1.2. Definición de Términos

Temperatura: propiedad que depende de la energía contenida en la materia. Al agregar calor se eleva la temperatura. La *Ley cero de la termodinámica* define la temperatura. Esta ley expresa que el calor fluye de una fuente a otra sólo si existe una diferencia de temperatura entre ellas. En otras palabras, dos sistemas se encuentran en equilibrio térmico si tienen la misma temperatura. Las unidades de temperatura se establecen a partir de los muy conocidos puntos de congelamiento y de ebullición del agua (0°C y 100°C, respectivamente a 1 atmósfera)

Presión: cociente entre la componente normal de la fuerza sobre una superficie y el área de dicha superficie. Comúnmente medimos la presión con un dispositivo llamado manómetro (figura 1.1). Donde los puntos A y B están a la misma altura la presión en A y en B debe ser la misma. Por una rama la presión en B es debida al gas encerrado en el recipiente. Por la otra rama la presión en A es debida a la presión atmosférica más la presión debida a la diferencia de alturas del líquido manométrico.

$$p = p_0 + \rho gh \quad (1.1)$$

Donde P es la presión como se observa en la figura, P_0 es la presión atmosférica, ρ es la densidad de una sustancia, g es el valor de la aceleración de la gravedad y h es la altura.

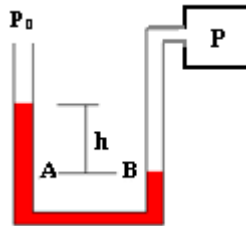


Figura 1.1. Medida de la presión con manómetro

Calor: desde un punto de vista cinético, el calor, se considera ligado, por una parte a la vibración mecánica de la materia (fonones) y por otra a un transporte de partículas dotadas de energía (moléculas, electrones, etc.).

Se transmite: en sólidos por conducción, en líquidos por conducción y convección, en gases por conducción, convección y radiación. En el vacío, por radiación, en forma de ondas electromagnéticas.

Se sabe por experiencia, que cuando un cuerpo caliente se pone en contacto con uno frío, el primero se enfría y el segundo se calienta, hasta que ambos igualen sus temperaturas. Se ha producido, pues, una transferencia de energía del cuerpo caliente al frío; esta energía

así transferida se llama calor; el cuerpo caliente ha disminuido su energía interna, y el cuerpo frío la ha aumentado. En esta definición viene implícito el hecho de que un cuerpo no contiene calor, sino que denominamos con este término la energía, en tanto cruza los límites, es decir, el calor es un fenómeno transitorio y, por lo tanto, el calor no es una función de estado.

La capacidad calorífica de la unidad de masa se denomina calor específico c . La fórmula para la transferencia de calor entre los cuerpos se expresa en términos de la masa m del calor específico C y del cambio de temperatura.

$$Q = m C (T_{\text{fin}} - T_{\text{ini}}) \quad (1.2)$$

Donde T_{fin} es la temperatura final y T_{ini} es la temperatura inicial.

Calor específico: cantidad de calor que hay que suministrar a un gramo de una sustancia para que eleve en un grado centígrado su temperatura.

Joule demostró la equivalencia entre calor y trabajo:

$$1\text{cal}=4.186 \text{ j}$$

Por razones históricas la unidad de calor no es la misma que la de trabajo, el calor se suele expresar en calorías.

El calor específico del agua es $C=1 \text{ Kcal/ (Kg } ^\circ\text{C)}$. Debe suministrarse una kilocaloría para que un kilogramo de agua eleve su temperatura en un grado centígrado.

Poder Calorífico: cantidad de calor producida por la combustión completa de un kilogramo de esa sustancia. Tal unidad se la mide en cal/kg de combustible. El poder calorífico se subdivide en dos; el Poder calorífico superior (NS) y el poder calorífico inferior (NI). Se obtendría uno u otro según el estado de agregación que forma parte de los productos de combustión. Si la temperatura de los productos finales de combustión es tal que el vapor de agua formado continúa en ese estado, tendremos el poder calorífico inferior del combustible (NI).

En cambio, si la temperatura de los productos finales es suficientemente baja como para que aquella se condense, tendremos poder calorífico superior del combustible (NS). La diferencia entre ellos será igual el calor desprendido por la condensación del agua.

1.3 Transferencia de Calor

Los procesos de transferencia se efectúan de tres maneras distintas, que son: conducción, convección y radiación.

Conducción: proceso de transferencia de energía, de las partículas más energéticas de una sustancia, a las adyacentes menos energéticas, debido a las interacciones entre ellas. La conducción puede tener lugar en sólidos, líquidos o gases. En los gases y en los líquidos, la conducción se debe a las colisiones entre las moléculas durante su movimiento aleatorio. En los sólidos se debe a la combinación de las vibraciones de las moléculas de una estructura y a la energía transportada por electrones libres.

Una ecuación simple puede escribirse como

$$Q = -kA \frac{dT}{dS} \quad (1.3)$$

Donde k es una constante de proporcionalidad que caracteriza a los materiales. A es la superficie de contacto térmico y se expresa en metros cuadrados, dT es la diferencia de

temperatura y se expresa en grados kelvin (°K), dS es la diferencia de longitud, se expresa en metros.

La transferencia de calor por conducción Q_c en un sistema cilíndrico figura 1.2, como las tuberías, está dada por la siguiente ecuación

$$Q_c = 2\pi kL \frac{T_2 - T_1}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \quad (1.4)$$

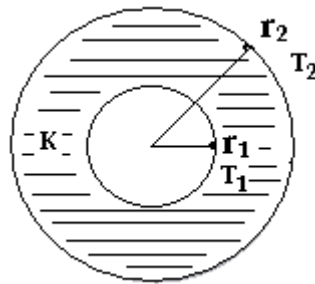


Figura 1.2 Transferencia de calor por conducción en sistemas cilíndricos

Para sistemas cilíndricos que tengan algún recubrimiento para evitar la transferencia de calor. Se utiliza en la ecuación un coeficiente de transferencia de calor global (U), W/m^2 °C, este coeficiente U es igual al cociente de la conductividad térmica k sobre el espesor (ϵ) del material aislante, entonces nuestra ecuación queda así

$$Q_c = 2\pi UL \frac{T_2 - T_1}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \quad (1.5)$$

U: coeficiente de transferencia de calor global, $W/m^2 \text{ } ^\circ C$

T_2 : Temperatura exterior

T_1 : Temperatura interior

L: Longitud del tubo

r_2 radio exterior y r_1 radio interior

Convección: modo de transferencia de energía entre una superficie sólida y un líquido o gas adyacente que esta en movimiento, e involucra los efectos combinados de la conducción y el movimiento de un fluido Existen dos tipos de convección; convección libre o natural y convección forzada.

En la convección natural, la fuerza motriz procede de la variación de densidad en el fluido como consecuencia del contacto con una superficie a diferente temperatura, lo cual da lugar a fuerzas ascensionales; el fluido próximo a la superficie adquiere una velocidad debida únicamente a esta diferencia de densidades, sin influencia de fuerza motriz exterior. Ejemplos típicos son: la transmisión de calor al exterior desde la pared o el tejado de una casa en un día soleado sin viento, la convección en un tanque que contiene un líquido en reposo en el que se encuentra sumergida una bobina de calefacción, el calor transferido desde la superficie de un colector solar en un día en calma, etc.

La convección forzada tiene lugar cuando una fuerza motriz exterior mueve un fluido con una velocidad V_f sobre una superficie que se encuentra a una temperatura T_{pf} , mayor o menor que la del fluido T_f . Como la velocidad del fluido en la convección forzada V_f es mayor que en la convección natural, se transfiere, por lo tanto, una mayor cantidad de calor para una determinada temperatura.

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

$$Q_c = h_{cf}(T_{pf} - T_f) \quad (1.6)$$

h_{cf} : es la conductancia convectiva térmica unitaria o coeficiente de transmisión del calor por convección en la interface líquido-sólido, en $W/ m^2 K$.

A : es el área superficial en contacto con el fluido, en m^2

T_{pf} : es la temperatura de la superficie

T_f : es la temperatura del fluido no perturbado

Radiación: mientras que la conducción y la convección térmicas tienen lugar sólo a través de un medio material, 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 electromagnética y en Ingeniería Térmica sólo se considera 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, todos los cuerpos a una temperatura por encima del cero absoluto emiten radiación térmica.

Un radiador perfecto o cuerpo negro emite una cantidad de energía radiante de su superficie Q_r , dada por la ecuación

$$Q_r = \sigma AT^4 = AE_b \quad (1.7)$$

En la que E_b es el poder emisor del radiador, viniendo expresado el calor radiante Q_r en W , la temperatura T de la superficie en K , y la constante dimensional σ de Stefan-Boltzman en unidades SI, en la forma

$$\sigma = 5,67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2K^4}$$

Adicionando a la ecuación 1.6 el factor de emisividad (ϵ) del material de la superficie tenemos

$$Q_r = \epsilon\sigma AT^4 \quad (1.8)$$

Donde la emisividad (ϵ), es una propiedad del material del cuerpo que irradia y varia desde 0 para un reflector ideal, hasta 1 para un cuerpo negro.

1.4 Fases de una Sustancia

En física clásica, las tres formas que puede tomar la materia son: sólido, líquido o gas. Algunos se caracterizan por su resistencia a cualquier cambio de forma, otros a la facilidad de adoptar diferentes formas volumétricas de acuerdo al recipiente que lo contenga y otros a que sus moléculas se mueven muy libremente y no ofrecen ninguna resistencia a los cambios de forma y muy poca a los cambios de volumen.

Sólido: las moléculas se arreglan en un patrón tridimensional que se repite por todo el sólido debido a las pequeñas distancias intermoleculares, las fuerzas de atracción entre las moléculas son grandes y las mantienen en posiciones fijas dentro del sólido. Las fuerzas de atracción entre las moléculas se convierten en fuerzas de repulsión a medida que la distancia intermolecular se acerca cero, evitando así que las moléculas se apilen unas sobre otras.

Líquido: se presenta un espaciado molecular parecido al de la fase sólida excepto en que las moléculas no tienen posiciones fijas entre sí y pueden rotar y trasladarse libremente. En un líquido las fuerzas intermoleculares son más débiles en relación con los sólidos, pero son fuertes en comparación con los gases.

Gas: en la fase gaseosa las moléculas están bastante apartadas unas de otras y no hay un orden molecular. Las moléculas de gas se mueven al azar, en continuo choque entre sí y con las paredes del recipiente que las contiene las fuerzas moleculares son muy pequeñas, y en particular en bajas densidades, y las colisiones son la única interacción entre las moléculas. Las moléculas en fase gaseosa tienen un nivel de energía mayor que en las otras fases. Por lo tanto, el gas debe liberar una gran cantidad de energía antes de que pueda condensarse o congelarse.

1.5 Procesos de Cambio de Fase de Sustancias

En los diversos cambios de fase experimentados por una sustancia se encuentra que: a determinados valores de temperatura y presión puede presentarse la coexistencia de en equilibrio. Este trabajo se centro en las fases líquida y de vapor, así como en su mezcla y las diferentes condiciones que se presentan en estos procesos.

Líquido saturado: líquido que está a punto de evaporarse. Es decir que ante cualquier aumento de calor cambiara su fase a vapor.

Vapor saturado: vapor que está a punto de condensarse. Es decir que ante cualquier pérdida de calor cambiara su fase a líquido.

Vapor sobrecalentado: vapor que no está a punto de condensarse.

1.5.1 Procesos de formación del vapor

Se produce vapor elevando la temperatura del agua por adición de calor hasta que alcance el punto de ebullición. A esta temperatura el agua pasa gradualmente de estado líquido a estado gaseoso, a través del proceso denominado ebullición. La temperatura a la cual ocurre el cambio de estado depende de la presión total en la fase gaseosa.

A una atmósfera de presión el agua ebulle a 100 °C. Al aumentar la presión externa aumenta también la temperatura de ebullición. El suministro de agua a la caldera se hace a una temperatura determinada por las condiciones locales; pero nunca será menor a 0° C, temperatura de solidificación del agua. El calor necesario para la formación del vapor depende naturalmente de la masa del mismo, que en lo sucesivo se medirá en Kg. Si tomamos como unidad de calor la Kcal., las cantidades de calor (entalpías) vendrán expresadas en Kcal / Kg.

La formación de vapor en la caldera consta básicamente de tres operaciones:

1. Entrada de agua en la caldera, venciendo la presión existente en la misma.
2. Calentamiento del agua hasta que alcanza la temperatura de ebullición.
3. Evaporación, mediante la cual el agua se convierte en vapor.

La primera operación se efectúa mediante el inyector o bomba de alimentación de agua a la caldera venciendo la presión interna de esta.

Las operaciones segunda y tercera se verifican dentro de la caldera, partiendo de la temperatura supuesta de 0° C. La transferencia de calor produce una elevación continua de la temperatura del agua. Si el calor se distribuye uniformemente, la adición de 1 Kcal / Kg, eleva la temperatura del agua en un grado centígrado.

La temperatura continúa ascendiendo hasta que el agua alcanza el punto de ebullición. Cuando la presión es una atmosfera, la temperatura de ebullición es de 100 °C y por tanto el agua ha adquirido hasta entonces 100 Kcal / Kg. Esta cantidad de calor, se denomina calor sensible (figura 1.3) y la energía que se ha proporcionado lo llamaremos entalpía del agua H.

Una vez alcanzada la temperatura de ebullición ésta no se eleva por la posterior adición de calor, sino que el agua se convierte gradualmente en vapor (figura 1.3)

El cambio de estado físico liquido-vapor requiere una gran cantidad de calor que queda en el vapor sin producir elevación de temperatura. Esta cantidad es conocida con el nombre de calor latente.

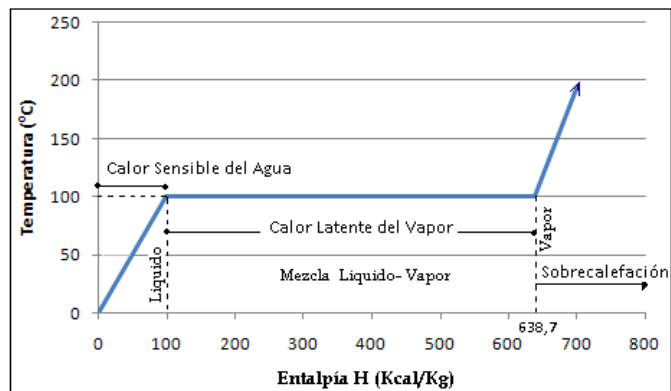


Figura 1.3 Cantidades de calor para la formación de vapor de agua a presión atmosférica

Si el vapor contiene gotas de líquido en suspensión, se denomina vapor húmedo. Una vez desaparecida la última gota de líquido se llama vapor seco, si al vapor seco se le añade calor, se eleva su temperatura y se llama vapor recalentado

El vapor que, ha absorbido todo el calor posible sin llegar a recalentarse se llama saturado. Si no contiene la menor partícula de agua líquida y su temperatura puede elevarse por una pequeña adición de calor, se llama vapor seco saturado.

La energía total necesaria para convertir un vapor seco y saturante en 1 kilogramo de agua a 0° C se denomina entalpía del vapor seco saturado, y es la suma de la entalpía del agua y el calor latente de evaporación; el calor latente y la entalpía dependen de la presión pero en este trabajo consideraremos una presión constante dentro de las calderas en el estado estable de estas.

Capítulo 2

Calderas y Combustibles

2.1 Introducción

Las calderas o generadores de vapor son instalaciones industriales que aplican el calor obtenido en la combustión vaporizando el agua para aplicaciones industriales. La máquina elemental de vapor fue inventada por Dionisio Papín en 1769 y desarrollada posteriormente por James Watt en 1776. El vapor producido por las calderas es utilizado como un medio transportador de calor a cualquier tipo de sistema, medio o sustancia, que necesite elevar su temperatura. En general, en la industria, el vapor se utiliza como, medio de calefacción directo o indirecto, materia prima, medio de obtención de energía eléctrica, etc.

Los combustibles utilizados en las calderas para los procesos de combustión se deben escoger de acuerdo a las propiedades que poseen, buscando sean los mas óptimos posibles en cuanto a su consumo y además amigables con el medio ambiente. Este factor depende del combustible utilizado y del buen proceso de la combustión.

Referencias bibliográficas que se pueden consultar para ampliación de los temas. [2], [4], [9], [10], [14]

2.2. Calderas

Existen diversas definiciones del término caldera. Pero en general, se puede decir que las calderas o generadores de vapor, son aparatos metálicos de paredes convenientemente resistentes construidas en planchas de acero destinadas a vaporizar el agua y producir el vapor con presiones y temperaturas tan grandes como se precisen. Aprovechando para ello el calor desarrollado en la combustión de un cuerpo de combustible producido en el interior de la propia caldera.

2.2.1 Partes Básicas de una Caldera

Cámara de agua: recibe este nombre el espacio que ocupa el agua en el interior de la caldera. El nivel de agua se fija en su fabricación, de tal manera que sobrepase en unos 15cm por lo menos a los tubos o conductos de humo superiores. Con esto, a toda caldera le corresponde una cierta capacidad de agua, lo cual forma la cámara de agua.

Cámara de vapor: es el espacio ocupado por el vapor en el interior de la caldera, el cual debe ser separado del agua en suspensión. Cuanto más variable sea el consumo de vapor, tanto mayor debe ser el volumen de esta cámara, de manera que aumente también la distancia entre el nivel del agua y la toma de vapor.

Quemador: es el dispositivo que pone en contacto el combustible y el comburente en cantidades y condiciones adecuadas. Los quemadores varían de acuerdo al combustible utilizado, por ejemplo para combustibles sólidos se utilizan parrillas; En combustibles líquidos y gaseosos se utilizan frecuentemente válvulas, filtros, elementos de control y además pulverizadores para inyección de combustibles más pesados.

2.2.2 Tipos de calderas

Su clasificación es bastante amplia, varía de acuerdo a la disposición de sus fluidos, configuración, mecanismo de transmisión dominante, combustible empleado, dimensión y operación. A continuación diferenciamos los tipos de calderas según la disposición de los fluidos, centrándonos en las calderas piro-tubulares que son las utilizadas en la planta de estudio.

Calderas piro-tubulares: es una caldera en que todo o la mayoría del calor se transfiere desde los gases de la combustión que pasan por el interior de los tubos, al agua, que los rodea (figura 2.1)

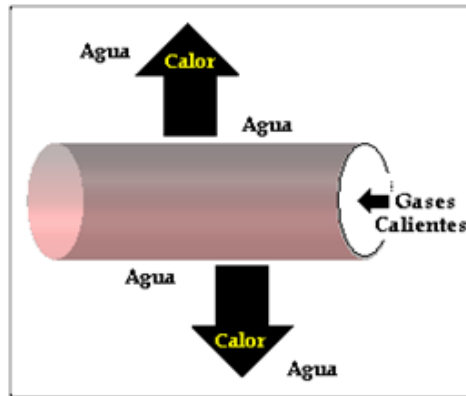


Figura 2.1 Circulación de gases en el interior de los tubos de la caldera Piro-tubular.

La caldera de vapor piro-tubular está concebida especialmente para aprovechamiento de los gases en la combustión y presenta las siguientes características (según numeración de la figura 2.2)

Generalmente tiene un hogar integral (1), llamado caja de fuego, limitado por superficies enfriadas por agua. Posee tubos de retorno horizontales para aprovechamiento al máximo las transferencias de calor; Es una combinación de alimentador, altar refractario, puertas de carga y cámara de combustión u hogar. Las superficies interiores de las paredes del hogar están revestidas de refractario (2). Los gases calientes pasan por encima del altar y lamen todo el fondo de la caldera, volviendo a la parte frontal de esta por el interior de los tubos. Finalmente los productos de la combustión pasan a la chimenea (3).

El cuerpo de caldera, está formado por un cuerpo cilíndrico de disposición horizontal, que incorpora interiormente un paquete multitubular de transmisión de calor (4), y una cámara superior de formación y acumulación de vapor (5). La circulación de gases se realiza desde una cámara frontal (6), dotada de brida de adaptación, hasta la zona posterior donde termina su recorrido en otra cámara de salida de humos (7).

