

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



**“DISEÑO DE UNA PLANTA GENERADORA DE VAPOR PARA
LA CONCENTRACIÓN DE UNA SOLUCIÓN ACUOSA DE
HIDRÓXIDO DE SODIO”**

INFORME DE SUFICIENCIA

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUÍMICO

POR LA MODALIDAD DE ACTUALIZACIÓN DE CONOCIMIENTOS

PRESENTADO POR:

CYNTHIA CÁCERES RIVERO

LIMA – PERÚ

2010

RESUMEN

El siguiente informe de suficiencia tiene como objetivo el diseño de una planta generadora de vapor para concentrar una solución acuosa de hidróxido de sodio de un 20% a un 50% en un evaporador de simple efecto.

Se calcula la demanda de vapor que necesita el evaporador, que será proporcionado por una caldera pirotubular. Se calculan las demandas de agua fuente para producir la cantidad de vapor necesaria según la cantidad de retorno de condensado y según la cantidad de agua que se purga y se halla la eficiencia a la cual trabaja la caldera.

Como equipo de pre tratamiento del agua de reposición se sugiere un ablandador con resina catiónica fuerte ciclo sodio, ya que se asume que el agua es de red pública y presenta elevada dureza. Se diseñarán además, las tuberías de vapor, incluyendo accesorios, las tuberías de retorno de condensado, las tuberías del agua de alimentación y purga, los tanques de flash y un intercambiador de calor. Los métodos de cálculo son basados en reglas heurísticas y en los códigos y estándares internacionales.

También se propone un programa químico de tratamiento para el agua del caldero que consta en un inhibidor de corrosión a base de sulfito de sodio y un antiincrustante a base de fosfatos.

No está incluida la parte de instalación y puesta en marcha, ni tampoco pruebas hidráulicas a la caldera, y no se han tenido en cuenta la factibilidad económica del proyecto.

INDICE

I.- INTRODUCCIÓN.....	5
II.- MARCO TEORICO.....	6
2.1 EVAPORACIÓN	6
2.1.1 Generalidades	6
2.1.2 Capacidad De Evaporación.....	7
2.1.3 Economía De Un Evaporador.....	8
2.1.3.1 Evaporador De Simple Efecto.....	8
2.2 VAPOR.	9
2.2.1 Importancia.....	9
2.2.2 Proceso De Generación De Vapor	10
2.2.3 Tablas De Vapor	11
2.3 UNIDADES DE INGENIERÍA.....	12
2.3.1 Presión absoluta y relativa	12
2.3.2 Densidad y Volumen específico	12
2.3.3 Calor de líquido saturado.....	13
2.3.4 Calor latente o calor de vaporización	13
2.3.5 Calor total de vapor.....	13
2.4 PLANTA DE VAPOR.....	13
2.4.1 Caldera.....	13
2.4.2 Agua de Alimentación	15
2.4.3 Equipos de Pre Tratamiento.....	16
2.4.4 Purga.....	16
2.4.5 Retorno de condensado	18
2.5 CALDERAS	19
2.5.1 Capacidad	19
2.5.2 Eficiencia.....	20
2.5.3 Accesorios	21
2.5.3.1 Válvula de seguridad	21

2.5.3.2	Válvula de aislamiento o interrupción	22
2.5.3.3	Válvula de retención para alimentación.....	22
2.5.3.4	Válvula de purga	23
2.5.3.5	Manómetros	24
2.6	ALIMENTACIÓN DE AGUA A LA CALDERA	24
2.6.1	<i>Temperatura del agua de alimentación</i>	<i>24</i>
2.6.2	<i>Diseño de tanque de alimentación.....</i>	<i>25</i>
2.6.5	<i>Desaireadores</i>	<i>26</i>
2.6.6	<i>Tuberías de alimentación.....</i>	<i>26</i>
2.7	DISTRIBUCIÓN DE VAPOR	27
2.7.1	<i>Manifolds.....</i>	<i>28</i>
2.7.2	<i>Tuberías principales y derivaciones</i>	<i>28</i>
2.7.3	<i>Reducción de presión</i>	<i>31</i>
2.7.4	<i>Calidad del vapor.....</i>	<i>32</i>
2.7.4.1	Separadores	34
2.7.4.2	Filtros.....	35
2.7.4.3	Trampas De Vapor.....	36
2.7.5	<i>Aislamiento.....</i>	<i>39</i>
2.8	RECUPERACIÓN DE CONDENSADO.....	41
2.8.1	<i>Vapor flash.....</i>	<i>41</i>
2.8.2	<i>Tanques de flash.....</i>	<i>43</i>
2.8.3	<i>Líneas de retorno de condensado bombeadas</i>	<i>44</i>
2.9	TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDERAS	44
2.9.1	<i>Principales impurezas del agua.....</i>	<i>44</i>
2.9.2	<i>Incrustación.....</i>	<i>45</i>
2.9.3	<i>Corrosión</i>	<i>46</i>
2.9.4	<i>Tratamiento externo</i>	<i>49</i>
2.9.4.1	Intercambio Iónico	49
2.9.5	<i>Tratamiento químico.....</i>	<i>52</i>
2.9.5.1	Inhibidores De Corrosión	52
2.9.5.2	Inhibidores De Incrustación	55

2.9.5.3 Tratamiento Para Condensado.....	56
III.- DISEÑO DE UNA PLANTA GENERADORA DE VAPOR.....	59
3.1 CÁLCULO DEL CONSUMO DE AGUA	59
3.1.1 Balance de masa y energía en el evaporador.....	59
3.1.2 Balance de masa en la caldera.....	62
3.1.3 Balance de energía en la caldera.....	64
3.2 CONSUMO DE AGUA.....	67
3.2.1 Diseño del Ablandador.....	67
3.2.2 Cálculo de la dosificación del programa químico.....	68
3.3 DISEÑO DE EQUIPOS.....	69
3.3.1 Diseño de las líneas de vapor	69
3.3.2 Diseño del tanque flash.....	78
3.3.3 Diseño de la línea de retorno de condensado.....	81
3.3.4 Diseño de las tuberías de alimentación.....	82
3.3.5 Diseño del tanque de alimentación.....	83
3.3.5 Diseño de la bomba de alimentación.....	85
3.3.6 Diseño del tanque flash de purga.....	87
3.3.7 Diseño del intercambiador de calor	88
IV.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	92
V.- BIBLIOGRAFIA.....	95
VI.- ANEXOS	97

I.- INTRODUCCIÓN

La soda cáustica es un producto químico ampliamente utilizado en la industria química, del petróleo, del papel y de los detergentes, además es ampliamente utilizado en el tratamiento de aguas residuales como estabilizador de pH. Se produce principalmente a partir de la electrólisis del cloruro de sodio como sub producto para la obtención de cloro gaseoso. En nuestro país se comercializa en una solución del 50%.

En el presente informe se considera que una solución de soda al 20% - que puede ser supuesta corriente de producto de la electrólisis - es concentrada al 50% en un evaporador de simple efecto. El objetivo es determinar una cantidad de vapor requerida para concentrar dicha solución y dimensionar una caldera pirotubular que pueda ser capaz de cubrir la demanda de vapor.

El agua fuente utilizada para generar vapor es tomada de la red de sedapal, por lo cual se considera que ésta agua no tiene los sólidos totales muy elevados y un pre tratamiento de intercambio iónico otorga un agua de calidad aceptable. Se considera que gran parte del condensado retorna al tanque de alimentación.

Se dimensiona la caldera, el tanque de alimentación, el ablandador, desaireador y las tuberías, bombas y accesorios que conforman el sistema completo.

II.- MARCO TEÓRICO

2.1 EVAPORACIÓN

2.1.1 Generalidades

La evaporación se define como el cambio de estado físico de la materia de líquido a vapor. En ingeniería química es la operación unitaria de concentrar una solución formada por dos componentes, siendo uno más volátil (solvente) que el otro (soluto) y en la cual se quiere recuperar uno de ellos (generalmente el líquido concentrado).

El líquido que se desea concentrar es calentado hasta su punto de ebullición en un aparato de transferencia de calor, llamado evaporador en el que se utiliza vapor como agente de transferencia de calor. Este vapor proviene de una caldera.

Para soluciones diluidas puede asumirse que la temperatura de ebullición de la solución es igual que la del agua a la misma presión, pero a medida que aumenta la concentración de la solución, también se incrementan las propiedades físicas de densidad y viscosidad, las que pueden afectar la transmisión de calor. Por consiguiente, a medida que aumenta la concentración de sólidos en la solución, también se incrementa la temperatura de ebullición de la solución respecto a la del agua a la misma presión.

La disminución de la presión disminuye la temperatura de ebullición de los líquidos, lo cual se puede aprovechar cuando se desea concentrar una solución muy sensible a las altas temperaturas, como en el caso de algunos alimentos, o cuando se quiere economizar el uso de vapor.

2.1.2 Capacidad De Evaporación

REGLA DE DÜHRING

La presión de vapor de la mayor parte de las soluciones acuosas es menor que la del agua pura a la misma temperatura, por consiguiente, estas soluciones tienen una temperatura de ebullición mayor que la del agua a una determinada presión. El incremento de la temperatura de ebullición con respecto al agua pura se conoce como elevación del punto de ebullición.

Para soluciones concentradas, la elevación del punto de ebullición se obtiene a partir de una regla empírica conocida como la regla de Dühring, que establece que la temperatura de ebullición de una solución es una función lineal del punto de ebullición del agua pura a la misma presión.

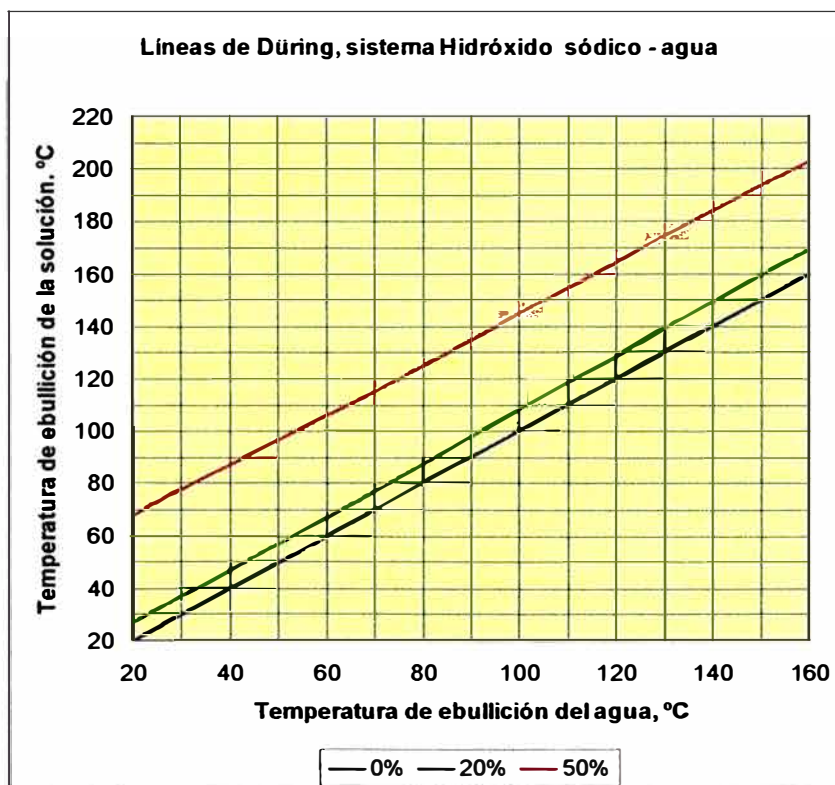


Figura 1. Líneas de Dühring para el sistema soda – agua. [17]

Para el sistema estudiado en el presente informe, se tiene la figura 1. Se puede ver que el agua pura (0% de concentración de NaOH), tiene un punto de ebullición de 100 °C (correspondiente a 1.01 bar de presión). Asimismo, una solución al 20% de NaOH, le corresponde un punto de ebullición de 110 °C y a una solución de 50% de NaOH, le corresponde una temperatura de ebullición de 145 °C.

2.1.3 Economía De Un Evaporador

Es la razón del agua evaporada y el vapor vivo que se utiliza para evaporar dicha cantidad de agua.

2.1.3.1 Evaporador De Simple Efecto

Es aquel en el cual el vapor vivo concentra la solución y el agua evaporada es menospreciada. Si el agua evaporada ingresa a un segundo evaporador para concentrar la solución contenida en dicho evaporador, recibe el nombre de doble efecto. Si hay más evaporadores que utilizan como líquido de transferencia de calor el vapor producido en el evaporador anterior, reciben el nombre de evaporadores de efectos múltiples.

BALANCE DE ENERGÍA EN UN EVAPORADOR DE SIMPLE EFECTO

Se deben considerar tanto para el lado del vapor condensante como para el líquido el cual se concentra.

Considerando el siguiente balance para el lado del vapor vivo que condensa:

$$q_s = m_s (H_c - H_s) = -m_s \lambda_s \quad (1)$$

Donde:

q_s = velocidad de transmisión de calor a través de la superficie de calentamiento
kcal/h

H_s = entalpía específica del vapor de agua, kcal/kg

H_c = entalpía específica del condensado, kcal/kg

λ_s = calor latente de condensación del vapor de agua , kcal/kg

m_s = velocidad de flujo de vapor vivo, kg/h

La velocidad de transmisión de calor se considera negativa ya que se está retirando calor en este lado del evaporador.

Un balance de entalpía para el lado de la solución líquida que concentra es:

$$q = (m_f - m)H_v - m_f H_f + mH \quad (2)$$

Donde:

q = velocidad de transmisión de calor desde la superficie de calentamiento hacia el líquido, kcal/h

H_v = entalpía específica del vapor kcal/kg

H_f = entalpía específica de la solución diluida, kcal/kg

H = entalpía específica de la solución concentrada, kcal/kg

Considerando que no existen pérdidas (proceso adiabático). $q = -q_s$

2.2 VAPOR.

2.2.1 Importancia

El agua existe en tres estados físicos: hielo, agua líquida y vapor. Una diferencia entre estos estados es la presencia o ausencia de energía que se manifiesta una

parte en calor y otra parte en actividad molecular. El vapor es ampliamente utilizado en casi todas las industrias que existen, ya sea como medio de calentamiento en intercambiadores de calor, recipientes enchaquetados, calentadores de aire, autoclaves, evaporadores, reboilers, también en los procesos industriales químicos y petroquímicos, en los stripper y deshumidificadores o para producir energía mediante una turbina en una central eléctrica. También se usa ampliamente para secar pulpa de papel, para lavar la ropa y plancharla, para esterilizar instrumental médico, etc.

El vapor es el medio de transporte de energía más versátil que existe. No es tóxico, es seguro y su costo es relativamente bajo respecto a otros medios. El vapor es uno de los medios más usados de transportar calor a grandes distancias. Ya que el vapor fluye en respuesta a la caída de presión a lo largo de la línea, no se requiere de bombas. El vapor es fácil de controlar, ya que el vapor saturado se relaciona directamente con su temperatura y las válvulas modernas responden rápidamente a cambios de presión. El vapor provee una excelente transferencia de calor ya que puede rodear por completo los cuerpos que desean ser calentados, mientras el vapor se condensa a temperatura constante, eliminando los gradientes de temperatura.

2.2.2 Proceso De Generación De Vapor

El agua es bipolar, en donde dos átomos de hidrógeno tienen carga positiva y un átomo de oxígeno tiene carga negativa. La naturaleza bipolar del agua causa que las moléculas se atraigan mutuamente por enlaces conocidos como puentes de hidrógeno. Por esto, el agua sólo cambia al estado vapor si se le da gran cantidad de energía suficiente para romper los puentes de hidrógeno y permitir la liberación de las moléculas de agua. Es esta alta capacidad térmica (calor específico), su gran disponibilidad y su alta temperatura crítica las razones por las cuales el agua

es un medio ideal para los procesos industriales, la generación de energía y la transferencia de calor.

La ebullición del agua resulta de la continua absorción de energía hasta que se alcance un punto, a una determinada presión, a la cual el líquido cambia al estado gaseoso. El punto de ebullición o temperatura de saturación ocurre cuando la presión de vapor del agua es igual a la presión local.

El punto de ebullición del agua a la presión atmosférica es 100 °C (212 °F), y a esa misma presión la entalpía de evaporación o calor latente es 2257 kJ/kg. La temperatura del agua caliente permanece constante hasta que sea totalmente vaporizada, a dicho punto el vapor está completamente saturado y la entalpía del vapor es 2676 kJ/kg.

La continua aplicación de calor una vez alcanzado del punto de saturación da como resultado un vapor sobrecalentado y un aumento de la temperatura. El vapor sobrecalentado es particularmente útil en las calderas de generación de potencia ya que el proceso de calentamiento remueve gotas de agua que pueden erosionar y picar las aspas de las turbinas.

2.2.3 Tablas De Vapor

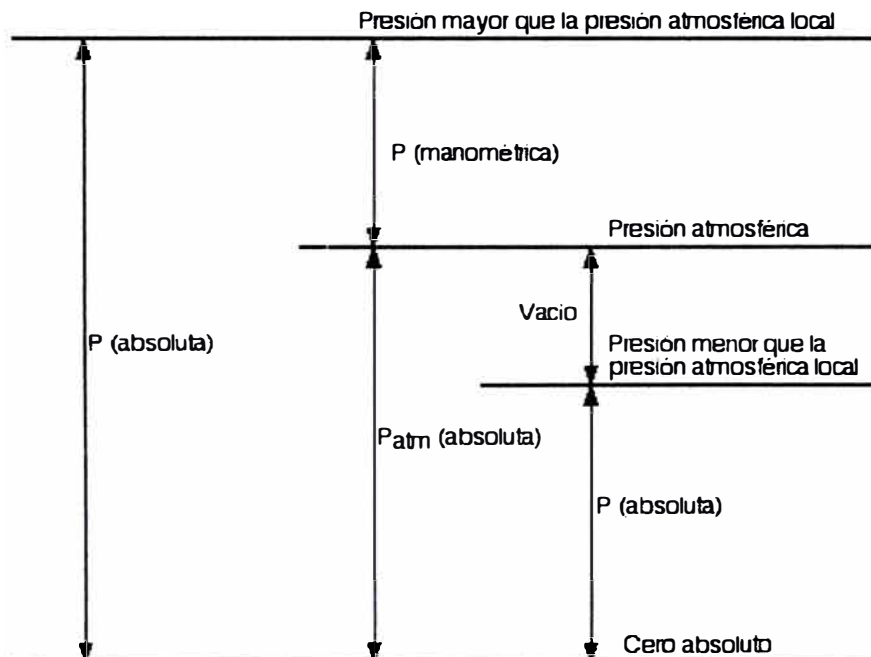
Son tablas requeridas para determinar el contenido de calor del agua y del vapor. Las propiedades físicas del vapor han sido determinadas y acordadas por comités internacionales, y estas son tabuladas en las tablas de vapor. Estas tablas se usan para calcular el contenido calorífico (entalpía) del vapor y del agua para varias condiciones de presión y temperatura, así como el volumen específico y otras propiedades. Se debe recordar que el calor total contenido del vapor o entalpías dadas en las tablas son los kilojoules requeridos para elevar el agua desde 0 °C hasta el punto de ebullición, evaporarla e incrementarla cuando se desea

sobrecalentar. La temperatura de 0 °C es un punto arbitrario tomado por conveniencia para hacer las tablas de vapor. En realidad, una sustancia contiene calor hasta que su temperatura baje hasta el cero absoluto.

2.3 UNIDADES DE INGENIERÍA

2.3.1 Presión absoluta y relativa

Presión absoluta es la presión (en bar) medida con respecto al vacío perfecto. Presión relativa o manométrica es la presión (en bar g) medida con respecto a la presión atmosférica, la cual es igual a 1.01 bar.



2.3.2 Densidad y Volumen específico

La densidad se define como la masa (m) entre el volumen (V). El volumen específico (V_s) es el volumen por unidad de masa y es por lo tanto la inversa de la

densidad. De hecho, el término “específico” es generalmente usado para denotar una propiedad de una unidad de masa de una sustancia.

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{1}{V_s} \quad (3)$$

2.3.3 Calor de líquido saturado

Es la cantidad de calor requerida para elevar la temperatura de un kilogramo de agua desde 0 °C hasta el punto de ebullición a la presión y temperatura correspondiente. Se expresa en kJ/kg.

2.3.4 Calor latente o calor de vaporización

Es la cantidad de calor (expresada en kJ/kg) que se requiere para cambiar un kilogramo de agua hirviendo a un kilogramo de vapor. Esta misma cantidad de calor es la que cede un kilogramo de vapor cuando se condensa en un equipo de transferencia de calor o cuando es perdido por radiación.

2.3.5 Calor total de vapor

Es la suma del calor del líquido saturado y el calor latente expresado en kJ/kg.

2.4 PLANTA DE VAPOR

2.4.1 Caldera

La caldera es el corazón de un sistema de generación de vapor. Una caldera es un recipiente a presión en el que se transfiere la energía calorífica de un combustible

a un líquido. En el caso de vapor saturado, la caldera proporciona también energía calorífica para producir un cambio de fase de líquido a vapor.

Las calderas se pueden clasificar como pirotubulares y acuotubulares. La caldera pirotubular es aquella en la cual la llama se genera en un quemador (Ver figura 2) pasa al interior del hogar de tubos y el agua rodea los tubos. Las calderas pirotubulares que más se utilizan hoy son las de marina escocesa o compactas. Estas se clasifican por el número de circuitos – el número de veces que los gases calientes de la combustión pasan a través de la caldera. La cámara de combustión se considera como el primer circuito. Como se observa en la figura 2, los gases retornan por los circuitos varias veces. La caldera más común es la de tres circuitos pero se construyen hasta cuatro circuitos con la descarga de gases por el extremo trasero de la caldera. Estas calderas producen hasta 22.5 TN/h de vapor. Si se requiere más capacidad, pueden ponerse a trabajar varias calderas o utilizar las calderas acuotubulares.

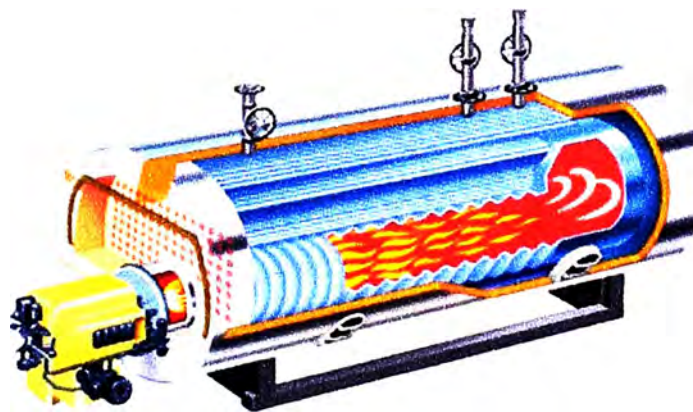


Figura 2. Caldera Pirotubular.

Las calderas acuotubulares difieren de las calderas pirotubulares en que el agua circula dentro de los tubos con la fuente de calor rodeándolos. Esto significa que pueden usarse presiones más altas porque el diámetro del tubo es significativamente más pequeño que el cuerpo en la caldera pirotubular, y por consiguiente la *tensión circunferencial* también es *significativamente menor*. Las calderas acuotubulares trabajan con el principio de circulación de agua. En la

figura 3 el agua de alimentación fría se introduce en el calderín de vapor y descende por el tubo de bajada hasta el calderín de lodos, debido a que tiene una densidad superior a la del agua caliente. Su densidad disminuye cuando pasa por el tubo de subida, donde se calienta formando burbujas de vapor. El agua caliente y las burbujas de vapor pasan al calderín de vapor una vez más, donde el vapor se separa del agua. Las calderas acuotubulares pueden producir hasta 3500 TN/h de vapor sobrecalentado y son utilizadas para impulsar turbinas en las centrales eléctricas.