El acceso al cuerpo por el lado gases, se realiza mediante puertas atornilladas y abisagradas (8), en la cámara frontal y posterior de entrada y salida de gases, equipadas con bridas de conexión. En cuanto al acceso, al lado agua se efectúa a través de la boca de hombre, situada en la bisectriz superior del cuerpo y con tubuladuras de gran diámetro en la bisectriz inferior y placa posterior para facilitar la limpieza de posible acumulación de

lodos. En la figura 2.2 se señalan las partes básicas de la caldera (según la numeración anterior) y el recorrido de los gases de la combustión en el interior de ella.

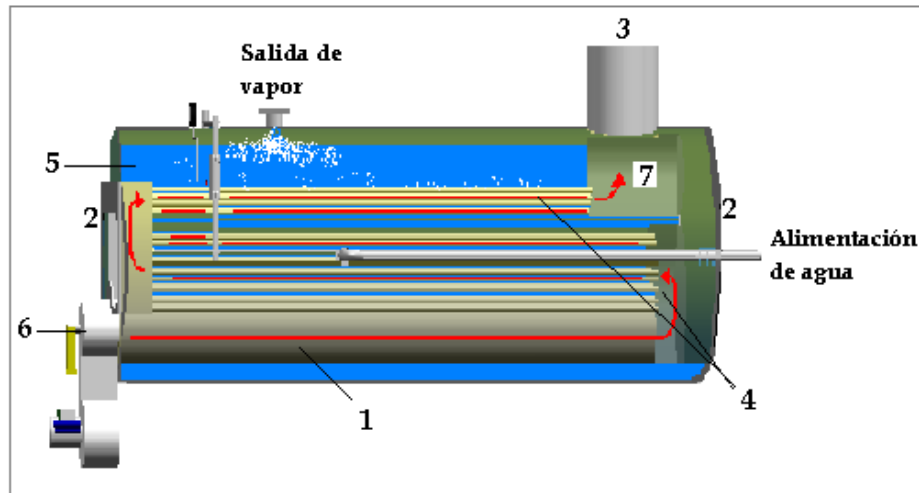


Figura 2.2 Partes básicas de la caldera pirotubular

Calderas Acuotubulares: en estas calderas la llama se forma en un recinto de paredes tubulares que configuran la cámara de combustión y el agua fluye en el interior de los tubos como se representa de forma simple en la figura 2.3. Las calderas Acuotubulares eran usadas en centrales eléctricas y otras instalaciones industriales, logrando con un menor diámetro y dimensiones totales una presión de trabajo mayor (0-2200 PSIG), para accionar las máquinas a vapor de principios de siglo.

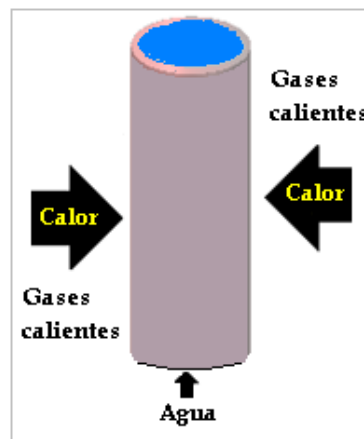


Figura 2.3 Circulación de agua por el interior de la caldera Acuotubular.

En estas calderas, los tubos longitudinales interiores se emplean para aumentar la superficie de calefacción, y están inclinados para que el vapor a mayor temperatura salga por la parte más alta y provoque un ingreso natural del agua más fría por la parte más baja. La producción del vapor de agua depende de la correspondencia que exista entre dos de las características fundamentales del estado gaseoso, que son la presión y la temperatura. Originalmente estaban diseñadas para quemar combustible sólido

Ventajas e inconvenientes de las calderas pirotubulares: las calderas pirotubulares presentan menor costo inicial debido a la simplicidad de su diseño, mayor flexibilidad de operación, menores exigencias de pureza en el agua de alimentación, son pequeñas y eficientes; sus inconvenientes son que tardan más tiempo para subir la presión y entrar en funcionamiento, bajas capacidades de producción de vapor y trabajan con presiones limitadas entre 0-300 Psi.

Ventajas e inconvenientes de las calderas Acuotubulares: las calderas Acuotubulares pueden ser puestas en marcha rápidamente y son capaces de soportar altas presiones, sus inconvenientes radican en su gran tamaño peso, mayor costo y además deben ser alimentadas con agua de gran pureza.

2.3 Combustibles

Los combustibles son sustancias que reaccionan químicamente con otra sustancia para producir calor, o que producen calor por procesos nucleares. El término combustible se limita por lo general a aquellas sustancias que arden fácilmente en aire u oxígeno emitiendo grandes cantidades de calor. La propiedad fundamental de las sustancias combustibles es su poder calorífico, es decir, la cantidad de calor que se puede desarrollar por la combustión de una cantidad unitaria de combustible.

2.3.1 Tipos de combustibles

En el diagrama de bloques figura 2.4, se muestran algunos combustibles según su estado, utilizados en las calderas.

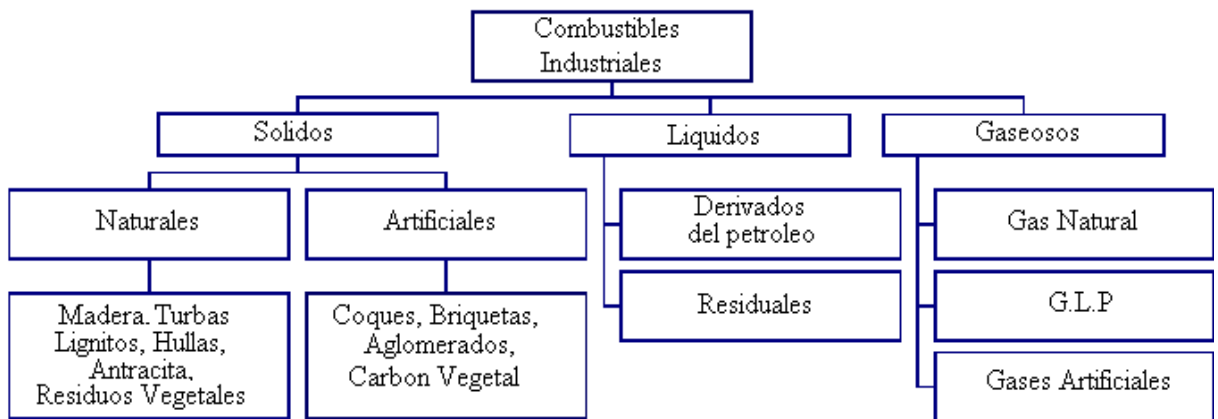


Figura 2.4 Combustibles utilizados en calderas según su estado

Combustibles Sólidos

- Madera: con un contenido de de humedad del 50% o menos arden bastante bien; sin embargo, conforme al contenido de humedad aumenta por encima de este nivel, la combustión se vuelve más difícil. Con un contenido de humedad por encima del 65% gran parte del calor que produce la madera se requiere para evaporar la humedad, y queda poco para la generación de vapor.

- Bagazo: es el desperdicio de la molienda de la caña de azúcar. Consiste en fibras de celulosa entrelazadas y partículas finas. Los ingenios suelen utilizar el bagazo para la producción de vapor.
- Carbón: la composición del carbono fijo en todos los tipos de carbones es sustancialmente la misma. Su valor calorífico es quizá la propiedad más importante en lo que se refiere a combustión
- Coque: cuando el carbón se calienta con una gran deficiencia de aire, los constituyentes más ligeros se volatilizan y los hidrocarburos más pesados se craquean, liberando hidrógeno y dejando un residuo de carbono, el residuo carbonoso que contiene la ceniza y parte del azufre del carbón original se denomina coque.

Entre otros combustibles sólidos están los desperdicios vegetales, carbones refinados por solventes e inclusive desperdicios municipales sólidos.

Combustibles líquidos

Comúnmente son los derivados del petróleo obtenidos mediante destilación fraccionada (de acuerdo a la temperatura de evaporación de los productos deseados), desde el punto de vista químico cualquier derivado del petróleo constituye una mezcla compleja de hidrocarburos pertenecientes a la serie parafinita, nafténica, oleofínica y aromática.

- Aceites: estos aceites se conocen con una escala de 1 a 6 de acuerdo a su peso, los aceites combustibles se venden generalmente basándose a su volumen a 60° F
- Fuel - oil (Crudo de castilla): es un combustible bastante bueno, capaz de remplazar el aceite en muchas de sus aplicaciones, se utiliza en calderas donde es pulverizado por medio de los quemadores que proveen al mismo tiempo todo el aire necesario para la combustión. Sin embargo a su alto contenido de azufre se encuentra a fuertes restricciones ambientales. Bajo condiciones normales el crudo

de castilla es estable; pero al calentarlo genera vapores que pueden ocasionar incendios con presencia de vapores tóxicos; sus principales características son las siguientes:

Tabla 2.1 Características del fuel oil

Densidad Kg/m ³	890 - 960
Inflamabilidad °C	> 97
Contenido de azufre % (masa)	2,2
Poder calorífico BTU/lb	18.500
Cenizas % (masa)	0,8

- **Combustóleo:** combustible elaborado a partir de los productos residuales obtenidos en los procesos de refinación del petróleo crudo. Es un combustible estable cuyo calentamiento por encima de 70° C debe hacerse con especial cuidado teniendo en cuenta la concentración de vapores y el peligro de incendio. Sus principales características son las siguientes:

Tabla 2.2 Características del combustóleo

Contenido de azufre % (masa)	1,96
Poder calorífico Kj /Kg	42.270
Cenizas % (masa)	0,8
Inflamabilidad °C	> 76

Combustibles gaseosos

- **Gas natural:** de todos los combustibles químicos, se considera que el gas natural es el que presenta menos dificultades para la generación de vapor. Sustancialmente está libre de ceniza y se mezcla íntimamente con el aire para proporcionar una combustión completa con bajo exceso de aire, sin humo. Químicamente es una mezcla de hidrocarburos parafínicos de bajo peso molecular, principalmente metano y en bajos porcentajes etano, propano y butano. Además pequeñas

cantidades de hidrocarburos que contienen también nitrógeno, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, y en ocasiones pequeñas cantidades de helio. El poder calorífico del gas natural varía entre 9.300Kcal/m³ y 10.347Kcal/m³ inferior y superior respectivamente.

- Gas propano: también denominado como GLP, acrónimo de los gases licuados del petróleo butano y propano. Estos hidrocarburos en estado normal se encuentran en estado gaseoso, se obtiene por el refinando del petróleo por destilación fraccionada, los GLP se almacenan en estado líquido siendo sometidos a una presión por encima 1atm según el volumen del deposito (ejemplo para 20m³ de GLP liquido la presión oscila alrededor de 20 bar). Sus principales características son las siguientes:

Tabla 2.3 Características del GLP

Temperatura °C de ebullición a 1 atm	-45
Poder calorífico inferior Kcal. /Kg	10.900
Densidad en fase gas respecto al aire Kg/m ³	1,62
Densidad en fase liquida respecto al agua Kg/m ³	506
Contenido de azufre (% en masa)	0,02

Capítulo 3

Características de la Red de Distribución y del Sistema de Generación de Vapor de Friesland Colombia S.A.

3.1 Introducción

La red de distribución de vapor consta de una serie de tubos denominados comúnmente cabezales o ramales de vapor cuya función es llevar el vapor a los puntos donde el proceso lo requiere con la calidad y cantidad demandada. Los ramales de distribución fueron medidos, para ser esquematizados por medio de la herramienta informática SOLID EDGE. Los esquemas se adjuntan en un Cd (anexo A1) donde se puede apreciar la distribución del suministro de vapor en la planta desde el software recomendado.

Las características del sistema de generación del vapor se centran en la descripción de las calderas de la planta; como su sistema de alimentación de combustible, quemador, alimentación de agua, superficie de calentamiento, etc.

3.2 Descripción del Sistema de Distribución

La planta cuenta con una red de distribución de vapor que va desde el cuarto de calderas hasta las diferentes zonas donde es utilizado. En la figura 3.1 se muestra la vista superior de los esquemas tridimensionales que representa la tubería del suministro, señalando las diferentes zonas de interés en la planta. En la figura 3.2 se muestran equipos consumidores de vapor y tanques de calentamiento de agua. Para el desarrollo de los esquemas en Solid Edge se midieron principalmente las tuberías de los equipos identificados como mayores consumidores de vapor en la planta y se referenciaron espacialmente estos equipos con respecto a la planta física de la empresa.

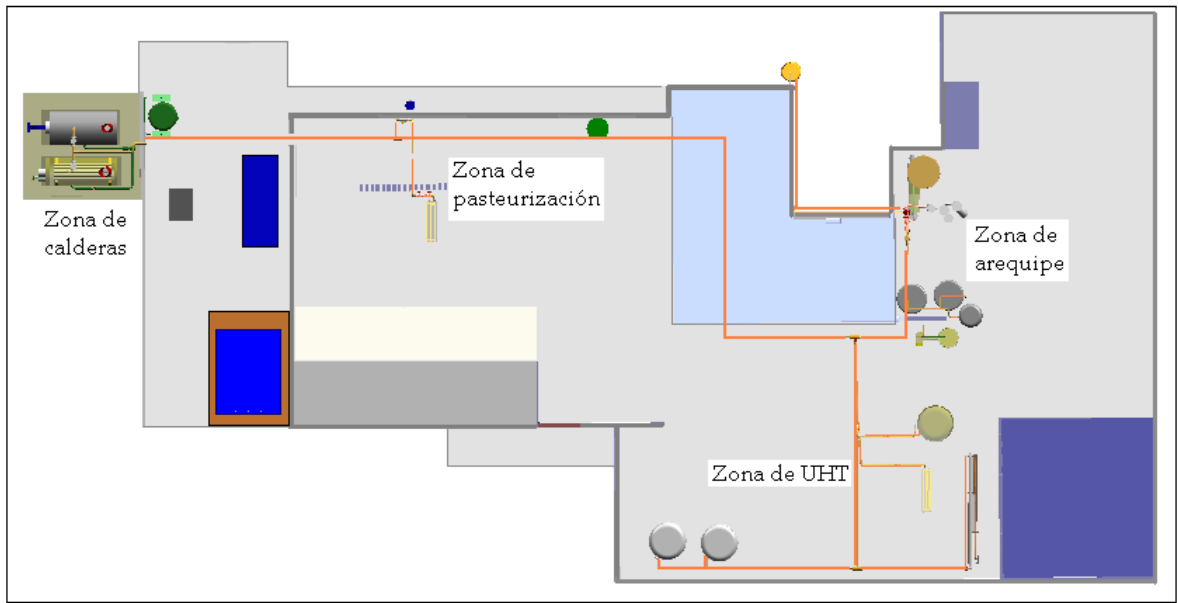


Figura 3.1. Distribución de vapor en la planta

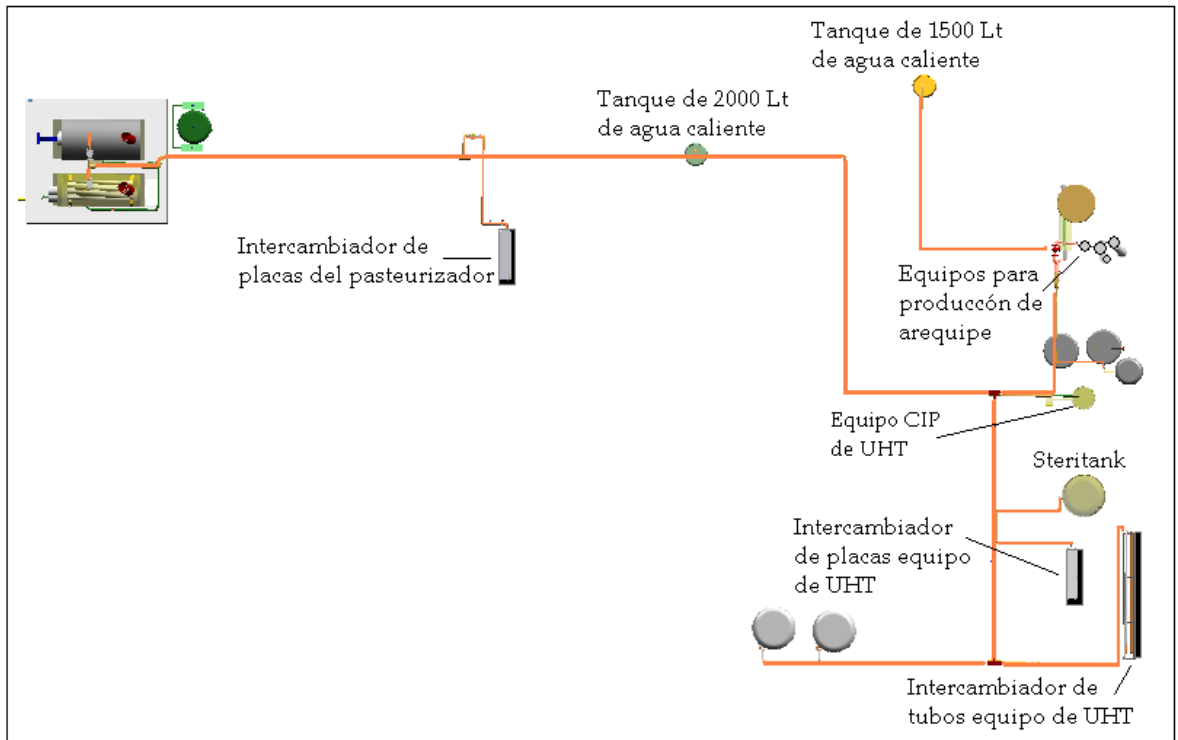


Figura 3.2 Equipos consumidores de vapor

En este esquema se han señalado diferentes zonas de la planta y las hemos nombrado según criterios propios para nuestra identificación según el proceso de producción. A continuación se describen algunas de estas zonas.

- **Zona de calderas:** donde se genera el vapor para toda la planta. En esta zona se identifico dos calderas tipo pirotubular para llevar a cavo este proceso
- **Zona de pasteurización:** se procesa la leche térmicamente para obtener la leche pasteurizada. En esta zona se identifico el intercambiador de placas como el principal consumidor de vapor.
- **Zona de UHT¹:** procesamiento térmicos de la leche para obtener un producto con superior duración de su vida útil con respecto a la pasteurizada. En esta zona se identificaron equipos como intercambiadores de placas, tubos, tanque aséptico, equipo CIP², que son los principales consumidores del suministro de vapor.
- **Zona de arequipe:** se produce el arequipe.
- En algunas áreas de la planta están ubicados tanques donde se calienta agua para lavado y esterilización de los equipos, como por ejemplo la zona de pasteurización y en la parte exterior de la planta.

Nota: los equipos mencionados se describirán posteriormente en el capítulo 4

3.2.1 Dimensiones de la Red

En este trabajo se hizo un seguimiento de la tubería desde el cuarto de calderas hasta donde se encontraban los equipos consumidores. Se tomaron medidas de longitudes y

¹ UHT abreviatura en ingles de ultra high temperature (temperatura ultra elevada)

² (CIP siglas de Cleaning in place o limpieza sin desarmar)

diámetros para realizar los esquemas tridimensionales del suministro de la planta como se puede apreciar en la figura 3.3.

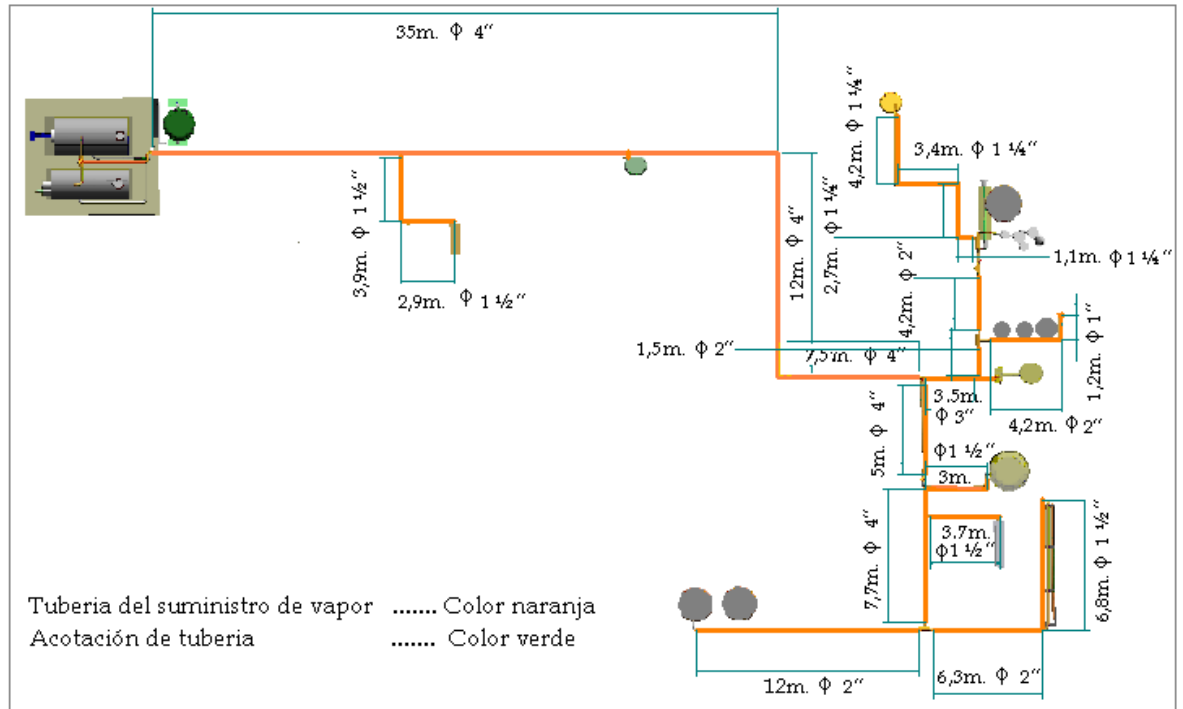


Figura 3.3. Dimensiones de la tubería del suministro de vapor

Con los datos obtenidos por medición directa se crearon los esquemas tridimensionales (ver anexo A1) de la tubería de suministro de vapor desde el cuarto de calderas hasta los diferentes equipos consumidores en la planta como se muestra en la figura 3.4

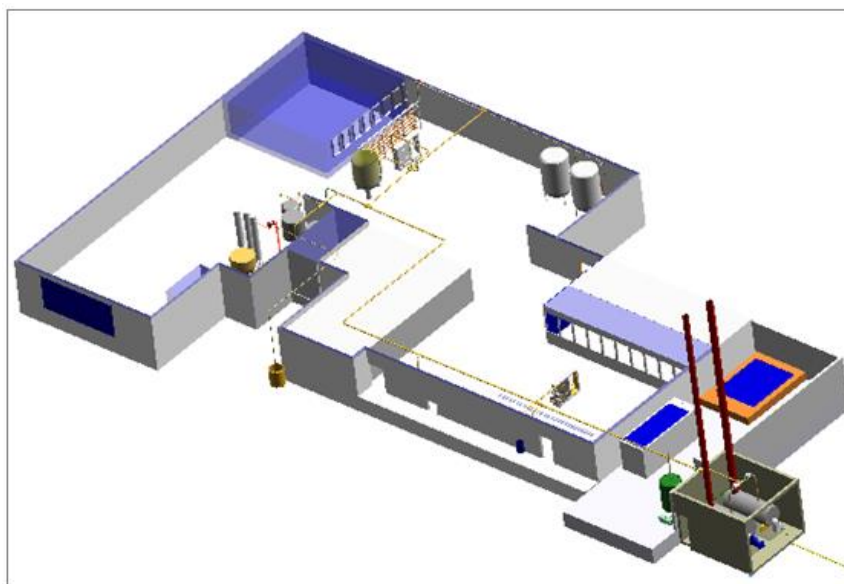


Figura 3.4. Esquema de la distribución de vapor en la planta desarrollada en Solid Edge.

3.3 Descripción del Sistema de Generación de Vapor

Este sistema de generación de vapor corresponde a un ciclo abierto sin recuperación de calor por retorno de condensados. La figura 3.5 muestra de forma simplificada el sistema de generación de vapor. Cuyas características principales se describen a continuación.

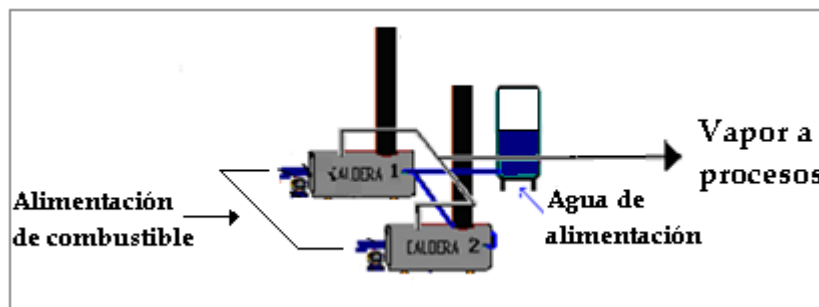


Figura 3.5 Sistema de generación y distribución de vapor

Calderas

Para la generación de vapor, la planta cuentan con dos calderas tipo pirótubular: con capacidades de 150 y 200 BHP³, producidas por POWERMASTER, modelo 3HL-WBS. La presión de diseño para estas calderas es de 200 psi, máxima presión recomendada 192 psi, con dimensiones de 1,8m de diámetro por 4,3m de largo para la 150BHP y 2,1 de diámetro por 4m de largo para la de 200BHP. Algunas de las especificaciones técnicas se presentan a continuación tabla 3.1

Tabla 3.1. Características calderas Powermaster⁴

Potencia Caldera	150 BHP	200 BHP
Superficie de calentamiento (pies ²) por lado fuego	750	1.000
BTU por hora x 10 ³	5.021	6.695
Kilogramos vapor hora	2.347	3.129
Consumo fuel oíl N° 6 (crudo de castilla) (Gal/h)	40,77	54,36
Consumo fuel oíl N° 2 BTU/lb	46,98	64,62
Consumo gas natural (1000BTU/pie ³)(pie ³ /hora)	6.276	8.368
Peso neto de caldera a 150 psi/lb	17.835	20.551
Peso de la caldera a nivel normal de agua (lb.)	27.837	33.075
Contenido de agua a nivel normal (Gal)	1.199	1.489

Sistema de alimentación de combustible para las calderas

Está conformado por: equipos, tuberías y accesorios, que permiten, el fluido de combustible hacia las calderas. El combustible utilizado en la planta, es gas propano (GLP) almacenado en tanques alejados a una distancia prudente de las calderas. El combustible es medido diariamente para relacionar su consumo y las horas de trabajo de estas.

Quemador de las calderas

³ BHP siglas en ingles de Boiler horse power, en español caballos de fuerza de la caldera

⁴ Fuente ficha técnica calderas Powermaster

Cuenta con un sistema de modulación automática para permitir que las proporciones de combustible y aire lleguen reguladas al quemador. Esto garantiza que si hay cambios en la demanda de vapor; sea eficiente el ciclo y mantenga constante la temperatura y la presión del vapor. Este sistema de modulación opera a partir de 20% de la capacidad nominal de la caldera.

Alimentación de agua en las calderas

Los contenidos normales de agua en las calderas son de 1.199 gal. (5.450 litros) y 1489 gal. (6.769 litros) en cada caldera. El agua es entregada a la caldera desde un tanque suavizador o también llamado Calderín. Su función es tratar el agua previamente para eliminar la dureza, sólidos en suspensión, oxígeno disuelto etc. Además en el calderín también se hace un calentamiento previo del agua para alimentación a las calderas para mejorar el rendimiento prolongando la vida útil de ellas.

Superficie de calentamiento

Teniendo en cuenta que; son calderas tipo pirótubulares o tubos de fuego y poseen superficies de transferencia de calor de 750 y 1.000 pies² por lado de fuego es decir 69,68 m² y 92,9 m² respectivamente, la superficie de estos tubos es de acero al carbono y proporcionan un intercambio de calor altamente eficiente.

Potencia de las calderas

Como se ha mencionado anteriormente la planta posee dos calderas con diferentes potencias de trabajo; una de 150 BHP y la otra de 200 BHP. Esos valores de BHP están ligados con la Unidad Térmica Británica (BTU), como lo muestra la siguiente relación.

$$1 \text{ BHP} = 33.475 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} \quad (3.1)$$

Según la relación anterior tenemos

- Para la caldera de 150 BHP:

$$150 * 33.475 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} = 5'021.250 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

- Para la caldera de 200 BHP:

$$200 * 33.475 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} = 6'695.000 \frac{\text{BHP}}{\text{h}}$$

Producción de vapor

En la ficha técnica la producción de vapor corresponde a una tasa de 2.347 Kg/h para la caldera de 150BHP y de 3.129 Kg/h para la caldera de 200 BHP. Con una eficiencia del 83% con Fuel oíl No 6 (Crudo de castilla) en cargas de trabajo a partir del 20% de la capacidad de la caldera.

3.3.1 Calor necesario en la evaporación

Con los datos proporcionados por la ficha técnica, vamos a calcular el calor necesario para la para la producción de vapor de las calderas a una presión de trabajo de 150 psi.

Antes de hacer los cálculos se describirá dos estados que se presentan en las calderas (figura 3.6). Estos estados corresponden al arranque o estado trasiente y el estado estacionario. El estado trasiente es aquel que cuando se prende la caldera esta se alimentada con agua a temperatura ambiente proveniente del calderín; la cual debe elevar la temperatura de esta agua hasta el punto de ebullición y producir vapor, que a su vez

alimentara el calderín; calentando el agua hasta una temperatura aproximada de 80°C. El estado estacionario corresponde a un estado estable (a presión constante), donde la caldera debe elevar la temperatura del agua desde 80° C hasta el punto de ebullición, pues el agua de alimentación se ha calentado continuamente con la misma caldera desde el estado de transiente, como se representa en el siguiente grafico.

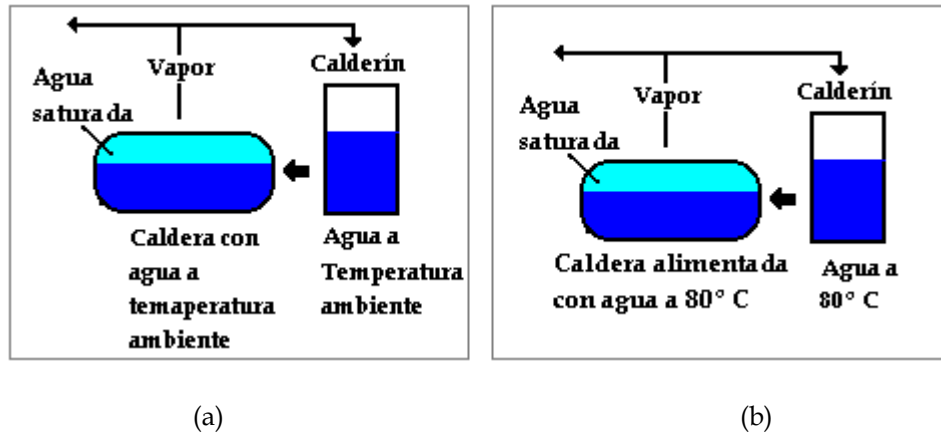


Figura 3.6 Estados de la caldera: (a) Estado transiente, (b) Estado estacionario

Ahora calcularemos el calor necesario en los dos estados de las calderas para la producción de 2.347 Kg/h de vapor en la caldera de 150BHP y de 3.129 Kg/h en la caldera de 200 BHP, según datos de la ficha técnica.

Para calcular el calor necesario en la producción de vapor, debemos establecer la el calor latente de vaporización y temperatura de ebullición a la presión de las calderas establecido en 160 psi. En la tabla 3.2 (tabla completa anexo A2), encontramos que el calor latente y la temperatura de ebullición a 150 psi (10,5 Kg/cm²) se encuentra entre dos valores;

Tabla 3.2. Propiedades del vapor seco y saturado

Presión Kgf /cm ²	Temperatura de ebullición °C	Entalpía del agua Kcal. /Kg	Calor latente de vaporización Kcal. /Kg	Entalpía del vapor Kcal. /Kg
10,215	180	182	482,2	664,2
15,834	200	203,1	467	670,1

Fuente: [10] Utilización eficiente de los combustibles, Joaquín García Cáp.7 pág. 123

Interpolando los valores encontramos que el calor latente de vaporización es 469 Kcal/Kg, y la temperatura de ebullición 201,7 °C a 150 psi.

Para la caldera de 150BHP, vamos a calcular el calor necesario que debe suministrar al agua para producir 2.347 Kg de vapor en el estado transiente

Primeramente, la caldera debe elevar la temperatura del agua, desde la temperatura ambiente, hasta el punto de ebullición. Proporcionando 1Kcal por cada Kg de agua en cada centígrado que aumente.

$$Q_1 = (2.347 \text{ Kg/h}) * \left(1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right) * (201,7 - 22)^\circ\text{C} = 421.810 \text{ Kcal/h}$$

Ahora debe proporcionar 539 Kcal por cada Kg de agua para que el agua pase al estado de vapor

$$Q_2 = (2.347 \text{ Kg/h}) * \left(469 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right) = 1'100.813 \text{ Kcal/h}$$

Por lo tanto el calor necesario de la caldera en estado transiente para convertir 2.347 Kg de agua en vapor es: $(421.810+1'100.813) \text{ Kcal/h} = \mathbf{1'522.623 \text{ Kcal/h}}$

En el estado estacionario de la caldera esta proporcionara menos calor pues debe elevar la temperatura desde 80° C hasta el punto de ebullición así

$$Q_1 = (2.347 \text{ Kg/h}) * \left(1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right) * (201,7 - 80)^\circ\text{C} = 285.666 \text{ Kcal/h}$$

Y para que el agua cambie al estado de vapor la caldera debe proporcionar el mismo calor que en el estado transiente. Calor que queda en el vapor pero sin aumentar la temperatura.

$$Q_2 = (2.347 \text{ Kg/h}) * \left(469 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right) = 1'100.813 \text{ Kcal/h}$$

Por lo tanto el calor necesario para convertir 2.347 Kg de agua en vapor es:
(285.666+1'100.813) Kcal/h = **1'386.469 Kcal/h**

Análogamente para la caldera de 200BHP con una producción de vapor de 3.129 Kg en estado transiente tenemos

$$Q_1 = (3.129 \text{ Kg/h}) * \left(1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right) * (201,7 - 22)^\circ\text{C} = 562.425 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_2 = (3.129 \text{ Kg/h}) * \left(469 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right) = 1'467.782 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_T = 2'030.207 \text{ Kcal/h}$$

Y el calor necesario de la caldera de 200BHP en estado estacionario

$$Q_1 = (3.129 \text{ Kg/h}) * \left(1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right) * (201,7 - 80)^\circ\text{C} = 380.897 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_2 = (3.129 \text{ Kg/h}) * \left(469 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right) = 1'467.782 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_T = 1'848.679 \text{ Kcal/h}$$

En la tabla 3.3 se resumen los cálculos de la energía necesaria para la producción de vapor en cada caldera

Tabla 3.3. Calor necesario para la producción de vapor

Caldera BHP	Kg. de agua a evaporar	Calor en estado trasiente		Calor en estado estacionario	
		Kcal/h.	BTU/h	Kcal./h	BTU/h
150	2347	1'522.263	6'040.726	1'386.469	5'501.861
200	3129	2'030.207	8'056.377	1'848.679	7'336.027
Q_T		3'552.470	14'097.103	3'235.148	12'837.889

Capítulo 4

Consumos de Vapor en Friesland Colombia S.A.

4.1. Introducción

El vapor en la planta, cumple finalmente su ciclo, al ser entregado por medio de los ductos de suministro, a los equipos, que lo necesitan para el procesamiento de los diferentes productos. En este capítulo se determinó el consumo de vapor de los equipos en la planta, tomando como referencia los datos de las fichas técnicas de dichos equipos.

Algunos datos de temperatura utilizados en este capítulo y en capítulos posteriores fueron tomados con un pirómetro proporcionado por el almacén de la empresa.

4.2. Descripción de los Procesos de Pasteurización, UHT y Arequipe

Los procesos de pasteurización y de UHT de la leche están regulados por el Ministerio de Salud, según los parámetros del decreto 2437 de 1983 y con su reforma en el decreto 476 de 1998. Estos procesos se describen de forma breve a continuación.

4.2.1. Procesos de Pasteurización

La leche pasteurizada se define como un producto, obtenido, al someter la leche cruda y entera a una adecuada relación de temperatura y tiempo para destruir su flora patógena y la casi totalidad de su flora banal, sin alterar de manera esencial ni su valor nutritivo ni sus características físico-químicas u organolépticas.

Para la obtención de leche pasteurizada ocurre un proceso que consiste en calentar la leche a una temperatura de 72°C a 75°C durante 15 a 20 segundos, seguida de un rápido enfriamiento en un ciclo repetitivo en el intercambiador de calor. A continuación se describen los pasos para el proceso de pasteurización de forma simplificada de acuerdo a la figura 4.1

1. Recepción de la leche: en este proceso se recibe la leche y se realizan pruebas de laboratorio, para luego contenerla en un tanque de regulación (1)
2. Clarificación: la leche debe pasar por el equipo clarificador (2) o separador centrífugo para separar los sólidos contenidos en la leche
3. Homogenización (3): en este equipo el objetivo es desintegrar o distribuir finamente los glóbulos de grasa en la leche con el fin de reducir la formación de la capa de nata
4. Entrada al intercambiador de placas (4): en este proceso la leche eleva su temperatura entre 72°C y 75°C con la exposición indirecta de una mezcla de agua y vapor en las primeras placas del intercambiador. Para posteriormente ser enfriada a 4°C en las últimas placas del intercambiador. Este intercambiador regula el vapor controlando su presión y temperatura por medio de válvula limitadora con el fin de proteger el equipo
5. Ahora el producto entra a circuitos de testeo y de regeneración (5) para poder ser enviada a envasado, si no se regresa al intercambiador (4)
6. Térmización: en ese proceso la leche cruda pasa por el intercambiador a una temperatura inferior a la de pasteurización y se enfría a 4°C para ser almacenada en los tanques (6) si no es posible pasteurizarla en el mismo día

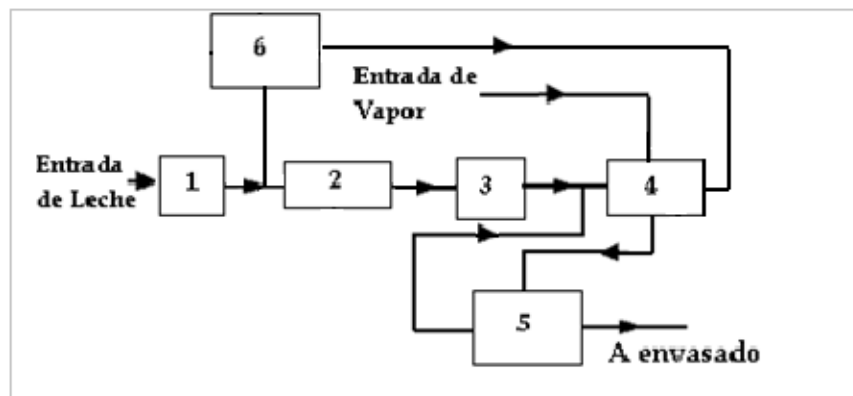


Figura 4.1 Proceso de pasteurización.

4.2.2. Procesos de UHT

La leche con tratamiento térmico UHT se define, como un producto, envasado asépticamente (nuestro caso), obtenido mediante proceso térmico en flujo continuo, aplicado a la leche, a una temperatura no inferior a 132°C durante un tiempo de 2 a 4 segundos, seguido inmediatamente de envasado aséptico en recipientes estériles a prueba de luz, impermeables y cerrados herméticamente, de tal manera que aseguran la ausencia de todas las formas de microorganismos vegetativos y esporulados, sin alterar de manera esencial ni su valor nutritivo, ni sus características físico-químicas u organolépticas. En la figura 4.2 se representa un proceso simplificado de tratamiento UHT para la producción de leche, donde el suministro de vapor es vital durante todo el proceso.