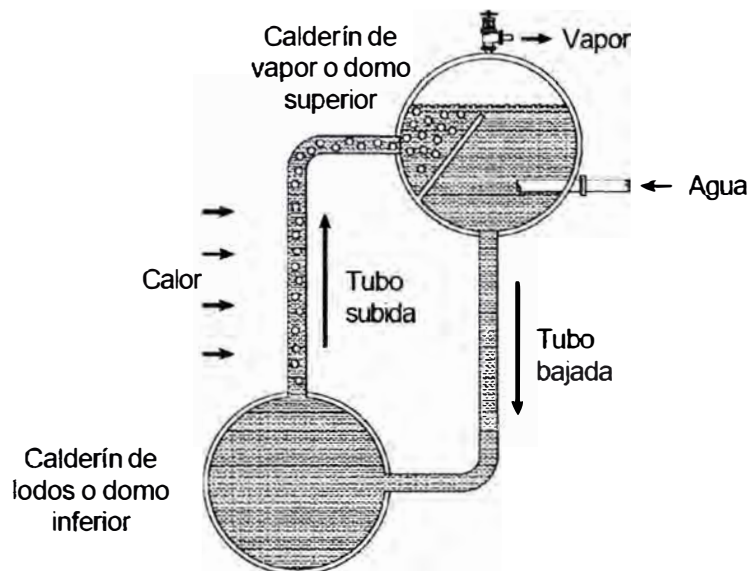


Figura 3. Caldera Acuotubular. [1]

2.4.2 Agua de Alimentación

El sistema de agua de alimentación suministra agua a la caldera. Las fuentes de agua de alimentación incluyen el retorno de condensados y el agua blanda de reposición. El agua de alimentación es almacenada en un tanque para asegurar que haya siempre un suministro de agua caliente disponible para la caldera.

2.4.3 Equipos de Pre Tratamiento

Los equipos de pre tratamiento acondicionan el agua para que pueda ser usada en la caldera sin excesivos problemas de incrustación de sales y espuma, los que pueden reducir la eficiencia de la caldera y ocasionar fallas en los tubos internos de la caldera, debido al recalentamiento. Los equipos de pre tratamiento incluyen, clarificadores, filtros, ablandadores, dealcalinizadores, unidades de ósmosis inversa y demineralizadores.

2.4.4 Purga

El sistema de purga incluye las válvulas y los controles de purga continua y purga de fondo. Ya que el vapor que deja la caldera es agua pura, los iones disueltos se quedan en el agua y se concentran cada vez más. La purga continua remueve una específica cantidad de agua en la caldera (expresada en términos de porcentaje del flujo de alimentación) con el fin de mantener un nivel deseado de sólidos totales disueltos (TDS) en la caldera. En la tabla 1 se muestran los valores recomendados de TDS del agua en la caldera, de acuerdo a la presión. La adición de productos químicos ocasiona la presencia de sólidos suspendidos en la caldera. Estos se depositan en el fondo de la caldera en forma de lodo, formando una barrera que disminuye la transferencia de calor. Las purgas de fondo se realizan para remover estos depósitos en el fondo de la caldera. Las purgas de fondo son periódicas y se realizan un cierto número de veces, dependiendo el tamaño del sistema, puede ser 3 ó 4 veces al día por 5 segundos. En algunos sistemas la purga de fondo es controlada por temporizadores automáticos.

Los sólidos disueltos pueden ser removidos automáticamente por medio de un sistema que cuenta con un electrodo dentro de la caldera. Cuando los TDS alcanzan el set point, un controlador envía una señal a la válvula de purga que se abre por un tiempo determinado. Se envía agua de alimentación conteniendo un

contenido de sólidos menor, reduciendo así la cantidad de sólidos disueltos dentro de la caldera.

El flujo de purga requerido puede ser expresado de varias maneras:

1.- Como porcentaje de agua evaporada:

$$\%S = \frac{F_{TDS}}{(BW_{TDS} - F_{TDS})} \times 100 \quad (4)$$

2.- Como porcentaje de agua de alimentación:

$$\%F = \frac{F_{TDS}}{BW_{TDS}} \times 100 \quad (5)$$

3.- Como parte del vapor generado, para mantener los Sólidos totales disueltos (TDS) en la caldera:

$$B = \frac{S(\text{kg/h})}{COC - 1} \quad (6)$$

Donde:

S = Producción de vapor (kg/h)

F = Flujo de agua de alimentación (kg/h)

TDS = Sólidos totales disueltos (ppm)

COC = Ciclos de concentración

BW = Agua de la caldera

$$COC = \frac{BW_{TDS}}{FW_{TDS}} \quad (7)$$

Tabla 1. Parámetros recomendados de agua de caldera, según ABMA.

Presión (bar g)	Agua de Caldera		
	Sílice total (ppm SiO ₂)	Alcalinidad específica (ppm CaCO ₃)	Sólidos Totales Disueltos (ppm)
0 - 20	150	700	3500
21 - 30	90	600	3000
31 - 40	40	500	2500
41 - 50	30	400	2000
51 - 60	20	300	1500
61 - 70	8	200	1000
71 - 100	2	0	75

2.4.5 Retorno de condensado

Cuando el vapor cede su calor al proceso, regresa al estado líquido, y éste se conoce como condensado. Se forma en el arranque de una planta de vapor, cuando las tuberías se encuentran frías y también se forma durante el funcionamiento normal, debido a las pérdidas de calor por radiación en las tuberías, que son inevitables, estando aún estas aisladas. Es importante que este condensado se recupere y se envíe al tanque de alimentación, ya que por su elevado contenido de energía optimiza el proceso de generación de vapor y además por tratarse de un agua de excelente calidad debido a su baja conductividad disminuye el costo de tratamiento químico y de purgas. Las bombas mecánicas accionadas con vapor o las bombas eléctricas son las más adecuadas para transportar el condensado hasta el tanque de alimentación.

En la figura 4 se describe una planta de vapor y el ciclo completo del mismo.

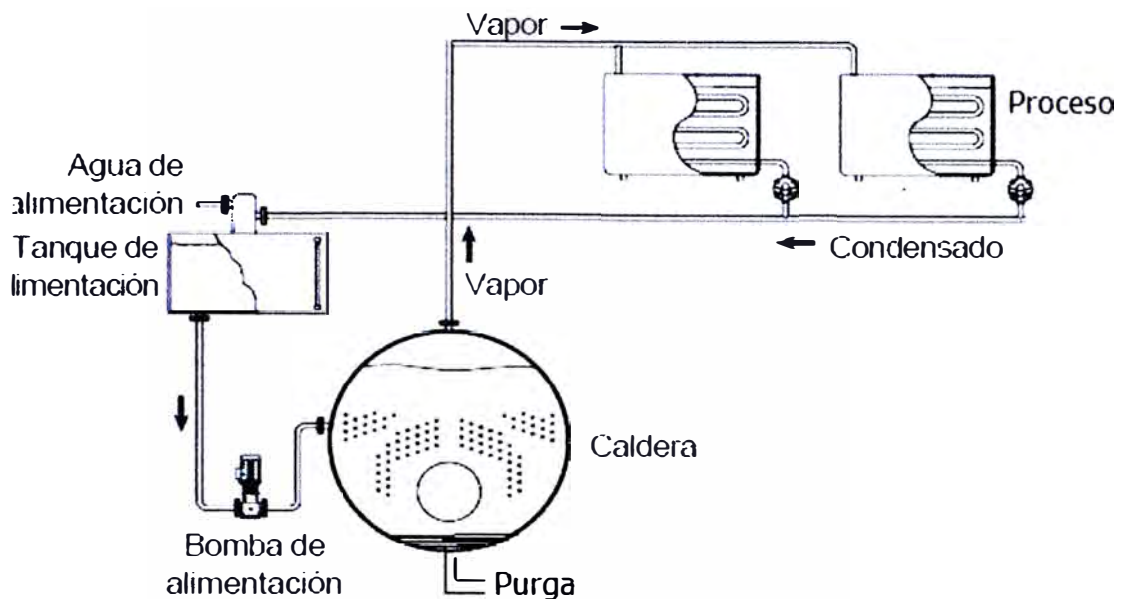


Figura 4. Diagrama Típico de una planta de vapor. [1]

2.5 CALDERAS

2.5.1 Capacidad

Boiler horsepower (BHP) es un antiguo método para determinar la cantidad de vapor que produce una caldera a 33.475 BTU/h y es la energía para evaporar 34.5 lb de agua en una hora a vapor saturado a 100 °C. Por ejemplo, una caldera de 200 BHP produce $200 \times 34.5 = 6900$ lb/h de vapor saturado.

Algunos fabricantes dan la capacidad de un caldero en **kW**, y es la energía absorbida por el vapor para pasar de líquido a la temperatura de alimentación a vapor saturado (o recalentado) en kW.

$$\text{Capacidad(kW)} = \text{Vapor(kg / h)} \times \frac{\Delta H(\text{kJ / kg})}{3600\text{s / h}} \quad (8)$$

2.5.2 Eficiencia

La eficiencia de la caldera es el porcentaje de energía del combustible que es convertida a energía útil de vapor.

$$Eficiencia = \frac{E_{vapor}}{E_{combustible}} \times 100\% \quad (9)$$

El método de pérdidas de energía es el método más adecuado para determinar la eficiencia de la caldera. Para hacerlo, se deben medir las pérdidas de calor individuales (expresado como porcentaje de calor que ingresa) y sustraerlo de 100%. Las calderas modernas operan con eficiencias entre 80 y 85%.

La fuente de pérdida de calor más importante es la que se da a través de la chimenea, en donde se puede llegar a perder hasta un 30% de la energía en el caso más extremo. La cantidad de calor perdido depende del volumen y temperatura del gas que escapa de la caldera, por lo tanto, reduciendo cualquiera de ellos pueden reducirse las pérdidas.

Otra porción del calor de combustible escapa de las paredes del quemador sin ser aprovechadas por el agua de la caldera. A esta pérdida se le llama radiación. Estas pérdidas son controladas mediante un aislamiento adecuado. Las pérdidas de calor en calderas aisladas se asemejan a los valores descritos en la tabla 2.

Tabla 2. Pérdidas por radiación según tamaño de caldera. [6]

Tamaño de la Caldera	Pérdidas de Calor por radiación
100000 kg de vapor/h	0.5%
50000 kg de vapor/h	0.7%
25000 kg de vapor/h	0.9 %
10000 kg de vapor/h	1.0 %

La purga es necesaria para eliminar los sólidos disueltos en el agua de caldera, pero como estos sólidos han absorbido calor, se convierte en una fuente de pérdida de calor. Un dispositivo de recuperación de calor de purga continua puede ayudar a reducir estas pérdidas. También ayuda a disminuir estas pérdidas un buen plan de tratamiento de agua.

2.5.3 Accesorios

2.5.3.1 Válvula de seguridad

Las calderas son diseñadas para soportar una máxima presión de operación. Si esta presión es excedida, existe peligro de explosión a menos que la presión sea liberada. Una válvula de seguridad es un dispositivo automático para desahogo de presión accionado por la presión estática corriente arriba de la válvula y que se caracteriza por su acción de disparo para plena apertura. Según la norma ASME para calderas y recipientes a presión el tipo de válvula de seguridad que se debe usar para aplicaciones de calderas y vapor es la de resorte, como se muestra en la figura 5.

Las válvulas de seguridad son de varios diseños, típicamente con una cámara de vapor en el interior que incrementa la fuerza total del vapor, lo que causa que la válvula se abra rápidamente (tipo SV) en vez de una abertura lenta en respuesta a un incremento de presión. Las calderas que operan a altas presiones (40 – 200 barg) suelen tener válvulas de seguridad súper jet. Las válvulas de seguridad se seleccionan para una caldera de acuerdo a la máxima presión de trabajo permisible (MAWP), y la falla sucede si esta presión se excede. Típicamente las calderas que tienen más de 500 ft² de superficie o exceden los 500 kW de entrada tienen dos válvulas de seguridad.



Figura 5. Válvula de seguridad. [1]

2.5.3.2 Válvula de aislamiento o interrupción

Estas válvulas se ubican en la línea principal de descarga del vapor muy cerca de la caldera. Se emplean para poner la caldera dentro o fuera de servicio. Según la norma ASME B31.1 las válvulas de compuerta de tipo vástago y yugo externos (OS & Y) son las más recomendadas debido a que indican fácilmente si se encuentran abiertas o cerradas debido a la posición del huso. Las válvulas de globo o ángulo de tipo de vástago elevable también son usadas y tienen la ventaja respecto a las de compuerta que cierran más perfectamente y su abertura se puede regular.