1. El producto a unos 4°C se bombea desde el tanque de almacenamiento hasta un tanque de regulación (1)
2. Posteriormente es llevado el producto a regeneración al intercambiador de placas(2) a una temperatura aproximada de 75°C
3. Ahora el producto es homogenizado (3), y pasado al intercambiador de placas(2) para tratarlo entre 137°C por inyección indirecta de vapor
4. El producto pasa al intercambiador de tubos (4) para mantenimiento en un tiempo de 4 segundos para poderlo pasar al tanque aséptico steritank (5) y ser envasado asépticamente

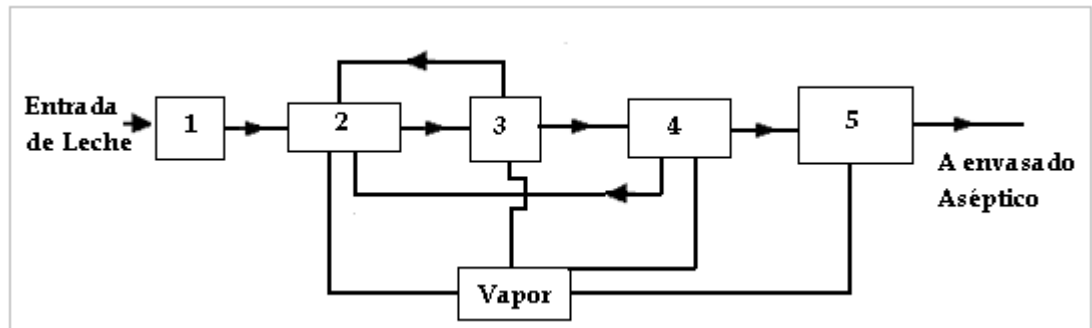


Figura 4.2 Proceso simplificado de leche con tratamiento UHT

4.2.3. Proceso de producción de arequipe

El arequipe es un producto obtenido por medio de la cocción de la leche a altas temperatura de forma prolongada y continua. A continuación en la figura 4.3 se presenta un diagrama simplificado para el proceso de arequipe.

Nota: en la preparación de arequipe es indispensable la generación de vacío en algunos equipos por medio de un eyector de vapor, el cual succiona el aire arrojando vapor a la atmósfera.

1. Preparación de la mezcla leche, azúcar y aditivos en los tanques de regulación (1)
2. Envío al pre calentador donde alcanza temperaturas de evaporación (2)
3. Envió de mezcla densa al cuerpo evaporador, para que desciende en forma de película (3)
4. La mezcla se recibe en el equipo separador de vahos (4) donde se separan los líquidos del concentrado, ahora se envían parte al evaporador (3) para recirculación y la otra al tanque de concentraciones (5)
5. Se envía el producto concentrado al equipo intercambiador de superficie rascada (6) y se eleva nuevamente la temperatura para la reacción de color y configuración estructural.
6. Ahora el producto es enviado al tubo de tiempo (7) ingresando luego al equipo cámara flash (8), donde la temperatura desciende a niveles óptimos para el envasado.

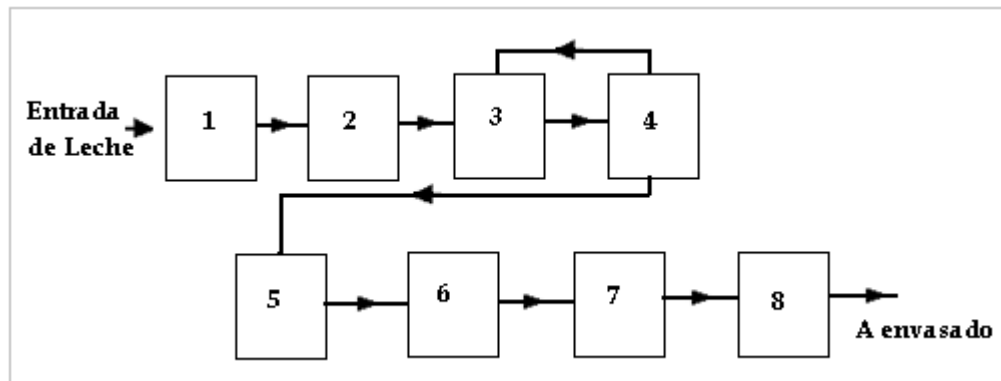


Figura 4.3 Esquema simplificado para elaboración de arequipe

4.3. Consumo de Vapor

Para el cálculo de consumo de vapor de la planta, se han tenido en cuenta, los procesos de lavado de los equipos, pasteurización, UHT y producción de arequipe

4.3.1 Lavado de los Equipos

Los fabricantes de productos alimenticios están obligados a mantener altos niveles de higiene en sus procesos y en toda la planta. Para el proceso de lavado de equipos en la empresa se deben seguir normas técnicas establecidas por el Ministerio de Salud Colombiano estipulados en los artículos 98,100 del decreto 2437 establecido en 1.983, donde se mencionan los tratamientos para lavados de recipientes y equipos para procesos alimenticios con leche, a demás de utilización de sosas o detergentes en casos pertinentes.

4.3.1.1 Lavado de Equipos de Pasteurización

En los procesos de pasteurización se lavan todos los equipos antes y después de la producción. Entre estos equipos tenemos: homogenizador, equipo clarificador, intercambiador de placas, tanques de balance etc. Esto se hace por medio de la circulación de agua para eliminar la suciedad suelta, limpiezas con agentes esterilizantes, enjuagado con agua limpia y recirculación de agua caliente asegurando una limpieza total.

En esta zona se calienta agua a una temperatura aproximada de 80 ° centígrados para la recirculación en los equipos por un espacio mínimo de 5 minutos. Este volumen requerido de agua se obtiene de la inyección de vapor al interior de un tanque con capacidad 2000Lt efectuándose una transferencia de calor directa con el agua hasta el valor deseado de temperatura.

Nota: en la zona de pasteurización se midió la temperatura del vapor en las tuberías arrojando un valor promedio de 138°C.

Ahora se puede calcular la masa de vapor necesaria para la obtención de los 2.000Lt de agua caliente.

Primero encontramos el calor necesario para llevar el agua desde temperatura ambiente hasta los 80°C requeridos en el proceso

$$Q = (2.000 \text{ Kg}) * \left(1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}}\right) * (80 - 20)^\circ\text{C} = 120.000 \text{ Kcal}$$

Ahora en el proceso de transferencia de calor, el agua incrementa la temperatura de 20° C a 80° C, y se agrega una masa de vapor a 138°C, mezclándola con el agua encontrando el equilibrio térmico a 80° C

En la siguiente relación el segundo término, es el calor necesario para llevar el vapor de 138° hasta el punto de condensación, el tercer término es el calor necesario para llevarlo al punto de ebullición y el cuarto término es el calor necesario para llevarlo a la temperatura de equilibrio (80°C)

$$120.000 \text{ Kcal} = m_v \left(0,48 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}}\right) (138 - 100)^\circ\text{C} + m_v \left(469 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right) + m_v \left(1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}}\right) (100 - 80)^\circ\text{C}$$

$$120.000 \text{ Kcal} = m_v \left(18,24 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right) + m_v \left(469 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right) + m_v \left(20 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right)$$

$$120.000 \text{ K cal} = m_v \left(527,21 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right)$$

$$m_v = 227,6 \text{ Kg}$$

Este resultado es la masa de vapor necesaria para calentar los 2.000Lt de agua hasta 80°C.

Si en este proceso consideramos dos eventos al día, el total de vapor necesario serian 455 kg para una tasa de consumo de vapor aproximado de 19 Kg /h

4.3.1.2 Lavado de Silos de la Planta

Los tanques silo, son los recipientes de recepción y almacenamiento de la leche que también deben ser lavados continuamente para evitar la contaminación en los procesos. Para el lavado de estos tanques, se utilizan 1500Lt de agua caliente a 80°C aproximadamente; obtenidos a partir de la mezcla de agua y vapor en un tanque ubicado en la parte exterior de la planta como se menciona en la sección 3.2. Para conocer la cantidad de vapor necesario para este fin procederemos de igual forma como en la sección anterior.

$$Q = (1.500 \text{ Kg}) \left(1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \right) (80 - 20)^\circ\text{C} = 90.000 \text{ Kcal}$$

$$90.000 \text{ Kcal} = m_v \left(0,48 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \right) (138 - 100)^\circ\text{C} + m_v \left(469 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right) + m_v \left(1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \right) (100 - 80)^\circ\text{C}$$

$$90.000 \text{ Kcal} = m_v \left(18,24 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right) + m_v \left(469 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right) + m_v \left(20 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right)$$

$$90.000 \text{ Kcal} = m_v \left(527,21 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right)$$

$m_v = 171 \text{ Kg}$, donde m_v es la masa necesitada en el lavado de los silos. Si consideramos 2 ciclos de limpieza al día serían 341Kg de vapor, para una tasa de consumo de vapor de 14 Kg/h

4.3.1.3 Lavado Equipos en UHT

Para el lavado en esta zona se cuenta un equipo llamado CIP⁵ (Cleaning in place) o limpieza sin desarmar; el cual lava automáticamente los equipos al comenzar y terminar la producción. Según la ficha técnica del CIP este consume de 9 a 12 Kg de vapor por maquina en cada ciclo de limpieza. Teniendo presente que los equipos de esta zona son: homogenizador, Intercambiador de placas, Intercambiador tubular, Tanque aséptico y maquina llenadora aséptica; Podemos asumir que el consumo por ciclo de este equipo es de 48 Kg de vapor. Según las referencias de los operarios en la planta este proceso dura aproximadamente 1 hora.

4.3.1.4 Lavado Equipos para Producción de Arequipe

⁵ [3] Manual de industrias lácteas-Tetrapack, Cap. 21

En la memoria técnica para elaboración de arequipe no referencia valores concretos para el lavado de estos equipos; pero podemos suponer que si utilizamos el equipo CIP en este proceso se gastarían aproximadamente 96 kg por ciclo de limpieza para los 8 equipos que intervienen en este proceso

4.3.2. Procesos de Pasteurización

Como ya se describió anteriormente en el numeral 4.2.1 el equipo consumidor de vapor en este proceso es el intercambiador de placas⁶. Que consiste en un paquete de 271 placas de acero inoxidable sujetas por un bastidor donde fluyen diferentes líquidos a diferentes temperaturas separados por las paredes de las mismas placas. El bastidor contiene varios paquetes de placas separados, en los cuales se efectúan diversos procesos como precalentamientos, calentamientos finales y enfriamientos. Su configuración esta dispuesta para que las 45 primeras placas circule una mezcla de agua y vapor, 161 placas para la regeneración de la leche y las ultimas 65 placas para el enfriado de la leche. Según el manual del intercambiador el agua caliente que circula entre los paquetes de placas entra a 170°F y sale a 153°F a una razón de flujo de 277 galones por hora.

Según la información anterior podemos calcular masa de vapor necesaria en este proceso como se ha trabajado antes; Utilizando la ecuación 1.2 tenemos:

Calor necesario para elevar la temperatura de 1.260Lt de agua desde 20°C hasta 78°C

⁶ Fuente: Instrucciones de operación pasteurizador para leche, Chester-jensen, International Dairy Equipament Associates Inc.

$$Q = (1.260 \text{ Kg}) \left(1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} \right) (78 - 20)^\circ\text{C} = 73.080 \text{ Kcal}$$

$$73.080 \text{ Kcal} = m_v \left(0,48 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} \right) (138 - 100)^\circ\text{C} + m_v \left(469 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right) + m_v \left(1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} \right) (100 - 78)^\circ\text{C}$$

$$73.080 \text{ Kcal} = m_v \left(527,21 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right)$$

$$m_v = 138 \text{ Kg}$$

m_v es la masa de vapor necesario en el proceso de pasteurización.

4.3.3. Procesos de UHT

En los procesos de UHT se encontró en los manuales de operación los consumos de vapor para cada uno de estos equipos como se describen a continuación:

- Intercambiador de placas H7: equipo que esta dividido en 4 secciones para procesos de regeneración, enfriamiento, esterilización y corrección de enfriado. La velocidad del equipo es de 3.000Lt/h a una presión de 600 Kpa para la leche. El consumo de vapor de 420 Kg/h.

- Intercambiador de calor tubular: intercambiador de tubos concéntricos con dimensiones de 10 multitubos internos de 64 mm de diámetro y 6 metros de largo todo en acero inoxidable. Consumo promedio de vapor 194 Kg/h
- Tanque aséptico steritank: en el consumo total de vapor incluye un ciclo de pre-esterilización y se recomienda dimensionar la alimentación de vapor para 1.000 Kg/h, la estación de reducción de vapor debe estar equipada con una válvula de seguridad y una presión ajustada de 3,2 bar. En el consumo total durante cada ciclo de pre-esterilización debe alimentarse con 10 m³/h de agua.

Este equipo efectúa una pre-esterilización antes de la esterilización con el proceso CIP

- Máquina llenadora aséptica: el consumo de vapor es bajo pero constante y se debe mantener la presión controlada para rangos de temperatura de 125-130 °C; su consumo es de 6 lb/h (2,4 Kg/h)

El total necesario para los procesos de UHT se estima en 1.616 Kg/h

4.3.4. Procesos para Producción de Arequipe

Según los manuales de operación de los equipos para producción de arequipe se tienen:

- Un intercambiador de calor de superficie rascada con capacidad de 250 kg/h (mezcla leche/azúcar 70%), con un fluido calefactor de vapor 4 kg/cm². Consumo de vapor aproximado 470 Kg/h
- Cuerpos evaporadores y separadores de vahos: componente básico para evaporación de agua, consumos de vapor constantes bajo presión regulada. Consumo estimado de vapor 650 Kg / h

Nota: para la producción de arequipe es indispensable generar vacío en los evaporadores por medio de eyectores de vapor expulsando vapor a la atmósfera a razón de 70 Kg/h.

Total de consumo de vapor para los equipos de arequipe: 1190 Kg / h

El total de consumos de vapor de los procesos descritos anteriormente se presentan en la tabla 4.1

Tabla 4.1. Relación de consumos de vapor en los diferentes procesos.

Proceso	Consumos de vapor Kg/h
Lavado equipos de pasteurización	19
Lavado de silos de la planta	14
Lavado equipos en UHT	48
Lavado equipos para producción de arequipe	96
Procesos de pasteurización	138
procesos de UHT	1.616
Procesos para producción de arequipe	1.190
Total	3.121

Capítulo 5

Producción de Vapor, Cálculos de Eficiencia y Consumo de Combustible en las Calderas

5.1 Introducción

Este capítulo describe como se encontró un valor aproximado de producción de vapor en las calderas por medio de un dispositivo de medición. Además se determino el rendimiento del cuarto de calderas con base a la medida experimental del flujo de vapor, calor desprendido por radiación, por flujo de aire en las chimeneas y por el calor aplicado para la producción del suministro.

5.2. Medida Experimental del Vapor Generado por las Calderas

Debido a que la planta carece de medidores de flujo de vapor en sus calderas y en sus procesos, se decidió implementar un dispositivo que midiera el caudal de vapor como se puede observar en la figura 5.1. El dispositivo fue instalado en una sección asignada por el departamento de montajes y mantenimiento de Friesland Colombia. Ubicado entre el intercambiador de placas de la zona de pasteurización y la tubería principal del suministro como se puede observar en la figura 5.2.



Figura 5.1. Tubo de Venturi en zona de pasteurización.

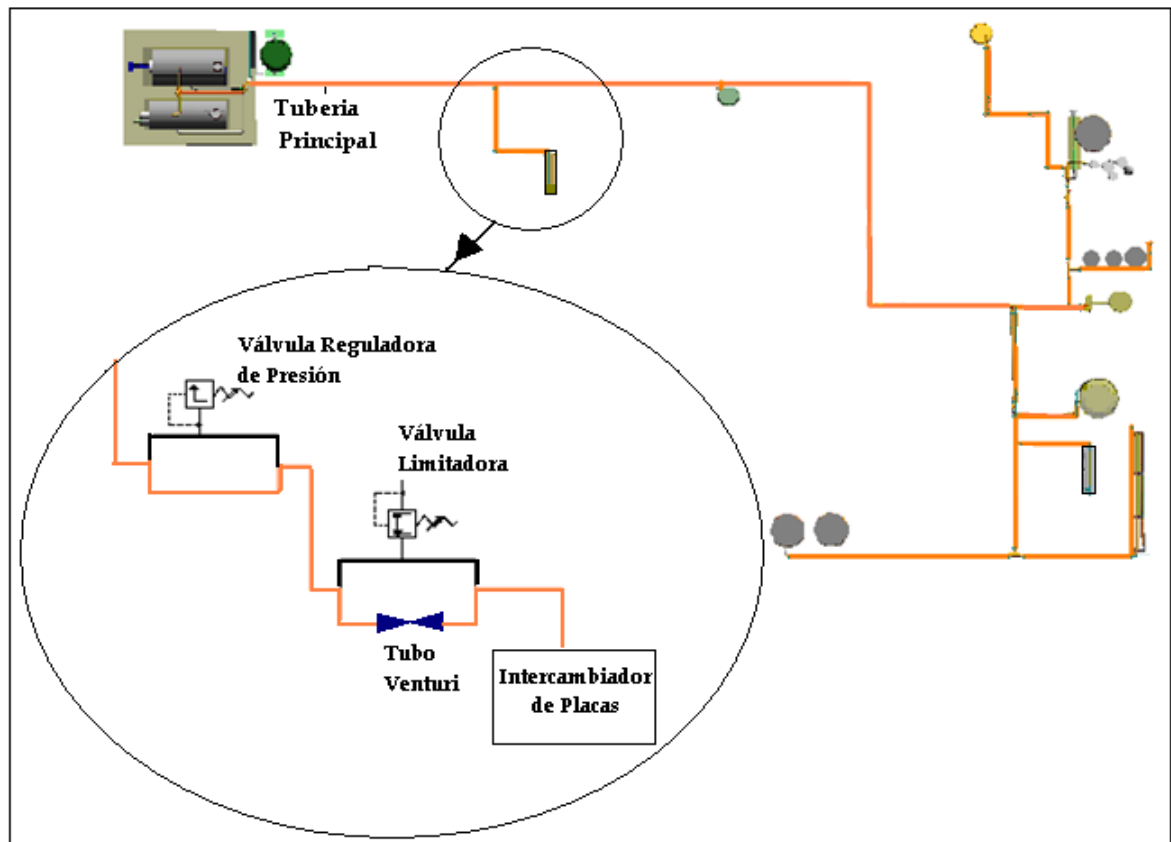


Figura 5.2 Ubicación del tubo Venturi para la medición de caudal

5.2.1 Características del Dispositivo para la Medición de Caudal

Existen diferentes dispositivos para la medición de caudal (ver en el anexo A3). En este caso se optó por implementar un medidor diferencial (tipo tubo Venturi) por las ventajas de fabricación, costos y operación. El tubo Venturi consta principalmente de tres partes como se muestra en la figura 5.3

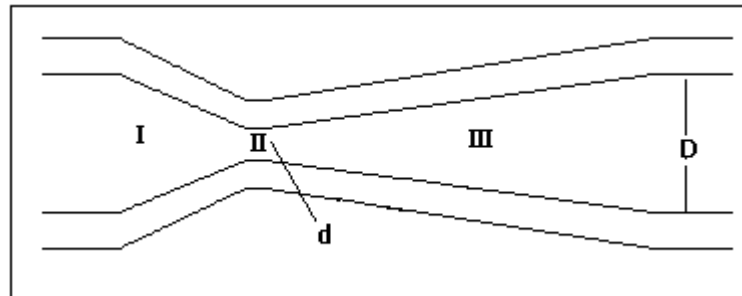


Figura 5.3 Esquema del dispositivo para medición de caudal

- Entrada de forma cónica convergente (I)
- Garganta de forma cilíndrica (II)
- Difusor de forma cónica divergente (III)

La entrada de forma cónica convergente, guía el fluido de vapor hacia una sección transversal muy angosta produciendo una diferencia de presión entre los puntos I y II del dispositivo. Después el fluido se expande en la sección divergente presentando también una diferencia de presión. Para la fabricación del dispositivo se consultó; sobre el tipo de material, relaciones entre los diámetros, ángulos y longitud del tubo. Todo eso con el fin de obtener un dispositivo que cumpliera con las características propicias para producir una diferencia de presión conveniente para la medición. [13]

El dispositivo presenta las siguientes características:

- Material = Bronce latón
- Relación $D > d$, $d/D = 0,233$ por condición en la ecuación.
- Longitud = 354 mm. = 11,8 D = Tubo de Venturi (Largo)
- Ángulo convergente = 20° ; Ángulo Divergente = $6,6^\circ$
- Diámetro de entrada = 30 mm.; Diámetro de la garganta = 7 mm.

- Medidores de presión = 3 Manómetros tipo Bourdon (0-200) psi, temperatura máx. 482 ° F- 250 °C

En la figura 5.4 se muestra el plano del diseño del tubo venturi con las relaciones requeridas de diámetros, longitudes y distancias entre agujeros para instalación de los manómetros.