2.5.3.3 Válvula de retención para alimentación

Esta válvula de retención es una válvula check tipo disco con claqueta que se instala en la línea de alimentación, entre la bomba de alimentación y la caldera, seguida de una válvula de aislamiento (ver figura 8). La válvula check incluye un resorte equivalente a la carga de agua en el tanque de alimentación cuando no existe presión en la caldera. Esto previene que la caldera sea inundada por la carga estática del tanque de alimentación. Bajo condiciones normales de operación, la válvula check detiene el retorno de flujo de la caldera a la línea de alimentación cuando la bomba de alimentación está apagada.

2.5.3.4 Válvula de purga

Esta válvula se localiza en la parte inferior trasera de la caldera y se usa para remover los lodos y sedimentos que se han formado y se encuentran depositados en el fondo de la carcasa. Las válvulas de globo ordinarias no pueden ser usadas para purga, ya que estas tienen presas o bolsillos en el interior del cuerpo en donde pueden quedar retenidos los sedimentos (22). Se pueden usar válvulas de ángulo o de globo tipo Y.

Todas las calderas con una presión de trabajo máxima mayor a 100 psig deben tener dos válvulas de abertura lenta o una de abertura rápida seguido de una válvula de abertura lenta. Una válvula de abertura lenta es la que se requiere dar 5 vueltas de 360° para cambiar la posición completamente abierta a completamente cerrada y viceversa. La válvula que se muestra en la figura 6 es una válvula de apertura rápida y generalmente se usa en serie con otra válvula sin asiento, por los motivos explicados en el párrafo anterior. Esta válvula es colocada lo más cerca a la caldera y es abierta primero y cerrada al último.

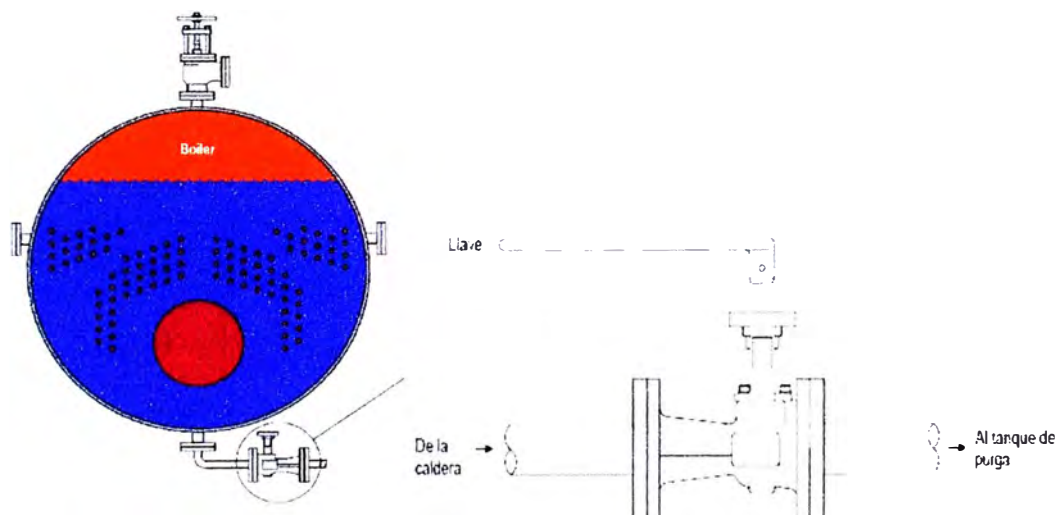


Figura 6. Válvula de purga de fondo. [1]

Las tuberías de purga deben ser de acero. Para purgas no se utiliza el acero galvanizado, tanto en tuberías como en accesorios. Si la presión excede los 6 barg,

los accesorios deben ser de acero y el espesor de tubería no debe ser menor al catálogo 80 (22).

2.5.3.5 Manómetros

El manómetro ha sido probablemente el instrumento más antiguo usado en la operación de calderas. El más común es el manómetro tipo Bourdon, y a pesar de habersele hecho mejoras en la construcción y precisión, sus principios básicos de operación permanecen siendo los mismos. Un tubo de sección ovalada con el extremo cerrado con forma de semicírculo tiende a enderezarse al aplicarse una presión interna. El movimiento del extremo cerrado mueve una aguja en una escala visible.

Todas las calderas deben tener por lo menos un manómetro. Para las calderas pequeñas, usualmente se montan directamente por encima de la columna de agua, y el manómetro lee la presión correcta en la caldera. Sin embargo, en muchas instalaciones, sobretodo en las grandes calderas, el manómetro es puesto debajo del nivel de operación. A este nivel el manómetro lee la presión de vapor más la presión hidráulica del agua en la línea. Por consiguiente, el manómetro debe ser compensado. En este caso, se debe medir la distancia vertical entre el punto de conexión y el centro del manómetro y restar la columna de agua.

2.6 ALIMENTACIÓN DE AGUA A LA CALDERA

2.6.1 Temperatura del agua de alimentación

El agua de alimentación debe estar alrededor de los 80° C para evitar choques térmicos a la caldera y para mantenerla operando eficientemente. Esto también disminuye el contenido de oxígeno, como se observa en la figura 7, el cual produce corrosión a la caldera. La temperatura del agua de alimentación también

es importante para mantener la tasa de producción de vapor en la caldera, ya que si la temperatura es baja se requiere más calor para producir vapor. Si el retorno de condensado es muy elevado (más del 80%) puede ocasionar que la temperatura del agua sea muy elevada y la bomba de alimentación cavite.

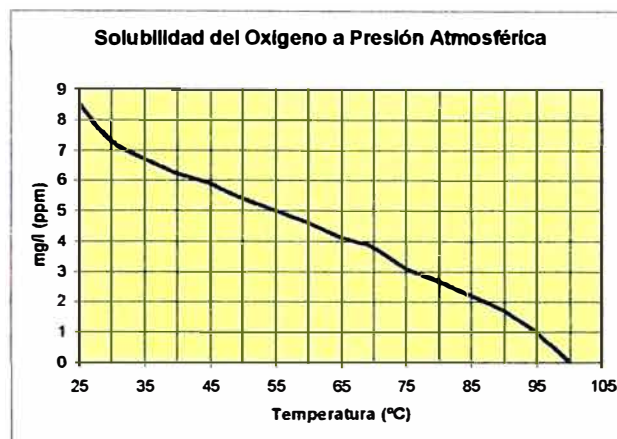


Figura 7. Solubilidad del oxígeno en el agua según la temperatura a presión atmosférica. Datos planteados de Colin Frayne Boiler Water Treatment Principles and Practice Vol II. [16] [20]

2.6.2 Diseño de tanque de alimentación

Si el agua entra a la bomba cerca de su temperatura de ebullición ocurre un flasheo en el ojo del impulsor en el área de baja presión. Si esto ocurre, se forman burbujas de vapor mientras la presión cae por debajo de la presión de vapor. Cuando la presión se vuelve a elevar, estas burbujas colapsan y el agua fluye a alta velocidad. Para evitar este problema, es esencial que haya suficiente carga estática aguas arriba de la bomba, colocando el tanque de alimentación lo más alto posible para tener carga neta positiva de succión (NPSH).

Los materiales que se usan en la fabricación de los tanques son el acero al carbono y el acero inoxidable austenítico. El acero al carbono es el material más usado para la construcción de tanques de alimentación debido a su bajo costo. Sin embargo, es muy susceptible a la corrosión, por lo que muchas veces se opta por

recubrirlo interiormente con otros materiales como la fibra de vidrio, lo cual puede resultar más caro que el propio tanque. También se puede recubrir con pintura epóxica. El acero inoxidable austenítico ofrece una larga duración, lo cual justifica los elevados costos iniciales. El tipo 304 L es el grado de acero más adecuado. El tanque de alimentación debe ser capaz de almacenar una cantidad de agua equivalente a 1 hora de producción de vapor a la máxima carga.

2.6.5 Desaireadores

Como se ha mencionado anteriormente, la presencia de oxígeno en la caldera es un problema debido a la corrosividad. Los desaireadores usan vapor para reducir la cantidad de oxígeno en el agua. Los desaireadores son típicamente tanques sometidos a una presión ligeramente por encima de la presión atmosférica que eleva la temperatura del agua por encima de su punto de saturación. Tienen en su interior platos o rellenos para dividir el agua en finas gotas o películas, y de esta manera facilitar la salida de oxígeno y otros gases incondensables. Se puede alcanzar un contenido de oxígeno de hasta 7 ppb, dependiendo del diseño.

Los desaireadores atmosféricos se encuentran por lo general en plantas pequeñas en calderas de baja presión, por lo cual la máxima temperatura del agua es 100 °C. Los desaireadores atmosféricos, no pueden alcanzar los mismos niveles de oxígeno que los presurizados. Se usan secuestrantes de oxígeno para eliminar los residuos de oxígeno no eliminados en el desaireador.

2.6.6 Tuberías de alimentación.

Deben ser de acero al carbono, ASTM A53 Grado B o ASTM A106 Grado B, sin costura o con soldadura de resistencia eléctrica. Es preferible usar la cédula 80 debido al alto grado de corrosividad del agua de alimentación. Las tuberías de 2 ½" tamaño nominal y superiores deben soldarse a tope. Las tuberías de tamaño nominal 2" e inferiores deben ser roscadas, soldadas a tope o soldadas a presión.

El sistema de tuberías y accesorios de muestra en la figura 8. Se debe tener una válvula de bloqueo a la salida del tanque de alimentación, además de tener un filtro en Y antes de la bomba para proteger los álabes de cualquier sólido que pueda haber. A la descarga de la bomba de alimentación es necesario colocar la válvula de retención para evitar el contraflujo cuando se apaga la bomba y una válvula de aislamiento a la entrada de la caldera, la cual debe ser de preferencia del globo, para otorgar un buen cierre.

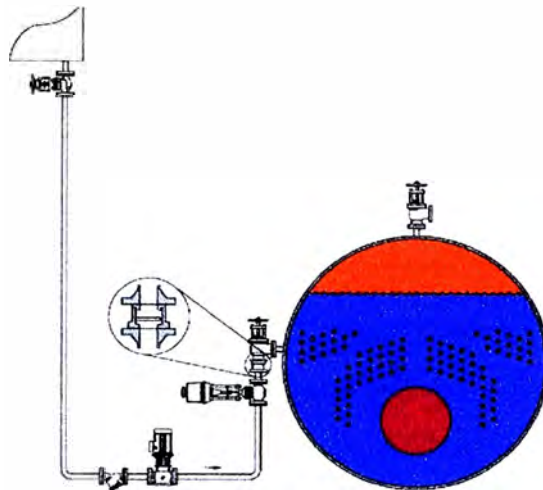


Figura 8. Arreglo de una tubería de alimentación. [1]

2.7 DISTRIBUCIÓN DE VAPOR

El sistema de distribución lleva el vapor desde la caldera hasta los puntos de uso. Muchos sistemas de distribución tienen varias derivaciones que operan a diferentes presiones. Estas líneas de distribución se encuentran separadas por varios tipos de válvulas de aislamiento, válvulas reductoras de presión, etc.

Un adecuado sistema de distribución entrega suficiente cantidad de vapor de alta calidad a la presión y temperaturas correctas a los puntos de uso. Una distribución efectiva del vapor requiere un adecuado balance de presión del vapor, correcto drenado de condensado, adecuado aislamiento y una buena regulación de la presión.

2.7.1 Manifolds

Un manifold es una clase especial de tubería de distribución porque puede recibir vapor de una o varias calderas al mismo tiempo. Por lo general son tuberías horizontales a la que se alimenta el vapor por la parte superior, y al mismo tiempo se alimentan las tuberías principales de distribución. Es importante colocar en el fondo de esta tubería una trampa de vapor para remover el condensado formado, ya que el vapor comienza a perder calor ni bien sale de la caldera. Muchas veces este condensado es descartado, debido a que por estar cerca a la caldera, arrastra agua con elevada cantidad de sólidos disueltos. La velocidad recomendada del vapor dentro de esta tubería es de 10 a 15 m/s, lo que explica el gran tamaño de los cabezales de distribución.

2.7.2 Tuberías principales y derivaciones

Las tuberías principales de distribución son aquellas por la cual va a circular el vapor para llevarla a los diferentes equipos. Las derivaciones son tuberías más pequeñas que llevan vapor al equipo que lo utiliza, usualmente a una presión menor que es la adecuada para dicho equipo.

El tamaño apropiado de tubería requerido para llevar el vapor debe ser calculado correctamente, ya que una tubería demasiado pequeña significa altas velocidades, alta caída de presión, ruido y erosión, mientras que una tubería muy grande significa incurrir en un gasto innecesario y las pérdidas de calor por radiación también son mayores, debido a la gran área de transferencia.

En líneas de vapor saturado, una velocidad razonable es de 30 a 50 m/s. En el pasado se solían utilizar velocidades de hasta 60 m/s, lo que ocasionaba erosión en las tuberías y accesorios por las gotas de agua que se mueven a gran velocidad. En tuberías que transportan vapor recalentado, pueden admitirse estas velocidades

elevadas, ya que se transporta vapor seco. Los diámetros de la tubería pueden ser calculados mediante la ecuación:

$$A = \frac{Q \times V_s}{v \times 3600} \text{ (m}^2\text{)} \quad (10)$$

$$A = \frac{0.43 \times Q \times V_s}{v} \text{ (plg}^2\text{)} \quad (11)$$

Donde:

Q = Caudal de vapor (Kg/h)

Vs = Volumen específico del vapor saturado (m³/Kg)

v = Velocidad del fluido (m/s)

Cuando el vapor pasa a través de una válvula de reducción de vapor, la presión del vapor disminuye y el volumen específico del vapor aumenta. Entonces, para mantener constante la velocidad a ambos lados de la válvula reductora de presión, el área de la sección transversal de la tubería debe incrementarse en un ratio igual al cambio de volumen. Si se mantienen los mismos tamaños de tubería a ambos lados de la válvula, se incrementará la velocidad en la línea de baja presión.

El material recomendado para las tuberías de vapor es el acero al carbono, ASTM A53 Grado B o ASTM A106 Grado B, sin costura o con soldadura de resistencia eléctrica.

Las tuberías de 2 ½ plg mayores deben estar soldadas a tope, mientras que las tuberías de 2 plg y menores deben estar roscadas, soldadas a tope, conectadas por soldadura o bridadas. Para vapor saturado hasta 12 bar todos los accesorios de 3 ½ plg e inferiores deben ser roscados y de 4 plg y superiores deben ser bridados.

Las tuberías para vapor pueden ser de catálogo 40 y 80, dependiendo del espesor calculado. Este espesor se calcula mediante la siguiente fórmula, de acuerdo a la norma ASME B31.1:

$$t_m = \frac{PD_0}{2(S + Py)} + A \quad (12)$$

$$P = \frac{2S(t_m - A)}{D_0 - 2y(t_m - A)} \quad (13)$$

Donde:

t_m = Mínimo espesor de pared requerido (plg)

P = Presión de diseño (psi)

D_0 = Diámetro exterior de la tubería

S = máximo esfuerzo permisible en el material debido a la presión interna y a la eficiencia de la unión a la temperatura de diseño.

E = eficiencia de la soldadura, es igual a 1 para tubos sin costura

A = espesor adicional (plg) para compensar la pérdida de material debido a enroscado, corrosión o erosión. (Tabla 3)

y = Coeficiente del material (Tabla 4)

Tabla 3. Valores de A. [19]

Tipo de Tubería	A in (mm)
Roscadas $d \leq \frac{3}{4}$ plg	0.065 (1.65)
Roscadas $d \geq 1$ plg	Profundidad del hilo
Extremos planos $d \leq 1$ plg	0.05 (1.27)
Extremos planos $d > 1$ plg	0.065 (1.65)

Tabla 4. Valores de y . [22]

Acero	Valores de y para diversas temperaturas, °F (°C)					
	< 900°F (482°C)	950°F (510°C)	1000°F (538°C)	1050°F (566°C)	1100°F (593°C)	1150°F (621°C)
Ferrítico	0.4	0.5	0.7	0.7	0.7	0.7
Austenítico	0.4	0.4	0.4	0.4	0.5	0.7

La presión de diseño debe exceder a la máxima presión permisible por lo menos en un 25% o en 225 psi (cualquiera que sea la menor) pero nunca en menos de 100 psi.

2.7.3 Reducción de presión

Cuando se requiere vapor a menor presión de la que otorga la caldera, se utilizan válvulas reductoras de presión. La figura 9 muestra un típico arreglo de reducción de presión. Un separador y un filtro de malla fina de acero inoxidable son necesarios para proteger la válvula reductora. Los manómetros a cada lado permiten monitorear el funcionamiento del sistema. Una válvula de alivio o seguridad es requerida a continuación en caso falle la válvula de seguridad. Las válvulas de bloqueo son para interrumpir el paso del vapor y deben ser de tipo compuerta, ya que cualquier caída de presión es de consideración sobre todo en el lado de menor presión.

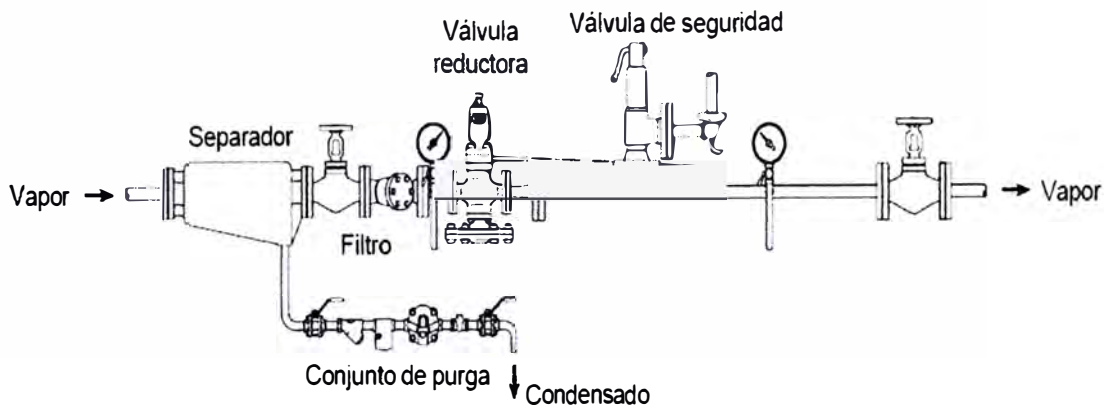


Figura 9. Estación típica de reducción de presión. [1]

2.7.4 Calidad del vapor

El vapor debe mantenerse lo más limpio y seco posible para asegurar el adecuado transporte de calor. Para lograrlo, es necesario incorporar filtros, separadores, trampas y material aislante en las líneas.

Cuando el vapor que viene del sistema de distribución de vapor entra a los equipos del proceso el vapor volverá a ceder su energía mediante: 1) Calentamiento del equipo y 2) Continuar transfiriendo calor al proceso. Mientras el vapor pierde calor, regresa al estado líquido. Inevitablemente el vapor comienza a perder calor tan pronto sale de la caldera. El condensado que se forma se deposita en el fondo de la tubería y es arrastrado junto con la corriente de vapor. Este condensado debe ser removido desde los puntos más bajos ya que no transmite calor efectivamente. Una película de condensado reduce la eficiencia del proceso. Cuando el aire se disuelve en el condensado, se éste se vuelve corrosivo y la acumulación de condensado causa ruidos y golpes de ariete.

Para ayudar a remover este condensado, es necesario que las líneas de vapor tengan una inclinación de 1:100 (1,8,19,22) y que las trampas se coloquen a intervalos de 30 a 50 metros como lo muestra la figura 10. Además, cuando exista una derivación, ésta se toma del punto más alto de la tubería para evitar que el condensado ingrese a la nueva línea, tal como se muestra en la figura 11.

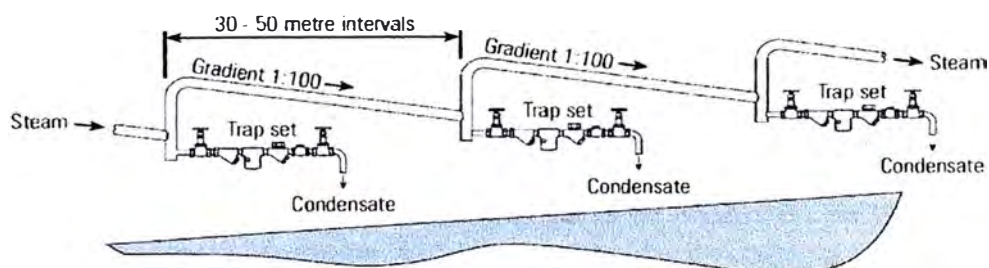


Figura 10. Se deben colocar trampas a intervalos regulares e inclinar las tuberías ligeramente para ayudar a drenar el condensado. [1]

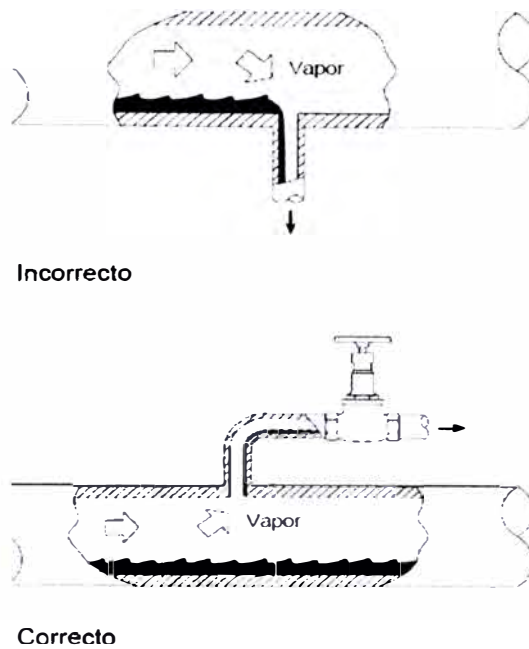


Figura 11. Las derivaciones se toman desde la parte superior de la tubería. [1]

AIRE Y OTROS INCONDENSABLES

El aire está presente al interior de las tuberías de vapor y los equipos al arrancar la planta. Cuando entra vapor al sistema, este arrastrará el aire hacia el punto de drenaje o hacia el punto más lejano desde el ingreso de vapor. Por esta razón, se deben instalar trampas con suficiente capacidad de venteo de aire en los puntos de drenaje.

La solubilidad del oxígeno en el agua es casi el doble que la del nitrógeno, mientras el CO_2 es 30 veces más soluble que el oxígeno. Ambos gases causan corrosión en la caldera y en las tuberías.

GOLPES DE ARIETE

Mientras el vapor se condensa, se forman gotas de líquido en las paredes internas de las tuberías. Estas gotas caen por gravedad al fondo de la tubería formando una delgada película, la cual cada vez va aumentando su espesor si no es correctamente removido. En la figura 12 se observa como la cantidad de

condensado en la tubería se va incrementando cada vez más, engrosando el espesor de la película de condensado. Estas películas de condensado forman grandes olas dentro de la tubería que viajan a la velocidad del vapor (30 – 50 m/s). Esta elevada energía cinética es convertida a contrapresión cuando hay un cambio de dirección debido a un codo, te, o a una disminución de velocidad por una válvula, lo cual causa fractura y explosión.

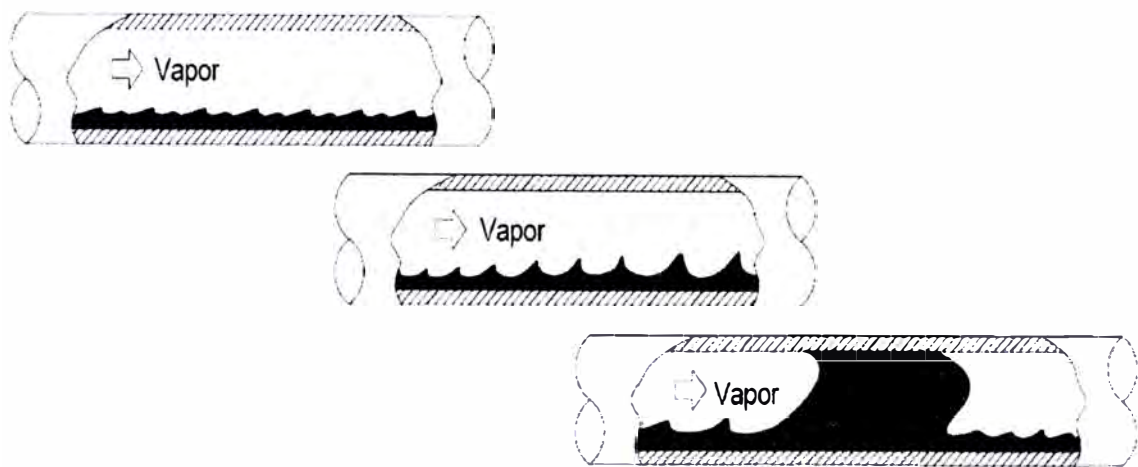


Figura 12. Formación de una ola cuando aumenta la cantidad de condensado. [1]

2.7.4.1 Separadores

El vapor que contiene pequeñas cantidades de agua condensada es un gran problema para los sistemas de vapor, ya que reduce la productividad y causa daños a las tuberías y equipos. Mientras las trampas remueven la mayor parte del agua, éstas no pueden remover las pequeñas gotas de agua suspendidas en el vapor. Las gotas de agua erosionan las aspas de las turbinas y las válvulas reductoras de presión. Para remover estas gotas, se instalan separadores en las líneas de vapor corriente arriba de estos equipos (ver figura 9).