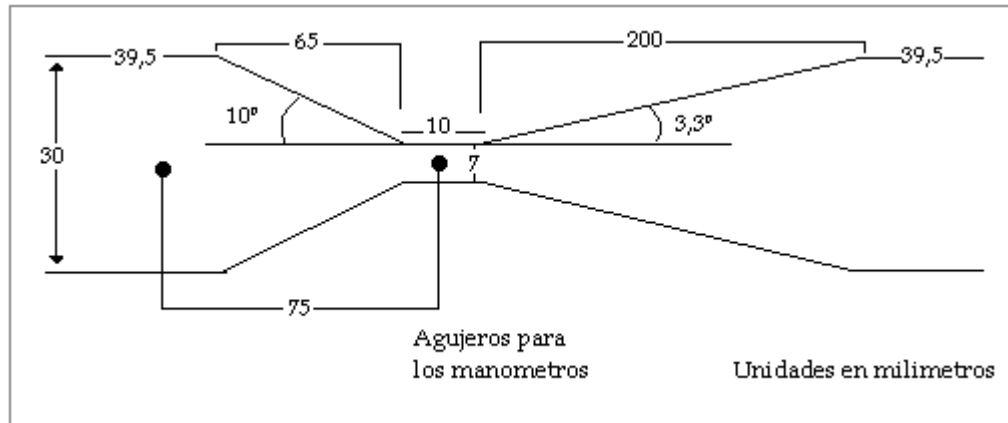


Figura 5.4. Geometría del tubo de Venturi

La tabla 5.1 muestra las secciones transversales de área del dispositivo por donde pasara el fluido para tomar los datos de presión esos puntos.

Tabla 5.1. Puntos para la toma de muestras de presión

Puntos	Diámetro (mm.)	Sección transversal	
		(mm. ²)	(m ²) x10 ⁻⁴
I	30	706,86	7,07
II	7	38,48	0,385

5.2.2 Datos Obtenidos Experimentalmente por el Dispositivo Venturi

Los datos obtenidos con la producción de vapor de las dos calderas de la planta a una presión aproximada de 150 psi en cada una de ellas. El instrumento se instaló entre una válvula reguladora y el intercambiador de placas de dicha sección como fue mencionado anteriormente.

Nota: el consumo de vapor en las zonas de UHT y arequipe se pueden asumir como cero ya que estos datos se tomaron en una hora fuera del tiempo de producción para evitar inconvenientes en su instalación y con la producción de la planta. La entrada al intercambiador de calor se desvió para no dañar los empaques de este equipo; pues por este debe pasar agua caliente (a temperatura regulada) y no solo vapor.

Con el dispositivo se tomaron dos medidas de presión:

La primera medida se hizo con el propósito de verificar el funcionamiento de los manómetros instalados en el dispositivo. Se pasó el fluido de vapor proveniente de la tubería principal (1), a través una válvula reguladora de presión calibrada a 80psi (2), y después al dispositivo Venturi (3), como se muestra en la figura 5.5. Se observó que la presión en el primer manómetro no superó los 80 psi (Presión a la que estaba regulada) lo que nos indicó que los manómetros funcionaban correctamente.

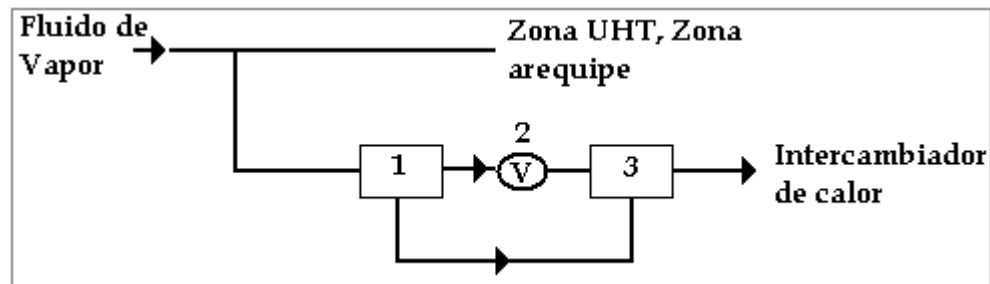


Figura 5.5. Recorrido del fluido de vapor en la toma de datos con el dispositivo Venturi

Los datos de esta primera experiencia se muestran en la tabla 5.2.

Tabla 5.2. Datos de presión para la primera medida

Puntos	Área (m ²) x10 ⁻⁴	Presión		Diferencia de presiones
		Psi (lb.f/pulg. ²)	Pa. (N./m ²)	Pa. (N./m ²)
1	7,07	76	523.860	193.001
2	0,385	48	330.859	

La segunda medida se hizo cerrando la válvula reguladora. De tal forma que el flujo de vapor proveniente de la tubería principal (1) pasara directamente hasta el dispositivo Venturi (3). Los datos obtenidos son los siguientes:

Tabla 5.3. Datos de presión para la segunda medida

Puntos	Área (m ²) x10 ⁻⁴	Presión		Diferencia de presiones
		Psi (lb.f/pulg. ²)	Pa. (N./m ²)	Pa. (N./m ²)
1	7,07	150	1'034.250	303.380
2	0,385	106	730.870	

La presión en el dispositivo se tomo en los puntos 1 y 2 del dispositivo (figura 5.6). El fluido de vapor venia de derecha a izquierda pasando por el manómetro 1 y 2 respectivamente.



Figura 5.6. Medida de presión con el dispositivo Venturi

5.2.3 Cálculo de Caudal Limitado con Válvula Reguladora de Presión.

Suponiendo nuestro fluido de vapor como un fluido incompresible, de densidad constante y laminar. Utilizamos la ecuación de caudal 5.1 (deducción en el anexo A4) para determinar un valor aproximado de flujo de vapor generado por las dos calderas.

$$F = A_2 \frac{\sqrt{2 \left(\frac{p_1 - p_2}{\rho} \right)}}{\sqrt{1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2}} \quad (5.1)$$

Remplazando los datos de presiones, densidad según la temperatura del fluido, área de las secciones 1 y 2, calculamos el flujo de vapor para las dos experiencias con el dispositivo Venturi.

Flujo de vapor a través del dispositivo con paso por la válvula reguladora de presión.

$$F = \frac{3,85 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \sqrt{\frac{2(193.001) \text{ Kg/ms}^2}{940,89 \text{ Kg/m}^3}}}{\sqrt{1 - \left(\frac{3,85 \times 10^{-5} \text{ m}^2}{7,07 \times 10^{-4} \text{ m}^2} \right)^2}} = 7,8 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

El resultado anterior expresado en unidades de masa

$$F = \left(9,6 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right) * \left(940,89 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}\right) = 0,734 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

Por tanto el flujo de vapor en una hora de trabajo seria 2.641 Kg

5.2.4 Cálculo de Caudal sin válvula Reguladora de Presión

Remplazando los datos obtenidos en la ecuación

$$F = \frac{3,85 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \sqrt{\frac{2(303.380) \text{ Kg/ms}^2}{865 \text{ Kg/m}^3}}}{\sqrt{1 - \left(\frac{3,85 \times 10^{-5} \text{ m}^2}{7,07 \times 10^{-4} \text{ m}^2}\right)^2}} = 0,001065 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

En unidades de masa

$$F = \left(0,001065 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right) * \left(865 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}\right) = 0,882 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} = 3.175 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Este valor corresponde a un valor aproximado de masa de vapor que generan las dos calderas en una hora de trabajo.

5.3. Calor Portador del Vapor, Producido por las Calderas

Este calor se encuentra contenido en el flujo de vapor suministrado del cuarto de calderas. Considerando una producción aproximada de 3.175 Kg/h de vapor, se puede calcular el calor presente en este flujo de vapor.

El calor necesario para producir 3.175 Kg de vapor es

$$Q = 3.175 \text{ Kg} * \left(0,48 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}\right) (201,7 - 100)^\circ\text{C} + 3.175 \text{ Kg} * \left(1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}\right) (100 - 80)^\circ\text{C} + 3.175 \text{ Kg} * \left(469 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right)$$

$$Q = 1'707.566 \text{ Kcal}$$

5.4. Calor Desprendido por Radiación

En las calderas deben presentarse innumerables transferencias de calor entre las superficies de los tubos de fuego, la carcasa de la caldera y el agua contenida en la cámara. Estas transferencias de calor son aprovechadas al máximo para la evaporación del agua, pero también se presentan pérdidas ocasionadas por radiación que vienen desde el interior de las calderas hasta el exterior de ellas.

Utilizando la ecuación 1.8, calcularemos el calor por radiación teniendo en cuenta que las temperaturas en la superficie de la carcasa exterior es aproximadamente 40°C, la emisividad del acero es 0,160 y la superficie exterior de las calderas es 29,4 m² para la de 150BHP y 33,3 m² para la de 200BHP.

Para la caldera de 150 BHP

$$Q = (0,160) * (5,67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2K^4}) * (29,4 \text{ m}^2) * (313 \text{ K})^4 = 2.560 \text{ W}$$

En otras unidades $Q=2.207 \text{ Kcal/h}$

Para la caldera de 200 BHP

$$Q = (0,160) * (5,67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2K^4}) * (33,3 \text{ m}^2) * (313 \text{ K})^4 = 2.900 \text{ W}$$

En otras unidades $Q=2.501 \text{ Kcal/h}$

El total de calor desprendido por las dos calderas es: **4.708 Kcal/h**

5.5. Calor Generado a partir de la Combustión de GLP

El calor que genera la combustión de GLP se puede obtener mediante el producto del poder calorífico (Q_f) y de la cantidad de combustible (C_i) gastado en una hora de trabajo. En la tabla 5.4 presenta datos de consumos de GLP con relación a las horas trabajadas por cada una de las calderas. Estos datos nos servirán para determinar un valor promedio de consumos de GLP por hora.

Tabla 5.4. Consumos de GLP por horas de trabajo en las calderas

Dato	Caldera de 150 BHP		Caldera de 200 BHP	
	Consumo GLP	Horas trabajadas	Consumo GLP	Horas trabajadas
1	3.433	90,35	11.784	180
2	2.327	61,24	9.960	193
3	1.416	20,67	12.492	303
4	1.370	20	12.197	232
5	399	5,82	12.666	246
6	1.237	18,07	11.053	243
7	599	8,74	11.800	204
8	2.099,12	55,24	13.752	391
9	1.835,02	48,29	11.859	335
10	2.149,66	56,57	12.690	326
11	2.108,24	55,48	12.317	287
12	1.553,06	40,87	13.691	366
13	1.857,82	48,89	12.797	336
14	1.651,48	43,46	10.638	274
15	1.589,54	41,83	13.596	487
16	2.458,98	64,71	12.224	337
17	2.438,23	64,16	12.927	307
Total horas trabajadas		1124		5047
Consumo promedio GLP (gal/h)	39,98		41,3	

Fuente Informes de combustibles 2.006-2.007 por periodos mensuales de consumo, Departamento de Montajes y Mantenimiento Friesland Colombia S.A.

A continuación utilizamos la densidad del GLP en su estado líquido (506 Kg/m³) para pasarlo a unidades de masa.

$$\text{Caldera de 150BHP: } C_f = 39,98 \text{ gal} = 0,181388991\text{m}^3 * 506 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = \mathbf{91,78 \text{ Kg}}$$

$$\text{Caldera de 200BHP: } C_f = 41,3 \text{ gal} = 0,187753517\text{m}^3 * 506 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = \mathbf{95 \text{ Kg}}$$

Entonces el calor aplicado por cada caldera para la generación de vapor es:

$$\text{Para la caldera de 150BHP } Q_a = 10.900 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} * 91,78 \text{ Kg} = \mathbf{1'000.402 \text{ Kcal}}$$

$$\text{Para la caldera de 200BHP } Q_a = 10.900 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} * 95 \text{ Kg} = \mathbf{1'035.500 \text{ Kcal}}$$

Por tanto el calor total generado en cuarto de calderas por combustión es **2'035.902 Kcal**

5.6. Calor del flujo de Aire en las Chimeneas

La salida de humos en la chimenea genera pérdidas de energía inevitables, debido a que, el aire absorbe calor de la combustión. Este calor puede ser medido por medio de la salida de humos en la chimenea y para ello debemos calcular los porcentajes de aire necesario en la combustión, que depende del combustible utilizado en las calderas.

Para una combustión adecuada recomiendan una relación de aire combustible ⁷(RAC 1: 4,5) con porcentajes entre 2,2 % y 9,5% respectivamente en el caso del GLP, esto con el fin de garantizar que halla una combustión completa libre de CO en los humos. Si queremos determinar las pérdidas de calor en este caso, es necesario conocer el aire total utilizado en la combustión de cada caldera y podemos proceder de la siguiente manera:

1-Determinar la cantidad ideal de combustible (C_i) para generar el calor de las calderas.

Utilizando los datos de la sección 5.5 tenemos que los kilogramos de GLP necesarios para la combustión son

⁷ [18] Sopena L, José. Manual de instalaciones de GLP

$$C_f = 186,78 \text{ Kg} \sim 187 \text{ Kg.}$$

2-Encontrar la cantidad de aire teórico para la combustión (ATC)

$$ATC = (RAC * C_f) = 4,5 * 187 \text{Kg/h} = 841,5 \text{ Kg/h}$$

3-Determinar la cantidad de aire total requerido (ATR, 40% más del valor encontrado), podemos decir que por conservación de masa se sabe que el aire que entra es igual al que sale entonces:

$$ATR = (1,4 * ATC) = 1,4 * 841,5 = 1.178 \text{ Kg/h}$$

4- Determinar el calor necesario para elevar la temperatura del aire desde la temperatura ambiente hasta la registrada en la salida de las chimeneas, en la tabla 5.5 se muestran datos de temperatura de salida de los humos en cada una de las calderas; Estos datos fueron medidos con un pirómetro proporcionado por el almacén de la empresa.

Tabla 5.5 Temperatura en las chimeneas

Caldera BHP	Temperatura en las chimeneas °C	Temperatura ambiente °C
150	176	26
200	174	26

Utilizando la ecuación de calor (1.2) calculamos el calor absorbido por el humo de la combustión. Calor específico del aire: 1,006 Kj/ Kg K

$$Q = (1.178 \text{ Kg/h}) \left(1,006 \frac{\text{Kj}}{\text{Kg K}} \right) (175 - 26) \text{ }^\circ\text{C} = 176.575 \text{ Kj/h} = 42.025 \text{ Kcal/h}$$

Total de calor en los humos de las chimeneas para las dos calderas **42.025 Kcal/h**

5.7. Eficiencia

El rendimiento o eficiencia, en cualquiera de sus aspectos; mide el desempeño que tiene un sistema determinado al analizar la salida deseada sobre la entrada requerida. La eficiencia está implícita en cada uno de los componentes de un sistema o ciclo que involucran las líneas de producción y de suministro de servicios llevados a cabo en la planta. La eficiencia podemos expresar desde diferentes puntos de vista y para ello utilizaremos los resultados anteriores para calcular algunas eficiencias del ciclo de generación y suministro de vapor.

5.7.1 Eficiencia del cuarto de calderas:

La eficiencia del cuarto de calderas la vamos a determinar con el valor del calor total producido (Q_{tp}) y con el valor del calor que podía producir (Q_{pp}), según el consumo de combustible. El calor total producido es la suma del calor presente en el vapor que generan las calderas (según la medición experimental, medida 2) más el calor que desprende la radiación en el exterior de las calderas y más el calor que ha tomado el aire de la combustión que fluye a través de las chimeneas. El calor que podía producir lo asociaremos al calor que es consecuencia directa de la cantidad del combustible quemado en el hogar y del poder calorífico del combustible. Este rendimiento lo relacionaremos de la siguiente manera:

$$\eta = \frac{Q_{tp}}{Q_{pp}}$$

1. El calor total producido se determino

Calor presente en 3.175Kg de vapor:
1'707.566 Kcal

Calor desprendido por Radiación:
4.708 Kcal

Calor del flujo de aire en las chimeneas:
42.025 Kcal

Entonces el calor total producido Q_{tp} es: 1'754.299
Kcal

2. Calor que podía producir en la quema del combustible 2'035.902 Kcal

Entonces el rendimiento es

$$\eta = \frac{1'754.299}{2'035.902} = 0,86 \%$$

5.7.2 Eficiencia de la Utilización de la Energía del combustible

Al quemar cierta cantidad de combustible en una hora de trabajo en las calderas estas deben producir una cantidad de vapor con calor asociado de aproximadamente 1'707.566 Kcal. Entonces

$$\eta = \frac{1'707.566}{2'035.902} = 0,83 \%$$

Solo el 83% del combustible quemado es aprovechado para la producción de vapor.

5.8. Consumos de Combustible

Ahora calcularemos cual seria el gasto de combustible (GLP) para una producción de vapor y un rendimiento del 83% como lo plantea la ficha técnica de cada caldera.

Mediante la ecuación que incluye la entalpía del vapor, la entalpía del agua de alimentación, poder calorífico del combustible, rendimiento esperado, cantidad de combustible y flujo de vapor.

$$C_f = \frac{f_v * (H_{vsat} - H_{aa})}{\eta * m_{com}}$$

f_v : flujo de vapor Kg/h

H_{vsat} : entalpía del vapor (670Kcal/Kg)

H_{aa} : entalpía del agua de alimentación (79,9Kcal/ Kg)

Q_f : poder calorífico del combustible Kcal/Kg

m_{com} : cantidad de combustible Kg/h

η : rendimiento

Para la caldera de 150BHP

$$C_f = \frac{\left(2.347 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}\right) * \left(590 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right)}{\left(10.900 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right) * (0,83)} = 153 \text{ Kg/h}$$

Como el GLP es un carburante líquido (almacenado a temperaturas inferiores de -42° centígrados) y densidad de 506 Kg/m³ en estado líquido tenemos se puede expresar el resultado anterior en unidades de volumen.

$$\frac{153 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}}{506 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 0,3 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 66 \text{ gal}$$

Análogamente para la caldera de 200 BHP

$$C_f = \frac{\left(3.129 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}\right) * \left(590 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right)}{\left(10.900 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}\right) * (0,83)} = 204 \text{ Kg/h}$$

Expresado en unidades de volumen:

$$\frac{204 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}}{506 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 0,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 88 \text{ gal}$$

Capítulo 6

Pérdidas en el Suministro de Distribución de Vapor y Recuperación de Calor

6.1. Introducción

En cualquier sistema donde exista una interacción de calor se presentan pérdidas de tipo irreversibles desde el punto de vista termodinámico, y se deben minimizar aprovechando al máximo los recursos energéticos que se tengan a disposición. En este capítulo se identificaron las pérdidas de calor en la planta para posteriormente recomendaciones para disminuir las pérdidas de calor además se presenta una relación de costos beneficios al implementar estas propuestas o recomendaciones.

6.2. Identificación de Pérdidas de Calor

En la planta de Friesland de Colombia de acuerdo con el seguimiento que se hizo a través de este trabajo, se encontraron; pérdidas de calor en las tuberías de suministró, en los procesos de de pasteurización y procesos de UHT, además gastos de vapor en otros procesos que pueden ser reevaluados para evitar gastos innecesarios de producción de vapor.

6.2.1. Pérdidas en los Sistemas de Suministro de Vapor

Las pérdidas de calor en sistemas de ductos pueden considerarse insignificantes cuando se tienen aislantes térmicos. Aun así existen pérdidas en estos ductos. Ahora vamos a cuantificar las pérdidas que se presentan en el suministro de vapor para la planta con la tubería y su respectivo aislante térmico y después se hará lo mismo con la tubería que no lo posee.

La temperatura promedio en la tubería principal es de 156 °C y una longitud aproximada de 67,2 metros. El vapor que fluye en las tuberías secundarias y que se encuentra regulada tiene una temperatura aproximada de 138°C.

El ducto tiene un aislante térmico de espuma de poliuretano tipo IV y de espesor de 3 pulgadas, su conductividad térmica k (0,02 W/ m °C) en una temperatura ambiente de 22 °C.

Entonces:

ε : espesor del aislante térmico, 3 pulg = 0,0762m

Diámetro de la tubería 4 pulg = 0,1016m

El coeficiente de transferencia global para nuestro aislante es

$$U = \frac{k}{\varepsilon} = \frac{0,02 \frac{W}{m^{\circ}C}}{0,0762 \text{ m}} = 0,26 \frac{W}{m^2 \text{ }^{\circ}C}$$

En otras unidades

$$U = 0,89 \frac{\text{Btu}}{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Y reemplazando los valores en la ecuación (1.5), tenemos

$$Q = 2\pi \left(0,89 \frac{\text{Btu}}{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right) (1 \text{ m}) \frac{(156 - 22)}{\ln \frac{0,127}{0,0508}} = 818 \text{ Btu/h}$$

A lo largo de toda la tubería: 54.970 BTU/h

El vapor fluyente a través de la tubería aislada no retiene completamente el calor, y se pierde, inevitablemente, a una razón aproximada de 818 Btu/h por metro de tubería. Estas pérdidas de vapor nos hacen reflexionar con respecto a las secciones de tubería que no están protegidas con el aislante térmico o que se han deteriorado con el paso del tiempo. Un ejemplo claro lo vemos a continuación en una sección de la planta figura 6.1, donde la tubería no tiene el aislante térmico donde las pérdidas deben ser mayores.



Figura 6.1. Tubería sin aislante térmico, sección de UHT

6.2.2. Pérdidas de Calor en Tuberías sin Aislante Térmico

Para realizar los cálculos correspondientes a las pérdidas de calor en tuberías sin aislante térmico se hicieron a partir de la ecuación 1.4. Para una longitud de 1 metro de tubería y diferentes diámetros, el material de la tubería acero al 1% de carbono que es el normalmente utilizado y una conductividad térmica de 43 W/m °C entre 100 y 200 °C. La temperatura en el exterior del tubo se encontró muy cercana a la temperatura del vapor internamente. La diferencia de temperatura del tubo en el exterior y el interior oscilaba entre 4° y 5° centígrados, datos importantes para nuestros cálculos.

Tabla 6.1. Pérdidas de calor por metro de tubería sin aislante térmico

Tamaño nominal del tubo	Diámetros del tubo		Pérdidas de calor Q	
	Exterior	Interior	Kcal/h	Btu/h
pulg	metros	metros		
½	0,021336	0,01580	3.078	12.215
1	0,033401	0,02644	3.956	15.700
1 ¼	0,042164	0,03505	5.003	19.856
1 ½	0,048260	0,04089	5.579	22.142
2	0,060325	0,05250	6.656	26.411
2 ½	0,073025	0,06372	6.784	26.920
3	0,088900	0,07792	7.014	27.834

Fuente: [15] Datos de tubería estándar (Pope Edward, Mc Graw Hill, Soluciones prácticas para el ingeniero mecánico, pág.187)

Para las diferentes zonas de la planta con tubería sin aislante térmico tenemos:

En la zona de Arequipa (figura 6.2) las secciones de tubería que no poseen aislante térmico, se midieron en aproximadamente 10 metros con un diámetro de 1 ¼ pulgadas las pérdidas aproximadas en sección de tubería se estiman en 198.560 BTU/h



Figura 6.2. Tuberías sin aislante térmico en la zona de producción de arequipe

En la zona de UHT se encontró tubería de 1 ¼ y una longitud aproximada de 14 m. mas 8 m. de tubería de 2 pulgadas, las pérdidas se estiman en 489.272 BTU/ h



Figura 6.3. Tubería sin aislante térmico en la zona de UHT

En la zona exterior de las secciones de pasteurización y UHT hay una tubería que calienta el agua de un tanque de 1500 L para lavado de silos (figura 6.3), esta tubería tiene una

longitud aproximada de 12 metros y un diámetro de 1 ¼ pulgadas, las pérdidas de calor en esta zona se estiman en 238.272 BTU / h

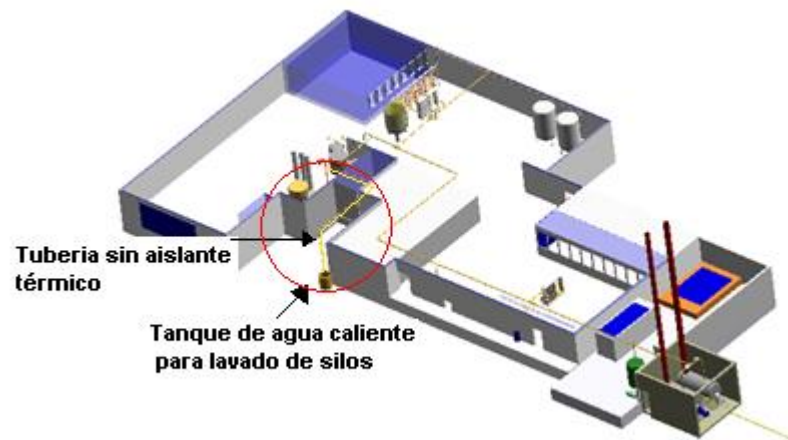


Figura 6.4. Tubería en zona exterior sin aislante térmico, esquemas en Solid Edge

Para los lavados de los equipos de UHT se utiliza el equipo CIP que esta compuesto por tubería en acero inoxidable, diámetro de 2 pulgadas y una longitud aproximada de 14 metros, la conductividad térmica del acero inoxidable es 17 W/m °C para temperaturas entre 100 y 200 ° centígrados, las pérdidas de calor están estimadas en 369.754 BTU / h

6.2.3. Pérdidas en los Procesos

Las pérdidas en procesos involucran los intercambiadores de calor y se deben a que estos dispositivos deben circular fluidos calientes y fríos en contracorriente en diferentes secciones internas del dispositivo como se representa el la siguiente figura:

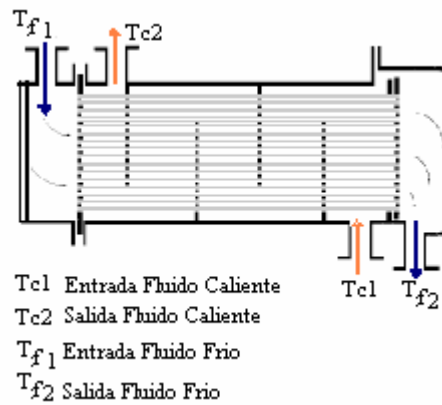


Figura 6.5. Intercambiador de calor de placas

A este dispositivo se le inyecta vapor y agua los cuales se mezclan a una temperatura ideal para los procesos de pasteurización y en otros, pero en la salida del intercambiador el agua caliente cae al drenaje (figura 6.5) desechándose agua con una buena cantidad de energía calórica y libre de impurezas.



Figura 6.6. Desagüe del intercambiador de calor zona de pasterización

Si el fluido aproximado en la salida de los intercambiadores es aproximadamente 277 gal/h de agua caliente por intercambiador, a una temperatura entre 60°- 67° centígrados como se describió en la sección 4.3. Por tanto el calor necesario para conseguir esta temperatura en el agua es aproximadamente 59.000 Kcal

6.3. Relación de Pérdidas de Calor y Combustible

La cantidad de combustible necesario para producir calor lo podemos calcular por la relación entre el poder calorífico y el calor a generar. Por ejemplo en la zona de arequipe en la tubería que se encuentra sin aislante térmico circula el vapor a una temperatura aproximada de 138°C, este vapor transfiere parte de su calor por conducción hacia la superficie de la tubería a razón de 198.560 BTU/h aproximadamente y el combustible requerido para generar dicho calor es

$$C_f = \frac{198.560 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} * 0.252 \frac{\text{Kcal}}{\text{BTU}}}{10.900 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}} = \frac{4.6 \text{ Kg}}{506 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 0,009\text{m}^3 = 1,99 \text{ gal de GLP}$$

Análogamente para los otros casos de pérdidas de calor se calculan y se presentan en la tabla 6.2

Tabla 6.2. Relaciones de pérdidas de calor y combustible necesario

Zona	Pérdidas de calor		Galones de combustible requeridos
	Kcal/h	BTU/h	
Arequipe	50.037	198.560	1,99
UHT	60.044	238.272	2,39
Tubería exterior	93.178	369.754	3,72
Agua caliente salida del intercambiador	59.000	234.127	2,3
	Total		10,4

Esta tabla nos muestra una relación de pérdidas según lo identificado en la planta y los galones que se estarían perdiendo por dichas pérdidas ya mencionadas.

6.4. Recuperación de Calor

6.4.1. Recuperación en los sistemas de suministro de vapor

Es muy importante evitar las pérdidas de calor, para así, obtener una mayor eficiencia en el ciclo de suministro de vapor y por tanto un ahorro de energía y de costos en la planta. La transferencia de calor que ocurre entre las paredes de los tubos y el medio es irre recuperable pero se puede disminuir esa transferencia de calor; recubriendo la tubería que no posee aislante térmico, que muestra señales de deterioro o filtraciones de humedad hacia la espuma. Además se necesita verificar accesorios de la tubería como bridas, acoples y otros con posibilidad de ser aislados térmicamente, pues en estos también transfieren calor del vapor hacia el ambiente.

Un aislante térmico usado para disminuir la transferencia de calor es el POLIISOCIANURATO cuya composición es similar al poliuretano. Su composición química es sencilla, procede de dos productos: petróleo y azúcar. Tras un proceso químico de transformación se obtienen dos productos básicos, denominados genéricamente POLIOL e ISOCIANATO. La mezcla en condiciones adecuadas de estos dos componentes nos proporcionará una espuma de rigidez variable, según la proporción de cada uno de los dos productos que se haya utilizado. Su densidad es variable según las proporciones de los componentes. Su volumen aumenta 30 veces desde su estado líquido al convertirse en espuma.

Características técnicas del POLIISOCIANURATO

- Densidad de la espuma 30Kg/m³ - 38Kg/m³
- Conductividad térmica esta entre 0,019 - 0,022 W/m °C
- Densidad en estado liquido. 1.270 Kg/m³
- Temperatura de servicio 80°-150° C

Asociado a este aislante se instalan mantas térmicas de lana mineral o fibra de vidrio, además de los chalecos exteriores fabricados en aluminio o acero brillante.

6.4.2. Costos del Poliisocianurato

Los costos del poliuretano oscilan comercialmente entre 10.000 y 12.000 pesos m/c por kilogramo de producto. Para conocer los costos en la implementación de este aislante se debe conocer el volumen requerido y por tanto los kilogramos que se van a utilizar. Esto lo vamos a calcular para diferentes espesores pues es diferente para cada diámetro de tubería.

Si partimos de un espesor ϵ para una tubería de 1 metro de largo; podemos determinar el volumen de la espuma, aplicando la propiedad de su volumen encontramos la masa del compuesto a utilizar para estimar un costo del compuesto por metro de tubería. En la tabla 6.3 se muestra la relación de volumen de la espuma y los kilogramos necesarios para la obtención de ese volumen y por consiguiente su costo.

Tabla 6.3 Relación de costos promedio de la Espuma de POLIISOCIANURATO (año 2008)

Diámetro Tubería (pulg) (m)		Espesor ϵ (pulg) (m)		Volumen (m ³)	Masa necesaria del compuesto (Kg)	Costo \$
1	0,0254	1	0,0254	0,002	0,085	922
		2	0,0508	0,004	0,169	1.833
		3	0,0762	0,006	0,254	2.755
		4	0,1016	0,0081	0,3429	3.720
1 ¼	0,03175	1	0,0254	0,0025	0,1058	1.147

		2	0,0508	0,0051	0,2159	2.342
		3	0,0762	0.0076	0,322	3.493
		4	0,1016	0.01	0,423	4.589
1 ½	0,0381	1	0,0254	0.003	0,127	1.377
		2	0,0508	0.0061	0,258	2.780
		3	0,0762	0.0091	0,385	4.177
		4	0,1016	0.012	0,508	5.511
2	0,0508	1	0,0254	0.0041	0,173	1.877
		2	0,0508	0.0081	0,3429	3.720
		3	0,0762	0.012	0,508	5.511
		4	0,1016	0.016	0,677	7.345

6.4.3. Propuesta para un Sistema de Retorno de Condensados

El retorno de condensados en una planta, es de gran importancia por cuanto se presenta ahorro de energía. Uno de los usos más importantes que se le pueden dar a los condensados o agua caliente recuperada es el precalentamiento del agua de alimentación de la caldera gracias a sus propiedades como pureza y temperatura. En la siguiente grafica (figura 6.7) se representa una distribución ideal para la planta donde son recuperan los condensados y el agua caliente en diferentes procesos.

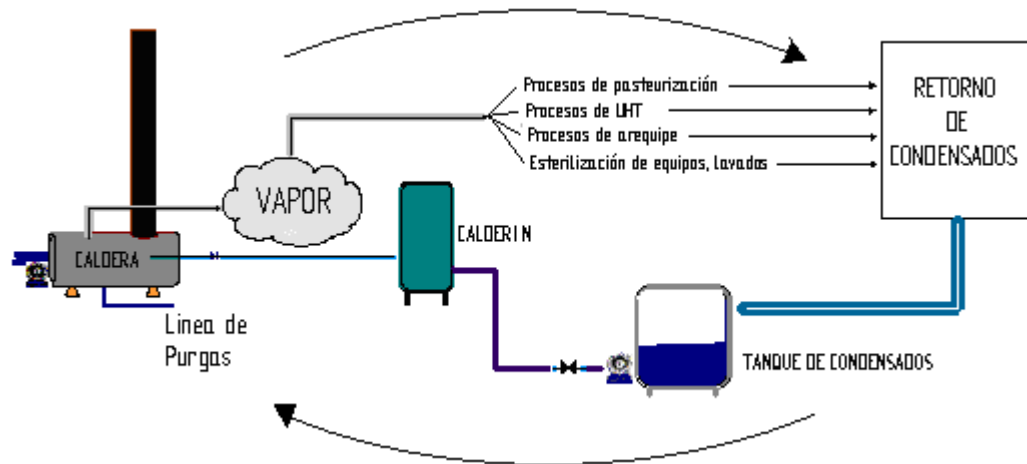


Figura 6.7. Suministro y retorno de vapor

6.4.4. Condiciones de Diseño [12]

En los sistemas hidráulicos las características del sistema dependen del tipo de fluido que pasan por la tubería además la temperatura y la presión. Es claro que se debe asumir que finalmente por la tubería circulara solamente líquido para poder elegir el tipo de tubería a utilizar, realizando para ello un chequeo de caudal y presión para este diseño.

Caudales aproximados 1260 Lt/h por cada intercambiador

Temperatura del fluido 60° - 67° C

Desnivel topográfico \cong 0,72 m.

Los componentes mínimos para el sistema:

Tubería apropiada: la tubería debe cumplir con parámetros técnicos acordes a la presión del sistema y el caudal requerido.

Uniones: según las longitudes del sistema y para diferentes diámetros se necesitan acoples universales.

Válvulas: para control del caudal (compuerta), cheque para evitar retornos del fluido.

Bomba: indispensables para la succión y descarga de fluidos con diferencia de alturas.

Sensor de nivel: indispensable para que accione la bomba según los niveles del tanque de recibo del condensado y agua caliente.

Para este diseño partimos de una ecuación de Bernoulli en una forma especial de balance de energía como se muestra a continuación.

$$z_1 + \frac{p_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + \sum h_p \quad (6.1)$$

Siendo

$$\sum h_p = h_f + h_l$$

h_f : pérdidas por fricción

h_l : pérdidas locales

Por el teorema de continuidad eliminamos el tercer y sexto término de la ecuación

$$z_1 + \frac{p_1}{\gamma} = z_2 + \frac{p_2}{\gamma} + \sum h_p$$

Finalmente obtenemos

$$z_1 + \frac{p_1}{\gamma} = z_2 + \frac{p_2}{\gamma} + h_f + h_l \quad (6.2)$$

Donde la presión p_2 es una presión atmosférica donde será descargado el fluido.

La mayoría de las normas para el diseño de redes internas limitan la velocidad máxima a valores entre 2.0 y 2.5 m/s y los argumentos para ello entre otros son problemas por cavitación, abrasión de las tuberías y golpe de ariete por cierre brusco de válvulas. Teniendo en cuenta estas normas fijaremos nuestra velocidad en 1.5 m/s y un diámetro nominal para nuestra tubería de 1 pulg (0,0254m).

Para esta velocidad y un diámetro nominal encontramos el máximo caudal de trabajo en el sistema.

$$Q = 2,520 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q = V * A$$

$$A = \pi * R^2 = 0,00051 \text{ m}^2$$

$V = 1,37 \text{ m/s}$ y sobredimensionando el sistema, lo puedo aproximar a 1,5 m/s

Calculo de Pérdidas por Fricción

Al desplazarse un fluido por un conducto se originan esfuerzos tangenciales que se oponen al movimiento debido a la influencia de rugosidades, viscosidad del fluido y la turbulencia. Las pérdidas de energía por fricción se representan en la ecuación de Darcy - Wessbach

$$h_f = f * \frac{l}{D} * \frac{V^2}{2g} \quad (6.3)$$

Donde, intervienen factores de velocidad, gravedad, diámetro del ducto, longitud de la tubería, factor de fricción f propuesto por Hagen - Poiseuille 1846

$$f = \frac{64}{Re} \quad (6.4)$$

$$Re = \frac{\rho v R}{\eta} = \frac{(983,2 \frac{Kg}{m^3}) * (1,5 \frac{m}{s}) * (0,0127m)}{4,66 \times 10^{-4}} = 40.193$$

Entonces el factor de f es igual a

$$f = \frac{64}{40.193} = 0,0016$$

$$h_f = f * \frac{l}{D} * \frac{V^2}{2g} = \frac{(0,0016) * (59 \text{ m}) * (1,5 \text{ m/s})^2}{\left(0,034 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right) * 2 * \left(10 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)} = 0,312 \text{ m}$$

Calculo de Pérdidas Locales

Las pérdidas locales en sistemas hidráulicos se presentan por cambios de forma en los ductos, dirección del flujo y accesorios del sistema. Para el cálculo de pérdidas locales vamos a utilizar el método de coeficientes de resistencia que es representado en la siguiente ecuación

$$h_l = k * \frac{v^2}{2g} \quad (6.5)$$

Donde:

k: coeficiente de pérdidas

v: velocidad del fluido

Los valores de k están establecidos por tablas, estos valores han sido determinados experimentalmente en diferentes accesorios por ingenieros desde hace varias décadas y los representamos en las siguientes graficas:

Coeficiente de pérdida por válvulas, válvulas cheque antiretorno.



Figura 6.8. Pérdidas k por válvulas

En este diseño se aconseja utilizar válvulas anti retorno para los fluidos de agua caliente y condensado, estas válvulas deben ser instaladas entre los equipos o mangueras dispuestas para salida de condensados y la tubería dispuesta para el retorno, el valor de $k = 4,5$ con diámetro nominal de 1 pulgada

Coeficiente de pérdidas por paso directo de uniones con extremos lisos.



Figura 6.9. Pérdidas k por uniones

Las pérdidas por uniones de paso directo y extremos lisos con $k=0,2$ y diámetro nominal de 1 pulgada

Coeficiente de pérdida por confluencia o codo

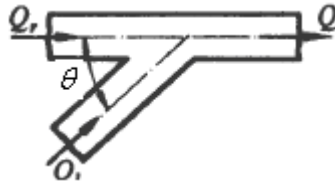


Figura 6.10. Pérdidas k por confluencia

Las pérdidas por confluencia de fluidos dependen del ángulo de confluencia para nuestro caso $\theta = 45^\circ$ $k = 0,4$

Coefficiente de pérdida por cambio de dirección Tee.