El tipo de separador más utilizado es mostrado en la figura 13 y corresponde al tipo baffle que contiene un número de platos o baffles que causan que el flujo cambie de dirección un número de veces a través del cuerpo. Cuando las gotas de

agua impactan en estos baffles, son retenidas mientras que el vapor pasa a través de ellos. El condensado se colecta en el fondo del separador y es retirado por medio de una trampa de vapor.

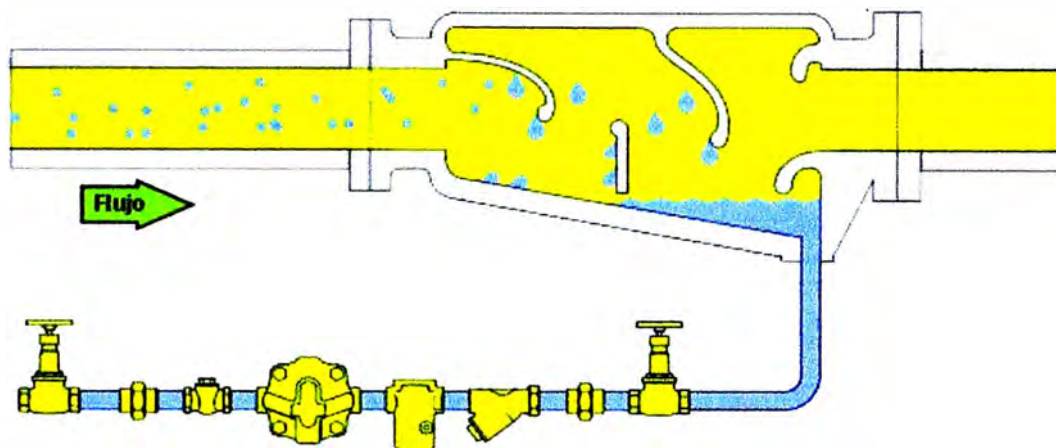


Figura 13. Vista transversal de un separador. [1]

2.7.4.2 Filtros

Los filtros son elementos que se usan para retener los contaminantes que circulan a través de una tubería como depósitos, óxido, material de empaques o juntas, restos de soldadura y otros sólidos, para proteger los equipos que pueden resultar sensibles a éstos elementos en corrientes de líquido o gas, y deben ser instalados corriente arriba de cada trampa de vapor, medidor de flujo, válvula reductora y válvula de control.

Los tipos más comunes son los de tipo Y y los de canasta. Para las aplicaciones de vapor, el de tipo Y es el más usado (figura 14). Su cuerpo tiene una forma cilíndrica compacta similar a una derivación lateral y puede soportar altas presiones (hasta 400 barg), y aunque no ofrece una capacidad de retención tan grande como la de canasta, en las aplicaciones de vapor no suele haber grandes problemas de contaminación, pero si fuera el caso, se puede instalar una válvula de purga en la tapa del filtro para limpiarlo.

Cuando un filtro es instalado en una línea de vapor, debe tener su bolsillo orientado en el plano horizontal para evitar la acumulación de condensado, ayudando a prevenir que algunas gotas de agua sean arrastradas, lo cual puede causar erosión y afectar el proceso. En las líneas que transportan de líquido, sin embargo, el bolsillo deber apuntar vertical y hacia abajo para asegurar que la materia no sea arrastrada en la tubería.

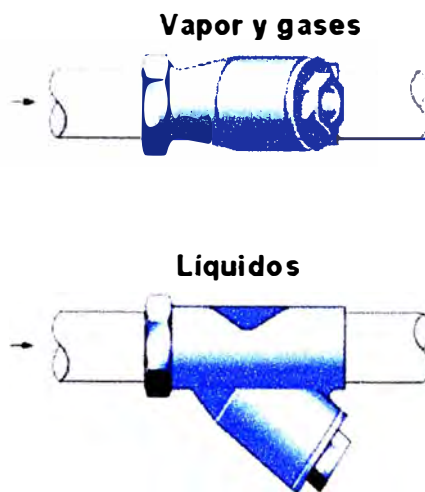


Figura 14. Orientación de los filtros dependiendo del fluido. [1]

2.7.4.3 Trampas De Vapor

La función de una trampa de vapor es liberar el condensado de la tubería, previniendo que el vapor escape del sistema. Las trampas de vapor se colocan en los puntos más bajos de las tuberías, acompañados de una pierna o bolsillo colector, el cual tiene la función de dejar que el condensado sea drenado de la tubería de vapor fluyendo a alta velocidad y coleccionar el condensado hasta que la presión diferencial sea suficiente para descargarlo a través de una trampa de vapor. En los bolsillos colectores demasiado pequeños, se produce un efecto de ventura pequeño, donde la caída de presión succiona el condensado fuera de la trampa (Ver figura 16). El fondo del bolsillo debe tener una brida removible o una válvula de purga para fines de limpieza. Las dimensiones recomendadas para los

bolsillos colectores se muestran en la tabla 5, los valores de D , d y d_2 se ilustran en la figura 15.

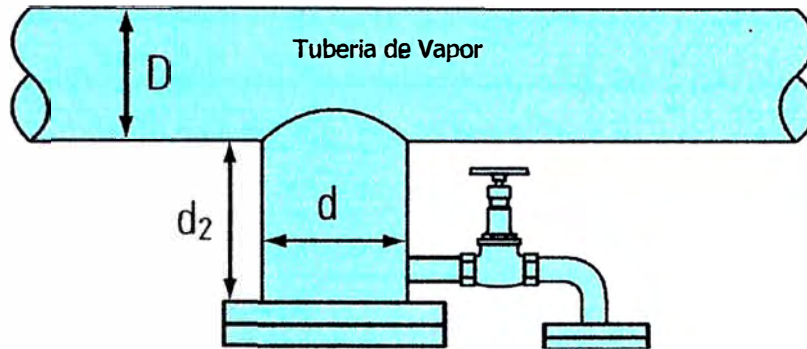


Figura 15. Dimensiones de un bolsillo colector.

Tabla 5. Valores recomendados para dimensionar los bolsillos colectores.

Diámetro de la tubería (D)	Diámetro del bolsillo (d)	Profundidad del bolsillo (d_2)
Hasta 100 mm	$d = D$	Mínimo $d_2 = 100$ mm
De 125 a 200 mm	$d = 100$ mm	Mínimo $d_2 = 150$ mm
Mayor a 250 mm	$d = D/2$	Mínimo $d_2 = D$

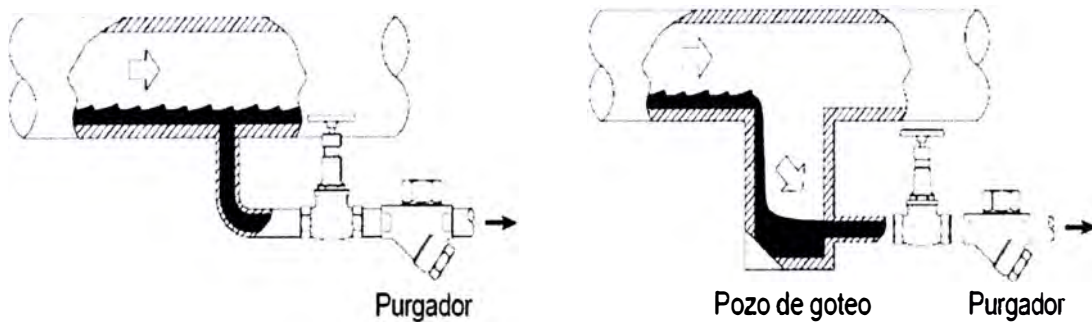


Figura 16. Las piernas colectoras deben ser lo suficientemente grandes para permitir el drenado del condensado. [1]

Las trampas de vapor mecánicas pueden ser:

TRAMPAS DE BALDE INVERTIDO

Es una trampa mecánica que opera basada en la diferencia de densidades entre el vapor y el agua. En la figura 17 el vapor que entra al balde invertido y sumergido causa que éste flote y que cierre la válvula de descarga. El condensado que entra a la trampa hace al balde más pesado, por lo que se hunde y así abre la válvula de descarga para dejar salir al condensado. A diferencia de otras trampas mecánicas, la de balde invertido también ventea continuamente el aire y el dióxido de carbono, a la temperatura del vapor.

LA TRAMPA DE FLOTADOR Y TERMOSTÁTICA

Es una trampa mecánica que opera en base a los conceptos de densidad y temperatura. La válvula de flotador opera basada en el concepto de densidad: una palanca conecta la bola del flotador a la válvula y su asiento. El flotador se eleva una vez que el condensado llega hasta cierto nivel en la trampa, abriendo el orificio de la válvula y drenando el condensado. El sello de agua formado por el propio condensado evita la pérdida de vapor vivo.

Al estar esta válvula de descarga bajo agua, no es posible que se pueda ventear el aire y los no - condensables. Cuando la acumulación de aire y gases no-condensables causa una caída significativa de temperatura, un venteador termostático en la parte superior de la trampa se abre para descargarlos, el venteador termostático se activa a una temperatura unos cuantos grados menor que la de saturación, de manera que es capaz de descargar volúmenes grandes de aire – mediante un orificio independiente – pero a una temperatura ligeramente más baja.

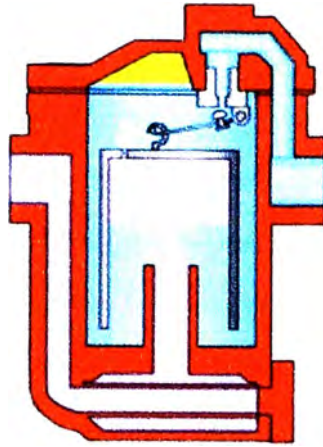


Figura 17. Trampa de balde invertido [8]

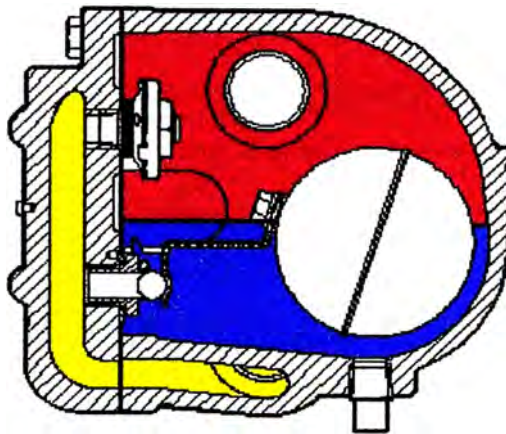


Figura 18. Trampa de Flotador y termostática F&T [8]

2.7.5 Aislamiento

Es aislamiento térmico provee seguridad, ahorro de energía y beneficios en el funcionamiento, debido a la disminución de pérdidas de calor por radiación. En términos de seguridad, el aislamiento reduce la temperatura de las superficies externas de la tubería de vapor, lo cual disminuye el riesgo de quemaduras del personal. La primera pulgada de aislamiento reduce las pérdidas de calor al 90%. Una regla heurística dice que toda superficie por encima de los 50 °C debe estar aislada [13], incluyendo calderas, tuberías de vapor, condensado y accesorios.

Existen chaquetas removibles para proteger válvulas, separadores, filtros y demás accesorios.