Según el diámetro de la tubería, para una pulgada $k = 0,5$

Los coeficientes de las pérdidas locales se calcularon por tramos como se ve en la figura 6.11 (tubería de retorno color azul), según los accesorios a utilizar. Para luego remplazar el valor total del coeficiente en la ecuación 6.4

$$h_l = k * \frac{v^2}{2g} = 22,3 * \frac{(1,5 \frac{m}{s})^2}{2 * 10 \frac{m}{s}} = 2,5 \text{ m}$$

Tabla 6.4. Coeficientes de pérdidas el sistema hidráulico

Tramo	Longitud (m)	Pérdidas Accesorios	Cantidad accesorios	Coefficiente k	Total
1	6	Unión con extremos lisos	1	0,2	0,2

		Tee	1	0,5	0,5
		Válvulas cheque	1	4,5	4,5
2	20	Unión con extremos lisos	5	0,2	1,0
		Válvulas cheque	1	4,5	4,5
		Confluencia	1	0,4	0,4
3	33	Unión con extremos lisos	9	0,2	1,8
		Válvulas cheque	2	4,5	9
		confluencia	1	0,4	0,4
Σ Coeficientes de pérdidas					22,3

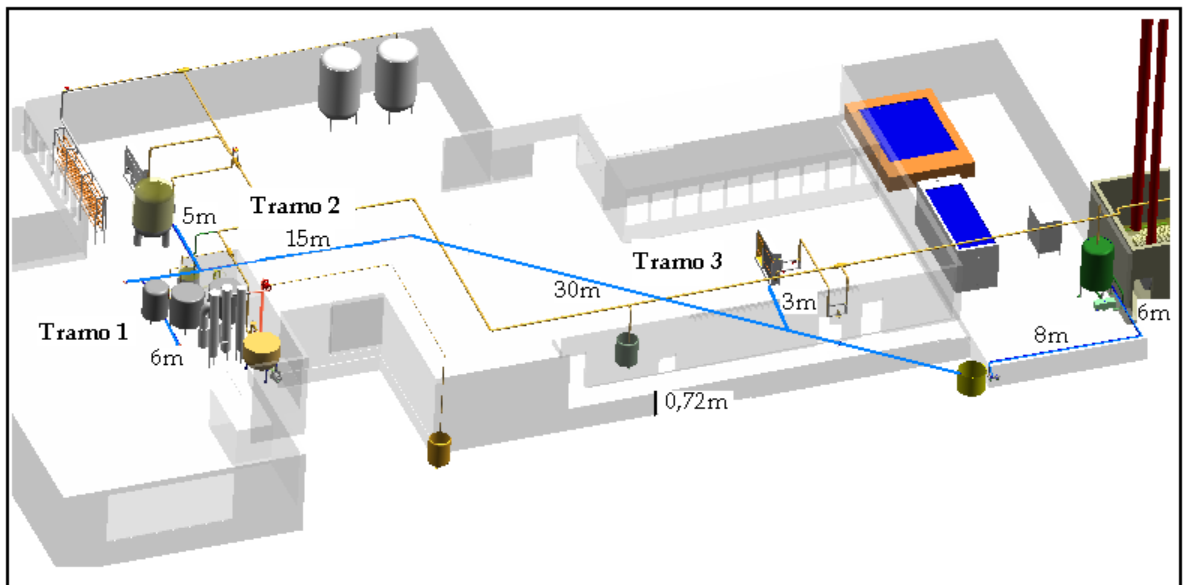


Figura 6.11. Plano sistema de retorno esquematizado en Solid Edge

Ahora que ya tenemos los valores de pérdidas locales y por fricción podemos sustituirlos en la ecuación 6.2 con el término P_2/γ a presión atmosférica para determinar la presión interna del sistema hidráulico y por consiguiente el tipo de tubería a usar.

Remplazando los datos

$$(0,4\text{m}) + \left(\frac{p_1}{9642 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}} \right) = \left(\frac{1,013 \times 10^5 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{9642 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}} \right) + 0,312 + 2,5 \text{ m}$$

$$p_1 = 123.322 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} = 18 \text{ psi}$$

El anterior valor representa la presión de trabajo en los cabezales del sistema y de acuerdo a este se busco la tubería apropiada que soporte esa presión. Recurriendo a las tablas de los sistemas de tubos a presión CPVC (PAVCO) se encontró la siguiente referencia:

- RDE 11 CPVC
- Presión máx. 100 psi
- Temperatura de trabajo 82° C
- Longitud 3 m.
- Espesor pared 3,59 mm.

Esta tubería sería la apropiada por encontrarse por encima de los valores calculados de la presión de trabajo en el sistema de retorno y de temperaturas, además de propiedades favorables para nuestros requerimientos como su baja conductividad térmica (no se necesitaría aislante térmico para estas secciones) y además resistente a la corrosión favorables para nuestro fluido a transportar.

Determinación de Pendientes por Tramos en el Diseño.

Para el cálculo de pendientes en sistemas hidráulicos para flujo de conductos por gravedad podemos recurrir a la ecuación de Manning.

$$V = \frac{1}{n} R^{2/3} S^{1/2} \quad (6.6)$$

Donde V: velocidad media (m/s)

R: radio (m)

S: pendiente expresada en tanto por uno (adimensional)

n: factores de rugosidad (para PVC: 0,0015)

Despejando de la ecuación 6.6 la pendiente

$$S = \frac{V^2 n^2}{R^{4/3}} \quad (6.7)$$

Considerando que sería un fluido semilleno en la tubería podemos decir que:

Diámetro de la tubería: 1 pulg; $R/2 = 0,00825$; $V = 1,5$ m/s

Aplicando la ecuación 6.7

0.023 % quiere decir que por cada 100 metros se debería bajar 0.023 m = 2,3cm

Esto se debe a que el factor de rugosidad de la tubería es muy bajo presentando poca resistencia a que el fluido se deslice en la tubería. En este diseño se propone una pendiente del 0,40 % sobredimensionado para que llegue con mayor rapidez al tanque de recolección.

El ángulo (α) de descenso de la tubería esta alrededor de $0,48^\circ$ como se puede ver en la figura 6.12

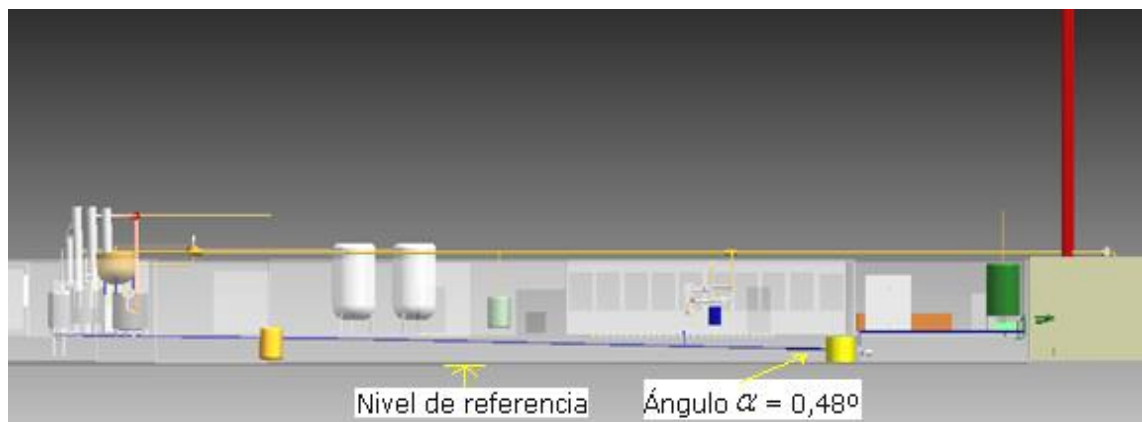


Figura 6.12. Plano de sistemas de retorno, vista lateral.

Calculo de Potencia de la Bomba.

En la primera parte de este diseño se calcularon las presiones para determinar la tubería a utilizar y se estimó un caudal para una tubería que cumpliera con los parámetros de diseño. Para completar el retorno de agua caliente y condensados se debe utilizar una bomba para agua que succione el agua en el tanque de recolección y lo lleve hasta el calderín, además se debe utilizar un sensor de nivel que active la bomba según los niveles del fluido a recolectar (figura 6.13)

Por tanto debemos calcular la potencia de la bomba que va a succionar el agua recolectada para llevarla posteriormente al calderín.

El tanque de recolección de agua puede presentar estas características: diámetro 1,2 m.; altura: 1,7 m, capacidad 2000 L.

Las dimensiones del tanque se definieron de acuerdo al caudal máximo que fluiría por el sistema de retorno pero se debe optar por instalar un medidor de nivel que accione la bomba de circulación para un límite el nivel de agua en el tanque correspondiente a una altura de 0,32 metros para que el agua recuperada fluya libremente al tanque. Ver figura 6.13

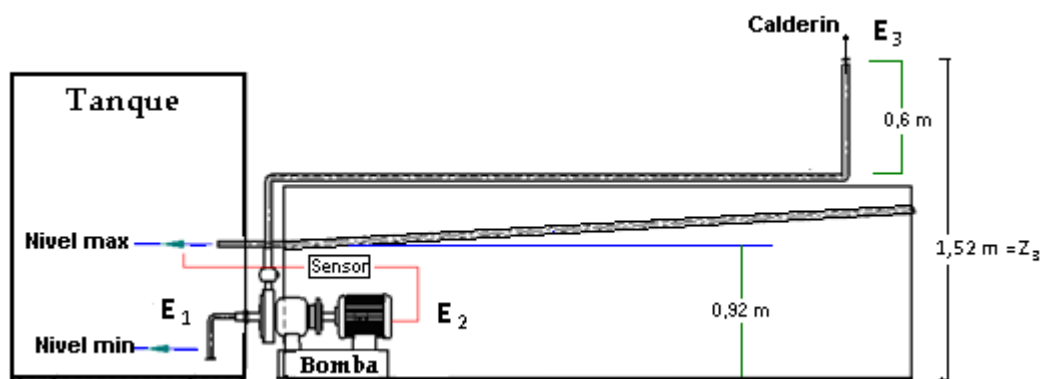


Figura 6.13 Recolección de agua con bomba para llevarla al calderín

Potencia de la bomba

La potencia de la bomba dependerá del peso específico del fluido (γ), la altura de la carga (z) y el caudal (F) del fluido como lo representa nuestra siguiente ecuación.

$$P = \gamma * F * z \quad (6.8)$$

Suponiendo que el caudal (F) para este fin es de aproximadamente $2,88 \text{ m}^3/\text{h}$ tenemos que

$$F = 0,0008 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

De la ecuación 6.8 se cuenta con valores correspondientes al peso específico del fluido caudal aproximado de retorno. Ahora debemos hacer un balance de energías, estableciendo la altura total del sistema hidráulico H , para poder encontrar la potencia de la motobomba a utilizar

El balance de energías E_1, E_2, E_3 (figura 6,13)

$$H_3 = E_2 - E_1 \quad (6.9)$$

E_2, E_1 representan la entrada y salida de la bomba

$$E_2 = E_3 + \sum h_{p(2-3)} \quad (6.10)$$

Donde $h_{(2-3)}$ son las pérdidas locales en la tubería entre los puntos 2 y 3

$$H_3 = z_3 + \frac{p_3}{\gamma} + \frac{v_3^2}{2g} + \sum h_{p(2-3)} \quad (6.11)$$

Remplazando algunos términos en la ecuación 6.11, aproximando $z_3 = 1,6 \text{ m.}$,

Tenemos

$$H_3 = 1,6 \text{ m} + \left(\frac{1,013 \times 10^5 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{9642 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}} \right) + \frac{(2,68 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 * 10 \frac{\text{m}}{\text{s}}} + \sum h_{p(2-3)}$$

Pérdidas locales por accesorios en la tubería mínimos para todo sistema hidráulico

Tabla 6.5. Coeficientes de pérdidas locales en para sistema hidráulico de retorno

Longitud (m.)	Pérdidas -Accesorios	Cantidad accesorios	Coficiente k	Total pérdidas
15	Unión con extremos lisos	4	0,2	0,8
	Válvula compuerta	1	2	2
	Válvulas cheque	1	4,5	4,5
Total de coeficientes de pérdidas				7,3

Después de haber sumado los coeficientes de los accesorios para el cálculo de pérdidas locales aplicamos la ecuación 6.4 con h igual:

$$h_{l(2-3)} = 2,6 \text{ m}$$

Remplazando todos los valores a la ecuación 6.11

$$H_3 = 1,6 \text{ m} + 10,5 \text{ m} + 0,36 \text{ m} + 2,6 \text{ m} = 15,06 \text{ m}$$

Ahora remplazamos todos los términos en la ecuación 6.9 y encontramos la potencia de la bomba:

$$P = \left(9.642 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}\right) * \left(0,0008 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right) * (15,06 \text{ m}) = 116,2 \frac{\text{Kg m}}{\text{s}}$$

En otras unidades

$$P = 116,2 \frac{\text{Kg m}}{\text{s}} * \frac{1}{102} = 1,14 \text{ Kw} = 1,48 \text{ Hp}$$

El valor anterior es la potencia necesaria para que la bomba succione el agua y la retorne al calderín finalizando su ciclo.

6.5. Costos para implementación del sistema de retorno de condensados

Los costos de los accesorios fueron consultados en diferentes partes con la cantidad calculada para el sistema

Tabla 6.6 Costos de accesorios en el sistema hidráulico de retorno de agua caliente y condensados (año 2008)

Dispositivo o accesorio	Descripción	Cantidad	Valor unitario	Valor total
Tubería	Ref. RDE 11 CPVC Diámetro 1 pulg.	60 m.	9.226	553.560
Tubería	Ref. RDE 11 CPVC Diámetro ¾ pulg	16 m.	5.454	87.264
Uniones	Sencilla pasó directo PVC - 1 pulg. Para acoplar en los diferentes tramos del sistema	26	3.249	84.474
Motobomba	1 ¼ * 1 ¼ 2 Hp- Máx. temperatura 90° C Para succión y descarga del fluido	1	1'560.000	1'560.000
Válvula	Válvula tipo compuerta Paso directo 125 lb- 1 pulg.	1	41.754	41.754
Válvula	Tipo cheque Anti retornó	5	38.420	192.100
Sensor de nivel	Tipo liviano Ref.: sf24 (chino)	1	99.550	99.550
Total				2'618.702

Capítulo 7

Análisis de Resultados y Conclusiones

Los resultados de este trabajo involucran lo obtenido en el estudio del suministro de vapor, sus consumos, producción, consumos de combustible en las calderas y eficiencia en la generación y suministro de vapor.

7.1. Esquemas Tridimensionales del sistema de Generación y Suministro de vapor

Los esquemas se desarrollaron en SOLID EDGE creando las piezas, conjuntos y la tubería para completar los esquemas del suministro de vapor. Al hacer estos esquemas se comprendió un poco más el ciclo identificando el recorrido del vapor desde el cuarto de calderas hasta los equipos consumidores en la planta. Los esquemas se pueden verificar en el anexo A1 (Cd adjunto a este trabajo en la carpeta esquemas 3D), se recomienda leer las instrucciones en el archivo para abrir los esquemas.

7.2. Calor Calculado para la Generación de Vapor

En la sección 3.3.1 se realizaron cálculos de calor necesarios en las calderas para la producción de vapor en condiciones normales. En las calderas se identificaron dos procesos:

Un primer proceso de traspase de la caldera, donde se suministra agua a temperatura ambiente y un segundo proceso estacionario después del traspase de las calderas con un suministro de agua a una temperatura de 80° aproximadamente, calentada con el vapor producido en el primer proceso.

Comparando lo expuesto por la ficha técnica de las calderas donde nos hablan de una cantidad de energía por hora para cumplir con la producción de vapor, nos fijamos que los valores de la ficha técnica se acercan mucho a los valores calculados. Aunque se debe aclarar que lo aseguran con una potencia útil del 83% y esos valores pueden incrementar con la potencia nominal que se necesita.

Tabla 7.1. Relación de datos calculados y ficha técnica

Caldera BHP	Kg. de agua a evaporar	Calor en estado estacionario		Ficha técnica 83% potencia útil BTU /h	
		Kcal./h	BTU/h		
150	2347,3	1'386.469	5'501.861	1'265.292	5'021.000
200	3129,8	1'848.679	7'336.027	1'738.800	6'900.000
Q_T		3'235.148	12'837.889	3'004.092	11'921.000

7.3. Consumos de Vapor

En el capítulo 4 cuantificamos los consumos de vapor en la planta. Algunos valores fueron obtenidos por la información que se encontró en los manuales de los equipos y otros se determinaron por cálculos de calor necesario para la producción de cierta cantidad de vapor. Por ejemplo el vapor utilizado para lavado de equipos se calculo partiendo de los volúmenes de agua a calentar para poder encontrar la masa de vapor requerida en ese proceso, los resultados se presentan en la 4.1 con un consumo total de vapor de 3098 Kg/h. Los proceso que mas demandan son los de UHT y producción de arequipe; UHT con un 52% del consumo total y arequipe con un 38%. Los procesos que menos consumo de vapor presentan son lavado de equipos y pasteurización con 5.7% y 3.8% respectivamente.

7.4. Eficiencia

Los cálculos de eficiencia se realizaron en la sección 5.7. Se hicieron partiendo de la cantidad de vapor producido, de la cantidad de calor generado por combustión y de las pérdidas en procesos de generación de vapor. La eficiencia calculada se realizó para el sistema completo de generación de vapor pues no fue posible tomar datos individuales en las calderas.

- La eficiencia del cuarto de calderas es del orden de 86%. Este resultado nos indica un muy buen funcionamiento de las calderas con respecto al vapor producido y el calor utilizado en este proceso.
- La eficiencia de las calderas en la utilización de la energía del combustible 83%. Donde 17% de calor generado en la combustión se pierde en el flujo de aire a través de las chimeneas y por radiación de estas.

En el cuarto de calderas según los datos técnicos, estas deben producir 5.476 Kg de vapor y realmente están produciendo 3.175 Kg, entonces la producción de vapor es un 58% del valor estimado de producción, evidentemente esto se refleja en los consumos de combustible, pues para producir todo ese vapor se debe suministrar 154 galones de GLP y mientras su consumo promedio es de 80 galones. Lo anterior nos hace pensar que las calderas están funcionando correctamente, pero que sería suficiente operar la caldera de 200BHP para suplir las necesidades de vapor, necesidades estimadas en 3098 Kg de vapor hora.

Se debe resaltar que el suministro de vapor en la planta se cumple adecuadamente pues la diferencia entre el vapor producido y vapor consumido es del orden de 77 Kg/h asumiendo que todos los procesos descritos estén en pleno funcionamiento.

7.5. Pérdidas de Calor y Recuperación

En el capítulo 6 se realizaron algunos cálculos para conocer las pérdidas de calor en la planta, identificando pérdidas por transferencia de calor del vapor en la tubería hacia el ambiente así como también el agua caliente no recuperada en la salida de los intercambiadores.

Los resultados para las pérdidas de calor se expresaron concretamente en la tabla 6.2, y los costos por insumos para aislar térmicamente la tubería que no tiene el aislante se puede establecer en la tabla 6.3. (Estos costos no incluyen mano de obra ni los chalecos exteriores para la tubería). Concretamente las pérdidas de calor a recuperar o disminuir ahorrarían aproximadamente 10,4 galones de combustible en el cuarto de calderas; en el caso que todos los procesos estuviesen en pleno funcionamiento con carga de vapor en toda la tubería.

Para recuperar el agua caliente y condensados se hace una propuesta para implementar un diseño de retorno de condensados y agua caliente en la sección 6.4.3 además se presenta una relación de costos en la sección 6.4 para dicha implementación. (Los costos no incluyen mano de obra, solo accesorios para dicha implementación). El ahorro aproximado por recuperación de agua caliente es de 2,3 gal/h de combustible como se expuso anteriormente.

7.6. Recomendaciones para la Optimización del Ciclo de Generación y Suministro de Vapor

En este trabajo se propuso plantear algunas propuestas para mejorar la eficiencia en los suministros de vapor y por lo tanto optimizar los parámetros que involucran la generación, suministro y eficiencia del ciclo, pero para hacer esto se debía estudiar y

conocer tanto los procesos de generación como los procesos de suministro como se discutió en las secciones anteriores.

Para la generación del suministro de vapor se pueden hacer algunas recomendaciones para la operación y mantenimiento de la caldera.

- Mantener limpios los tubos de fuego de las calderas para evitar cualquier resistencia al paso del calor.
- Instalar medidores de flujo de vapor en el suministro. Para así poder determinar la producción de vapor en ellas. “No puedes controlar aquello que no puedes medir” (Lord Kelvin).
- Verificar el estado de los refractarios en las calderas para evitar pérdidas por radiación y convección.
- Observar si hay posibles fugas por orificios en las calderas o en la tubería de la caldera o en la tubería de suministro de vapor, ya que está comprobado que las pérdidas de vapor pueden llegar a ser considerables según la presión y tamaño del orificio como se muestra la siguiente tabla.

Tabla 7.2. Pérdidas de vapor por tamaño de orificio.

Presión de vapor		Tamaño orificio		Pérdidas de vapor	
Kg/cm ²	psi	mm	pulgadas	Kg/h	Lb/h
8,1	115	1,58	1/16"	6,82	15
8,1	115	3,17	1/8"	27,3	60
8,1	115	6,35	1/4"	109,1	240
8,1	115	12,7	1/2"	459,1	1010
8,1	115	25,4	1"	1772,7	3900
29,2	415	1,58	1/16"	659,1	1450
29,2	415	3,17	1/8"	2636,4	5800
29,2	415	6,35	1/4"	10 545,4	23200

29,2	415	12,7	1/2"	42181,8	92800
29,2	415	25,4	1"	169090,9	372000

Fuente: DOE.- Energy Tips

- Verificar las buenas condiciones del aislante térmico en la tubería y accesorios. También en estos se presentan pérdidas considerables por la transferencia inevitable del calor del vapor al medio ambiente.
- Sustituir los eyectores de vapor para la generación de vacío en el equipo de ariete por bombas de vacío mecánicas que ahorren vapor y combustible y harán más eficiente el sistema generando menor vacío en los evaporadores.
- Implementar un sistema de retorno de agua caliente y condensados, el retorno de condensados en la planta es de gran importancia por cuanto se presenta ahorro de energía. Uno de los usos más importantes que se le pueden dar a los condensados, es el precalentamiento del agua de alimentación de la caldera, pues aparte del ahorro de energía se obtiene un ahorro en los costos de tratamiento de las aguas recicladas por este concepto. Según las relaciones de pérdidas de calor y combustible mostradas en la tabla 7.2 se dice que en los condensados de los intercambiadores se pierden 82190 BTU/h y en combustible se representa 0,8 galones sin contar los condensados de otros equipos, si el costo aproximado de 0,8 galones de GLP es 4000 pesos, y cuantificamos las horas de trabajo de los intercambiadores y de otros equipos en la planta se puede esperar que en muy poco tiempo se pagaría la implementación de este sistema de retorno de condensados.
- Para encontrar la eficiencia de las calderas se deben instalar medidores de caudal de vapor y hacer ensayos de producción de vapor versus gastos de combustible, variando la potencia de la caldera con su presión. Todo esto con el fin de establecer una curva de eficiencia de la caldera donde se encontrara el rendimiento máximo y su respectiva potencia.

7.7. Conclusiones.

El vapor como agente calefactor para la planta es un suministro vital en sus procesos por que brinda propiedades físicas favorables que son provechadas en toda la planta. Es importante que las cantidades de vapor utilizadas en todos los procesos sean medidas experimentalmente por dispositivos adecuados para con ello poder controlar con mayor veracidad el gasto de combustible en las calderas.

Las calderas en la planta se encuentran trabajando bajo un régimen de consumos de GLP por debajo del que deberían consumir según los cálculos realizados. Esto se ve reflejado en la cantidad de vapor que están produciendo pues el cuarto de calderas produce un 58% de lo que debería producir.

La producción de vapor se efectúa adecuadamente gracias al buen estado de las calderas. El buen estado de las calderas se refleja en los consumos GLP y en las horas de trabajo de estas, pues según los informes de estos consumos se conserva una linealidad con respecto a tiempo y gasto de GLP, que es un buen indicio de funcionamiento.

Se debe resaltar que el combustible utilizado en las calderas cumple con la normatividad ambiental expuesta en los artículos de la resolución 898 de 1995 relacionadas con las cantidades máximas de azufre presentes en la combustión ya que el GLP contiene un 0,02 % de porcentaje en masa de azufre muy por debajo del valor estipulado en la resolución de los criterios ambientales de combustibles para nuestro país

Los consumos de vapor en la planta se encuentran en niveles cercanos a la producción de vapor que generan las calderas. Y los procesos que mayor demanda tienen son los de UHT y producción de arequipe.

La implementación de los sistemas de retorno de condensados y aislantes térmicos ahorran costos por concepto de gasto de combustible. El calor que puede ser recuperado representa cierta cantidad de combustible que dejara de quemarse en las calderas disminuyendo el costo de producción del suministro de vapor.

ANEXO A1

Cd Esquemas de la distribución de vapor en Friesland Colombia S.A.

ANEXO A2

Tabla 1 Propiedades del Vapor Seco y Saturado

Presión absoluta Kgf /cm ²	Temperatura de ebullición °C	Entalpía del agua Kcal. /Kg	Calor latente de vaporización Kcal. /Kg	Entalpía del vapor Kcal. /Kg
0,00622	>>	>>	594,8	594,8
0,0238	20	20,05	584,3	604,3
0,0752	40	39,9	574	613,9
0,2028	60	59,9	562,9	622,8
0,4827	80	79,9	551,1	631,1
1,0333	100	100	538,7	638,7
2,0242	120	120,2	525,3	645,5
3,6835	140	140,7	510,9	651,6
6,2986	160	161,2	496,6	657,8
10,215	180	182	482,2	664,2
15,834	200	203,1	467	670,1
23,62	220	224,6	450,2	674,8
34,17	240	247,7	421,4	669,1
47,93	260	271	395,4	666,4
65,51	280	295,3	368,2	663,5
87,65	300	321,2	335,0	656,2
225,4	373,9	501,5	>>	501,5

Fuente: Utilización eficiente de los combustibles, Pág.7 (Propiedades del vapor)

ANEXO A3

Sistemas de Medición de Caudal

En la mayor parte de las operaciones realizadas en los procesos industriales y en las efectuadas en laboratorio y en plantas piloto es muy importante la medición de los caudales de líquidos o de gases.

Existen varios métodos para medir el caudal según sea el tipo de fluido, la precisión deseada, el control requerido y el tipo de caudal volumétrico másico deseado. Entre los transductores más importantes tenemos los siguientes:

Medidores Volumétricos

En estos medidores hay que señalar que la medida de caudal en la industria se efectúa principalmente con elementos que dan lugar a una presión diferencial al paso del fluido. Entre estos elementos se encuentran la placa orificio o comúnmente conocido como diafragma, rotámetros, tubos tipo tobera, tubos tipo Pitot y Venturi.

Tubo de Venturi: permite la medición de caudales 60% superiores a los de placa orificio en las mismas condiciones de servicio y con una pérdida de carga de solo 10% a 20% de presión diferencial (Figura 1)

Posee una gran precisión y permite el paso de fluidos con un porcentaje relativamente grande de sólidos y, si bien, los sólidos abrasivos influyen en su forma afectando la exactitud de la medida. El coste del tubo Venturi es elevado, del orden de 20 veces el de un diafragma y su precisión es del orden de +/- 0.75%.

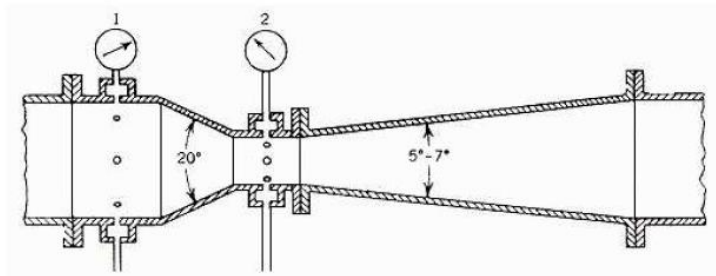


Figura1. Tubo Venturi

Estos medidores se especifican por el diámetro de la entrada D y por el de su garganta d . Generalmente se fabrican con relaciones d/D entre 0.25 y 0.75, siendo mas exactos cuanto menor sea el valor de la relación. Para minimizar las pérdidas de carga, se recomienda utilizar un ángulo convergente de 20° y un ángulo divergente entre 5° - 7° .

Los tubos Venturi se fabrican de dos tipos:

- a) Tubos Venturi Cortos: longitud entre $3.5D$ y $5D$.
- b) Tubos Venturi Largos: longitud entre $5D$ y $12D$.

Entre la entrada y la salida se produce una pérdida de carga la cual es directamente proporcional a la diferencia de presiones entre la entrada y la garganta e inversamente a la relación d/D .

La pérdida de carga es mayor en tubos cortos que en los largos de igual relación d/D . Para un mismo tipo de tubo, la perdida es mayor cuanto menor sea el diámetro de su garganta. Entre los diferentes dispositivos de medición de caudal en tuberías, los tubos Venturi, por tener una contracción gradual del flujo, son los que menos pérdidas de carga generan.

Tubo tipo tobera (Figura 2): este tipo de medidor es útil para fluidos con muchas partículas en suspensión o sedimentos, su forma hidrodinámica evita que sedimentos transportados por el fluido queden adheridos a la tobera.

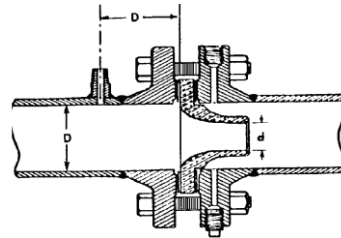


Figura 2. Tubo tipo tobera

El tubo de Pitot: mide la diferencia entre la presión total y la presión estática o sea, la presión dinámica, la cual es proporcional al cuadrado de velocidad (figura 3). Es sensible a las variaciones en la distribución de velocidad en la sección transversal de la tubería. Su precisión es baja, del orden de 1,5% - 4%, y se emplea normalmente para la medición de grandes caudales de fluidos limpios con una baja pérdida de carga.

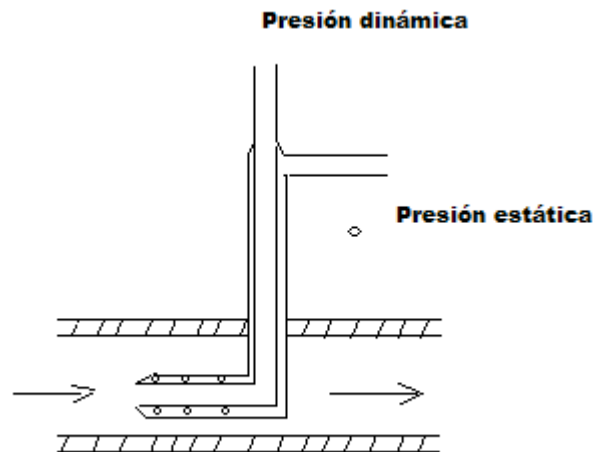


Figura 3. Tubo de Pitot

Medidor tipo placa-orificio (Diafragma): consiste en una placa perforada instalada en la tubería con dos tomas que captan la presión diferencial. Cuando dicha placa se coloca en forma concéntrica dentro de una tubería, esta provoca que el flujo se contraiga de repente conforme se aproxima al orificio y después se expande de repente al diámetro total de la tubería. La corriente que fluye a través del orificio forma una vena contracta y la rápida velocidad del flujo resulta en una disminución de presión hacia abajo desde el orificio.

Medidor de área variable

Rotámetros: Son medidores de caudal de área variable en los cuales un flotador cambia su posición dentro de un tubo, proporcionalmente al flujo del fluido.

Las fuerzas que actúan sobre el flotador están representadas en la siguiente figura4.

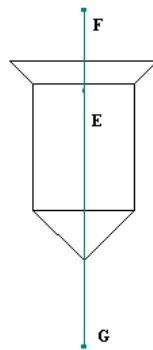


Figura 4. Fuerzas en un rotámetro

Es importante mostrar las características de los diferentes medidores de caudal para su implementación en diferentes procesos ya que cada medidor de caudal debe estar diseñado según los requerimientos y necesidades de la industria, para esto se presenta a continuación las características generales de los medidores de caudal.

Tabla2. Características generales de transductores de caudal

Dispositivo	Caudal máx.-min.	Precisión en % de toda la escala	Presión Máx. Kg/cm ²	Temp. Máx. °C	Perdida de carga Máx. Kg/cm ²	Tipos de Fluido	Materiales De construcción
Placa-orificio	3:1	+/- 1-2	400	500	20	Liq./vapor /gas	Metales polímeros
Pitot	3:1	+/- 1,5-4	400	500	-	Liq./vapor /gas	Metales polímeros
Venturi	3:1	+/- 0,75	400	500	4	Liq./vapor /gas	Metales polímeros
Tobera	3:1	+/- 0,9-1,5	400	500	16	Liq./vapor /gas	Metales polímeros
Rotámetro	10:1	+/- 1-2	400	250	5	Liq./vapor /gas	Metales polímeros vidrios cerámicos

Fuente: [13] MOMPIN POBLET, José. Transductores y medidores electrónicos

Factores de de elección del medidor de caudal para fluidos:

- ◆ Rango: se deben establecer las magnitudes de trabajo adecuadas para el dispositivo que pueden ser volumétricos o máscicos (mililitros por segundo, litros por segundo, metros cúbicos por segundo etc.)
- ◆ Material del dispositivo: según el tipo de material este puede presentar diferentes pérdidas de energía mediante la fricción del fluido con las paredes del dispositivo los materiales más comunes son el acero al carbono, bronce, acero inoxidable y revestimientos de elastómeros para evitar efectos de corrosión.
- ◆ Tipo de fluido: el funcionamiento de algunos medidores de fluido se encuentran afectados por las propiedades y condiciones del fluido, una consideración básica es si el fluido es liquido o gas, además factores como viscosidad, densidad, temperatura, conductividad eléctrica, claridad óptica, propiedades de lubricación y homogeneidad.

♦ Exactitud requerida: cualquier dispositivo de medición de flujo instalado y operado adecuadamente puede proporcionar una exactitud dentro del 5% del fluido real, la mayoría de dispositivos del mercado ofrecen una exactitud del 2% hasta el 0.5% siendo esto, un caso determinante para el costo de adquisición.

ANEXO A4

Deducción de la ecuación de caudal

De acuerdo a la ecuación de Bernoulli que establece que en flujo ideal, incompresible y estacionario, la presión total es igual a la presión estática más presión hidrostática más la presión dinámica y que esta presión total es constante a lo largo de una línea de corriente:

$$p + \rho gh + \frac{1}{2} \rho v^2 = \text{cte.} \quad (\text{I})$$

Donde el primer termino es la presión estática, el segundo termino la presión hidrostática (ρ : densidad del fluido, g : aceleración de la gravedad, h : altura), el tercer termino corresponde a la presión dinámica (v : velocidad del fluido en el punto considerado).

Escribiendo la ecuación de Bernoulli entre los puntos I de entrada y II en la garganta del tubo se tiene:

$$p_1 + \rho gh_1 + \frac{1}{2} \rho v_1^2 = p_2 + \rho gh_2 + \frac{1}{2} \rho v_2^2 \quad (\text{II})$$

Como los términos h_1 y h_2 son iguales, se cancela la presión hidrostática. Las velocidades v_1 y v_2 del fluido en los dos puntos del tubo se pueden aproximar a los valores medios de las velocidades en las respectivas secciones. Así $v_1=V_1$ y $v_2=V_2$. Además como suponemos que el fluido es incompresible, entonces el caudal (F) que atraviesa cualquier sección se mantiene constante.

$$F = A_1 V_1 = A_2 V_2 \quad (\text{III})$$

Para tuberías horizontales tenemos:

$$p_1 + \frac{V_1^2}{2g} = p_2 + \frac{V_2^2}{2g}$$

$$V_2^2 - V_1^2 = (h_1 - h_2)2g$$

Expresando la diferencia de alturas en términos de la diferencia de presiones y el peso específico

$$V_2^2 - V_1^2 = \left(\frac{p_1 - p_2}{\Gamma} \right) 2g \quad (\text{IV})$$

Remplazando el peso específico $\Gamma = \rho g$

$$V_2^2 - V_1^2 = \left(\frac{p_1 - p_2}{\rho g} \right) 2g \quad (\text{V})$$

Y por continuidad tenemos

$$A_1 V_1 = A_2 V_2$$

$$V_1 = \frac{A_2 V_2}{A_1}$$

Remplazando V_1 en (V)

$$V_2^2 - \left(\frac{A_2}{A_1}\right)^2 V_2^2 = \left(\frac{p_1 - p_2}{\rho g}\right) 2g$$

Despejando V_2

$$V_2 = \frac{\sqrt{2 \left(\frac{p_1 - p_2}{\rho}\right)}}{\sqrt{1 - \frac{A_2^2}{A_1^2}}} \quad (\text{VI})$$

Y por continuidad del caudal

$$F = A_2 \frac{\sqrt{2 \left(\frac{p_1 - p_2}{\rho}\right)}}{\sqrt{1 - \left(\frac{A_2}{A_1}\right)^2}} \quad (\text{VII})$$

F: Caudal teórico, [m³/s]

A_1 : área de la sección transversal en la entrada convergente (punto 1), [m²]

A_2 : área de la sección transversal en la garganta (punto 2), [m²]

p_2 : Presión manométrica en el punto 2, [N/m²]

p_1 : Presión manométrica en el punto 1, [N/m²]

ρ : Densidad del agua, [Kg/m³]

Apéndice

Conversión de Unidades:

	De	A	Multiplíquese por
Longitud	Pulgadas	Metros	$25,4 \times 10^{-3}$
	Pulgadas	Milímetros	25,4
Área	Pulgadas ²	Metros ²	$0,645 \times 10^{-3}$
	Pulgadas ²	Mimilmetros ²	645,16
Volumen	Pulgadas ³	Metros ³	$16,387 \times 10^{-6}$
	Pulgadas ³	Litros	$16,387 \times 10^{-3}$
	Metros ³	Galones	219,9
Masa	Libras	Kilogramos	0,4536
	Slugs	Kilogramos	14,594
Volumen	Pulgadas ³	Metros ³	$16,387 \times 10^{-6}$
	Metros ³	Galones	219,9
Presión	Lb.f/pulg ²	N/m ² (Pa)	$6,895 \times 10^3$
	Atm	N/m ² (Pa)	$101,3 \times 10^3$
Potencia	BTU	Watt	0,2931
	Hp	Watt	745,7
Energía, Trabajo	BTU	Joule	$1,055 \times 10^3$
	BTU	KWh	$376,6 \times 10^9$
	Kcal	Joule	$4,1868 \times 10^3$
	Kcal	KW/h	$1,163 \times 10^{-3}$

Fuente: [1] ALTING. Procesos para ingeniería de manufactura

Bibliografía

[1] *ALTING. Procesos para ingeniería de manufactura, México: Ediciones Alfaomega, 1992*

[2] *ASTRÖM, K.J and Bell, R.D (). Drum – boiler dynamics. Automatic, Elsevier Science Ltd. 2000*

[3] *BYLUND, Gösta. Manual de Industrias Lácteas. TETRA PAK PROCESSING AB, 2003. Disponible en Internet:
<http://www.infoleche.com/argentina/artes/manual_ind_lacteas_CD/index.htm*

[4] *CARL D. Shields. Engineering Manual American Boiler Manufacturers Association. New York: MacGraw- Hill, 1971.*

[5] *ÇENGEL, Yunus A. y BOLES, Michael A. Termodinámica. 4 ed. México: MacGraw-Hill Interamericana, 2003.*

[6] *JERRY B. MARION Dinámica de las partículas y sistemas. Barcelona. Editorial Reverté S.A., 1.992.*

[7] *FERNANDEZ, Pedro. Ingeniería Térmica y de Fluidos. Universidad de Cantabria. Disponible en Internet en <http://www.termica.webhop.info/>*

[8] *FÍSICA FEYNMAN, Volumen I: Mecánica, radiación y calor. Feynman, Leighton, Sands. Addison-Wesley Iberoamericana. USA, 1987.*

- [9] GAFFER, G.A. Centrales de vapor: Estudio de la construcción, características del funcionamiento de toda la maquinaria pesada y ligera de una central. Barcelona: Reverté S.A., 1975.
- [10] GARCIA, Joaquín Ocon. La utilización eficiente de los combustibles: Tratado acerca de los combustibles y su empleo eficaz para uso de técnicos y estudiantes. Madrid: Aguilar, 1949.
- [11] MARQUEZ M., Manuel. Combustión y quemadores, Barcelona: Marcombo, S. A., 1989.
- [12] MIQUEL, C.M. Práctica de los fluidos térmicos. Marcombo. Barcelona: 1979.
- [13] MOMPIN POBLET, José. Transductores y medidores electrónicos, Barcelona: Marcombo Boixareu Editores, 1983.
- [14] PAYNE, W., Efficient boiler operations, sourcebook. Ed. Prentice Hall Internacional. 4th.Edición. 1996.
- [15] POPE, J. Edward. Soluciones Prácticas para el Ingeniero Mecánico: manual de soluciones rápidas y exactas para los problemas cotidianos en la ingeniería mecánica. México: MacGraw-Hill Interamericana, 2000.
- [16] REPUBLICA DE COLOMBIA. MINISTERIO DE SALUD, Decreto Número 2437, Agosto 30 de 1983.
- [17] REPUBLICA DE COLOMBIA. MINISTERIO DE SALUD, Decreto Número 476, Marzo 10 de 1998.
- [18] SOPEÑA L. José, Manual de instalaciones de GLP, CEPSA ELF GAS. España, 2001
- [19] TURNS, Stephen. An introduction to combustion, New York: McGraw-Hill, Inc., 1996.
- [20] VENNARD, J. Street, R., Elementos de Mecánica de Fluidos. Editorial CECSA. 1985.