Las propiedades de aislamiento más importantes incluyen la conductividad térmica, la fuerza, la resistencia a la abrasión, la practicidad y la resistencia a la absorción de agua. La conductividad térmica es la medida de calor por unidad de espesor. La conductividad térmica varía con la temperatura, por lo que es importante conocer el rango de temperatura adecuado para seleccionar un óptimo material aislante. La fuerza es la medida de la capacidad del material aislante de mantener su integridad bajo cargas mecánicas. Estas propiedades así como la integridad del aislante deben ser inspeccionadas regularmente para prevenir la falla del material y evitar pérdidas de energía. El aislante deteriorado, o humedecido debe ser reemplazado inmediatamente. La figura 19 muestra una fotografía de termografía infrarroja en donde se observa el deterioro del material aislante en la parte superior de la tubería, donde se observan zonas blancas y rojas, en donde la temperatura de la superficie es elevada. Las zonas que se encuentran bien aisladas corresponden en la figura 19 a unos 80 – 100 °F, equivalente a 25 – 38 °C aproximadamente.

Entre los materiales de aislamiento más usados se encuentran:

Silicato de Calcio.- Es un material denso y rígido usado para temperaturas de hasta 650°C. Ha sido el material estándar para aplicaciones de altas temperaturas. Tiene buena fuerza compresible y no es inflamable.

Materiales Fibrosos (Fibra de Vidrio y Lana Mineral).- La fibra de vidrio y la lana mineral son dos tipos de aislantes distintos, sin embargo, muchas de sus aplicaciones y propiedades son similares. Estos productos no se usan donde hay excesivas cargas mecánicas y físicas. Aunque pueden ser usadas en altas temperaturas, algunas de sus propiedades físicas disminuyen.

Perlita.- Tiene la misma aplicación que el silicato de calcio, sin embargo, es más ligero en densidad y menor fuerza de compresión. Es tratado con un inhibidor de agua, el cual previene que absorba la humedad del ambiente durante su tiempo de servicio.

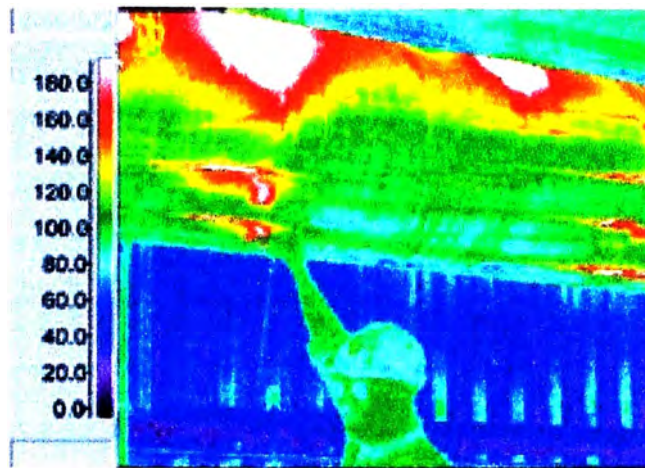


Figura 19. En la foto se observan las áreas en donde hay grandes pérdidas de calor debido al deterioro del aislante. [10]

2.8 RECUPERACIÓN DE CONDENSADO

2.8.1 Vapor flash

Cuando el condensado caliente presurizado es liberado a una presión menor, su temperatura puede caer rápidamente al punto de ebullición correspondiente al de baja presión. El calor adicional es utilizado por el condensado como calor latente causando que una parte se re evapore a vapor. A este vapor se le conoce como vapor flash. El porcentaje de vapor flash que se formará se puede calcular mediante la siguiente fórmula:

$$\%Flash = \frac{H_g(P_1) - H_g(P_2)}{H_{fg}(P_2)} \times 100 \quad (14)$$

Donde:

$H_g(P_1)$ = Calor sensible del líquido saturado a la alta presión

$H_g(P_2)$ = Calor sensible del líquido saturado a la baja presión

$H_{fg}(P_2)$ = Calor latente a la baja presión

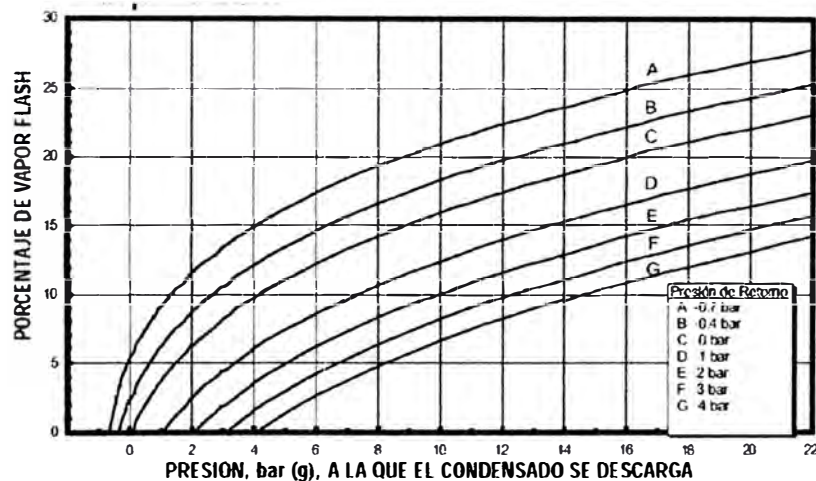


Figura 20. Porcentaje de vapor flash que se forma cuando se descarga condensado a una presión menor. [8]

Ejemplo 1:

Condensado a 10 bar g será liberado a la presión atmosférica en una trampa de vapor. Calcular el porcentaje de vapor flash.

De las tablas de vapor del Anexo 1:

$$H_g(P_1) = 781.34 \text{ kJ/kg}$$

$$H_g(P_2) = 419.02 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{fg}(P_2) = 2258.0 \text{ kJ/kg}$$

Aplicando la Ec. 14:

$$\%Flash = \frac{781.34 - 419.02}{2258.0} \times 100 = 16\%$$

De la misma manera, utilizando la figura 20. Ingresando 10 bar (g) en el eje de abscisas y trazando una línea vertical hasta cortar la curva C perteneciente a la presión de 0 bar (g), y luego leyendo el valor mediante una línea horizontal en el eje de ordenadas, se obtiene como resultado 16%, el porcentaje de vapor flash.

2.8.2 Tanques de flash

Si el vapor flash es recuperado y reutilizado, tiene que ser separado del condensado. Esto se lleva a cabo, pasando la mezcla de vapor flash y condensado a través de un recipiente conocido como tanque de flasheo. El tamaño del recipiente debe ser diseñado para permitir una velocidad muy reducida, para que el vapor flash y el condensado se separen adecuadamente y no haya arrastre de condensado a la salida del vapor flash recuperado. Esta velocidad es 3 m/s según las normas ASHRAE (Sociedad Americana de Ingenieros de calefacción, refrigeración y aire acondicionado), para asegurar una adecuada separación. El condensado cae al fondo del tanque de flasheo en donde es removido por una trampa de flotador y termodinámica. La conexión de salida del vapor flash se dimensiona para que la velocidad sea de aproximadamente 15 m/s – 20m/s.

El volumen específico del agua a 0 barg es de 0.001043 m³/kg, mientras que del vapor es 1.6940 m³/kg. Dimensionar las líneas de retorno de condensado basados totalmente en el agua es un grave error y provoca de las líneas estén subdimensionadas para el vapor. Esto ocasiona que las líneas de condensado estén presurizadas y no se encuentren a la presión de 0 barg, por lo tanto haya roturas en las trampas. La velocidad adecuada para dimensionar las líneas de dos fases de

retorno de condensado son de 20 a 30 m/s, considerando la carga de vapor, dado que su volumen es mucho mayor que la del líquido.

2.8.3 Líneas de retorno de condensado bombeadas

Deben ser de acero al carbono, ASTM A53 Grado B o ASTM A106 Grado B, sin costura o con soldadura de resistencia eléctrica, cédula 80.

Las tuberías de 2 ½ plg tamaño nominal y superiores deben soldarse a tope. Las tuberías de tamaño nominal 2 plg e inferiores deben ser roscadas, soldadas a tope o por conexiones soldadas.

2.9 TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDERAS

2.9.1 Principales impurezas del agua

El agua pura está compuesta por hidrógeno y oxígeno. Ya que el agua se encuentra contaminada por las sustancias con las cuales tiene contacto, su uso como sustancia pura no se encuentra disponible de forma natural. El agua puede disolver toda sustancia natural que se encuentre en la tierra. Debido a esta propiedad, el agua es llamada un solvente universal.

Este poder de solvencia del agua es una amenaza para los equipos industriales. La corrosión ocurre por la disolución de los metales en el agua. Las incrustaciones representan un cambio de la solubilidad del agua por la temperatura. El control de la corrosión y las incrustaciones son los enfoques principales en la tecnología de tratamiento de agua. La tabla 6 describe las principales impurezas del agua y sus efectos en los sistemas industriales.

Tabla 6. Principales impurezas del agua. [24].

Dureza	Fuente principal de incrustaciones en intercambiadores, calderas y tuberías
Alcalinidad	Espuma y arrastre de sólidos con el vapor, resquebrajamiento del acero y fuente de corrosión
CO ₂	Corrosión en líneas de vapor, agua y condensado
Silice	Fuente de incrustación en calderas y sistemas de enfriamiento
Oxígeno	Corrosión en líneas de agua, intercambiadores y calderas
Conductividad	Es el resultado de la ionización de sólidos en solución, la alta conductividad acelera el proceso de corrosión
Sólidos Disueltos	Las altas concentraciones causan incrustaciones, lo que reduce la transferencia de calor.
Sólidos Suspendidos	Turbidez

2.9.2 Incrustación

La incrustación involucra la formación y precipitación de depósitos tanto amorfos como cristalinos y su adherencia a las superficies de transferencia de calor. Como consecuencia de estas deposiciones indeseables, se tiene la disminución del coeficiente de transferencia, lo cual incrementa la adición de calor y eleva los costos de operación. Este sobrecalentamiento en las tuberías puede ocasionar rupturas en forma de boca como se muestran en la figura 21, debido a la falta de agua por bajo nivel en la caldera y en los economizadores, cuando los depósitos restringen el flujo.



Figura 21. Falla Típica de un tubo por recalentamiento. [17]

La fuente más común es la sobresaturación y que conlleva a una precipitación de las sales provenientes del agua blanda de reposición (make-up). El carbonato de calcio insoluble en forma de calcita, un sólido blanco y frágil (CaCO_3), resulta de la descomposición térmica del bicarbonato de calcio soluble [$\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$]. Además la hidrólisis del exceso de bicarbonato incrementa la concentración de iones hidroxilo, que origina la precipitación de hidróxido de magnesio [$\text{Mg}(\text{OH})_2$].

Otros depósitos que se pueden originar son la anhidrita (sulfato de calcio anhidro CaSO_4) con una dureza mayor que la del carbonato de calcio y los aún más duros silicatos, que forman depósitos como el cuarzo (SiO_2) y analcita ($\text{Na}_2\text{O}\cdot\text{Fe}_2\text{O}_3\cdot 4\text{SiO}_2$).

Otra fuente de incrustación y depósitos es la adición y concentración de químicos para el tratamiento de agua. Como ejemplo se tiene la deposición que ocurre cuando se utiliza tratamiento a base de fosfatos para remover la dureza residual. Si se tiene un pH demasiado bajo (por debajo de 8.3), ocurre la precipitación de fosfato de calcio, que es duro y muy denso. Sin embargo, a pH elevado (recomendable de 10.5 a 11.5) la reacción produce hidroxiapatita [$\text{Ca}_{10}(\text{OH})_2(\text{PO}_4)_6$], el cual es más deseable, ya que es un lodo o flóculo que en presencia de un dispersante, puede ser fácilmente evacuado mediante purgas.

2.9.3 Corrosión

La corrosión es un proceso electroquímico en donde se lleva a cabo la oxidación de un metal o aleación a un estado de más baja energía.

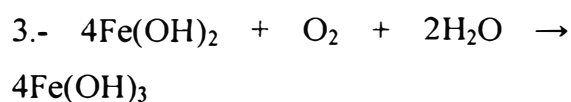
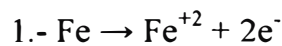
La corrosión del acero o de otros metales en una caldera tiene lugar cuando se establece una celda electroquímica. Esto ocurre cuando se juntan dos metales diferentes (cátodo y ánodo) en el agua, la cual actúa como electrolito.

La corrosión también ocurre si un solo metal está involucrado. Las variaciones de potencial de oxidación causadas por las diferencias en la superficie (como irregularidades en la estructura cristalina del metal o las tensiones causadas en los procesos de manufactura) crean microánodos y microcátodos.

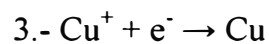
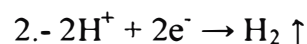
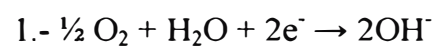
La oxidación se lleva a cabo en el ánodo, ocurriendo en la superficie anódica del metal la pérdida de electrones cargados negativamente. Los iones metálicos positivamente cargados se disuelven en el agua y ocurre el debilitamiento del metal. En la celda de corrosión, el metal o área del metal con el potencial eléctrico más bajo se convierte en ánodo.

En el cátodo ocurre una reacción de reducción (ganancia de electrones), la del ion hidrógeno para producir gas hidrógeno.

Semi reacciones anódicas:



Semi reacciones catódicas:



(Depósitos de cobre sobre acero inox.)

Cada metal desarrollará un electrodo con un potencial eléctrico medible. Este potencial es respecto al potencial estándar de hidrógeno, el cual es cero por convención, por lo cual, todos los metales tienen un potencial mayor o menor respecto al hidrógeno. Los metales con potencial más bajo son los que serán los ánodos en una celda galvánica. El acero al carbono y los aceros de baja aleación (materiales comúnmente usados en plantas de vapor) tienen un potencial más bajo respecto al de hidrógeno, y por eso se corroen fácilmente a menos que se tomen medidas preventivas.

Mientras se van formando productos de corrosión sobre los sitios anódicos y se forma una capa de hidrógeno monoatómico en los sitios catódicos, la diferencia

de potencial disminuye. Este cambio de voltaje es llamado polarización. Por lo tanto, para disminuir la fuerza motriz de la corrosión, se reduce la diferencia de potencial en el cátodo (polarización catódica). En la práctica, esto se realiza manteniendo condiciones reductoras sobre la superficie del metal (por lo general adicionando un secuestrante de oxígeno), el cual incrementa la polarización catódica.

El oxígeno puede corroer el acero en la sección pre caldera, como los economizadores, y las líneas de alimentación (ver figura 22). También, cuando el oxígeno llega a la caldera, puede corroer los tubos o domos y los separadores.

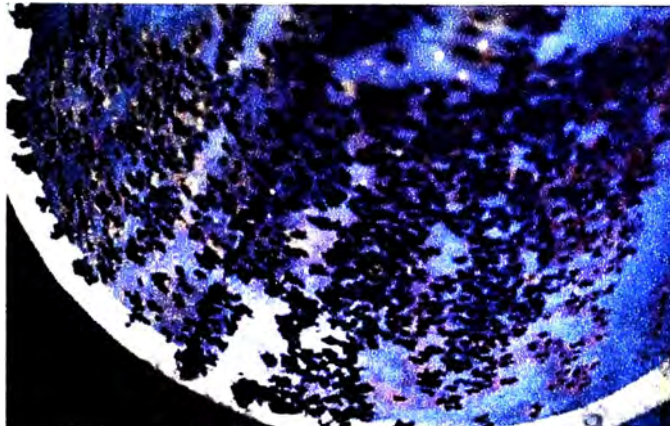


Figura 22. Picadura por oxígeno en una tubería de agua de alimentación. [17]

Aún cuando exista una desaireación efectiva y la caldera cuente con un programa químico a base de secuestrantes, el oxígeno aún puede ser un problema como consecuencia del ingreso de aire a través de fugas en las tuberías, trampas de vapor y venteadores de aire.

Bajo condiciones de corrosión generalizada y algún tipo de corrosión galvánica, el oxígeno actúa como un depolarizador catódico. Durante este proceso, el hidrógeno gaseoso forma capas que polarizan el cátodo y disminuyen la reacción de corrosión. Cuando el oxígeno se encuentra presente, éste reacciona con el hidrógeno y produce agua; por lo tanto, al removerse la capa de hidrógeno la velocidad de corrosión se eleva.

Bajo condiciones de corrosión localizada, pueden existir altas concentraciones de oxígeno catódico localizado. Entonces, cualquier punto en donde haya menor concentración de oxígeno será un sitio anódico, relativo a los sitios de alta concentración. Esta diferencia de concentración de oxígeno es medida como flujo de corriente, y refleja la velocidad a la cual la corrosión tiene lugar.

El oxígeno no es el único gas incondensable que se encuentran en los circuitos de vapor. El dióxido de carbono (CO₂) es volátil junto con el vapor y reacciona con el condensado para producir ácido carbónico, el cual ataca el acero de las tuberías de retorno de condensado.

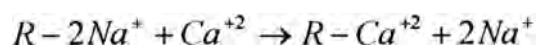
2.9.4 Tratamiento externo

2.9.4.1 Intercambio iónico

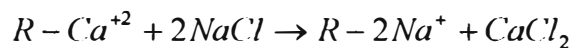
Dado que la principal fuente de depósitos en los tubos de una caldera u otro equipo de transferencia de calor es la dureza, es necesario que todas las plantas de vapor, sin importar su ubicación, tamaño o presión de trabajo, cuenten por lo menos con una unidad de ablandamiento de agua como pretratamiento.

El ablandamiento es el tipo de intercambio iónico más ampliamente usado. Es un tratamiento externo aplicado al agua fuente, que puede ser de pozo o red, para remover estos iones calcio y magnesio que contiene el agua, pasándola a través de un lecho de resina, en donde los iones calcio y magnesio son intercambiados con sodio.

La forma en que la dureza es removida el agua por medio de la resina se describe mediante la siguiente ecuación:



Como se observa en la reacción, la resina acepta fácilmente los iones calcio y magnesio en el intercambio de los iones sodio. Cuando la resina saturada es regenerada, se aplica una solución altamente concentrada de iones sodio a la resina para remplazar el calcio y el magnesio.



Los iones sodio tienen la ventaja de formar sales solubles con los aniones sulfato, carbonatos y silicatos.

El ablandamiento consiste en varios pasos, los que conforman un ciclo completo.

Servicio.- En el ciclo de servicio, el agua entra al ablandador a través de un distribuidor localizado en la parte superior del ablandador y fluye a través de la resina. Los iones calcio y magnesio se difunden al interior de los granos de resina y se intercambian con sodio, los cuales retornan al agua. El agua blanda es colectada en la parte inferior y luego sube por el tubo central para ser descargada (Ver figura 23). El flujo debe estar entre 4 y 8 L/s.m² y debe ser constante para lograr un ablandamiento eficiente.

Retrolavado.- Durante el ciclo de servicio, alguna materia suspendida se acumula en la resina, la cual actúa como filtro. El retrolavado remueve esta materia acumulada y reclasifica el lecho de resina. El agua ingresa por el tubo central sube a través de la resina para luego salir y ser botada al desagüe (Ver figura 23). El flujo ascendente levanta y expande la resina, permitiendo la remoción del material particulado y las resinas partidas y la clasificación de la resina, que acomoda las resinas de gran tamaño en el fondo del tanque y a las finas en la parte superior. Esta operación debe durar unos diez minutos o hasta que el agua salga clara. El flujo debe ser suficiente para expandir la resina el doble. Un retrolavado insuficiente genera ensuciamiento de la resina y canalización, mientras que un flujo de retrolavado excesivo puede causar pérdida de resina. La expansión natural

de la resina debe ser comprobada cada cierto tiempo para ajustar el flujo de retrolavado según la expansión.

Regeneración.- Luego del retrolavado, una solución de cloruro de sodio entra a la unidad y fluye de manera descendente a través de la resina a flujo lento (Ver figura 23). Este flujo lento favorece el contacto entre la solución y la resina. Se usan soluciones de cloruro de sodio al 10% para tener una óptima regeneración.



Figura 23. Ciclos de un ablandador.

Enjuague lento.- Seguido de la regeneración, un flujo lento de agua es introducido para desplazar el regenerante a través del lecho a un flujo deseado. El enjuague lento completa la etapa de regeneración asegurando el adecuado contacto del regenerante con el fondo del lecho de resina. El flujo del enjuague lento es el mismo que el de la regeneración.

Enjuague rápido.- luego del enjuague lento, se introduce agua al flujo de servicio. Esta agua de enjuague remueve el exceso de solución salina así como la dureza que pueda aún quedar. Inicialmente, el agua de enjuague contiene grandes cantidades de dureza y cloruro de sodio. La dureza es eliminada antes que el exceso de cloruro de sodio.

Actualmente existen nuevas tecnologías como las membranas, las cuales dan un agua de mejor calidad, y que se pueden usar solas o luego de una etapa de *ablandamiento* para evitar *incrustación* en las membranas. Estas tecnologías a diferencia del intercambio iónico, eliminan la mayor parte de los iones del agua, obteniéndose aguas de baja conductividad. Estas tecnologías se prefieren en aquellas zonas en donde el agua de pozo es de muy mala calidad (zonas cercanas al mar) y obligatoriamente en calderas de alta presión. A pesar de ser un tratamiento caro, la inversión es recuperada en poco tiempo, ya que se realizan menos purgas en la caldera, reduciendo así desperdicios de energía, agua, y productos químicos.

2.9.5 Tratamiento químico

2.9.5.1 Inhibidores De Corrosión

Los productos químicos utilizados para remover el oxígeno del agua son conocidos como *secuestrantes de oxígeno* y entre los más utilizados se el *sulfito de sodio*, el *bisulfito de sodio*, la *hidracina*, las versiones catalizadas de *sulfito e hidracina*, y los *secuestrantes orgánicos*, como la *hidroquinona* y el *ascorbato*. Para calderas de baja presión, los *secuestrantes* más utilizados son el *sulfito* y el *bisulfito*. La *DEHA* (*dietil hidroxilamina*) se utiliza con preferencia en las calderas de presión alta y las *acuotubulares*. Los *secuestrantes* a base de *taninos* están aprobados por la *FDA* (*Administración de Alimentos y Medicamentos*) y son utilizados en las industrias de *alimentos* y *farmacéuticas*. Los más utilizados son el *quebracho* y las *mezcla de compuestos de las cáscaras de coco y nuez*.

Las *mezclas de sulfito y bisulfito catalizado con sulfato de cobalto* son los *secuestrantes* más utilizados en nuestro medio debido a su gran *eficacia* y su bajo *costo*. Se *comercializan* en *solución* o *sólido*. Son adecuados para calderas de *presión baja a moderada*.

El sulfito reacciona rápidamente con el oxígeno bajo condiciones alcalinas y a altas temperaturas, pero la reacción es lenta en aguas frías y neutras. Para garantizar la reacción, se añade pequeñas cantidades de catalizador, que es usualmente sulfato de cobalto. Tal como lo muestra la figura 24, a temperaturas del agua de alimentación sin catalizador, la reacción de sulfito de sodio se completa en un 50% luego de 45 segundos, pero esta tasa se incrementa a 100% luego de 10 segundos con el sulfato de cobalto.

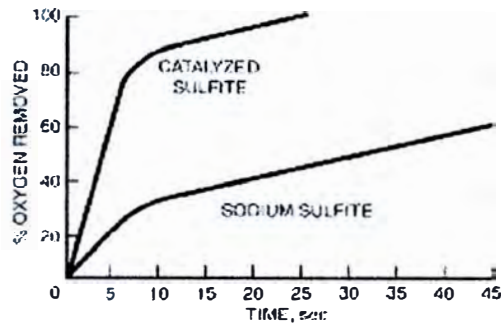
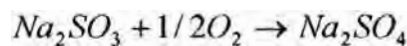


Figura 24. Comparación de las velocidades de reacción del sulfito de sodio y el sulfito catalizado. [17]

El sulfito de sodio catalizado debe ser añadido por separado de otros tratamientos e inhibidores, ya que la presencia de otros inhibidores alcalinos ocasionan que el cobalto precipite como hidróxido de cobalto en el tanque.

La reacción que se produce es:



Teóricamente, 7.88 ppm de sulfito químicamente puro es requerido para remover 1 ppm de oxígeno disuelto. Sin embargo, lo práctico es agregar 10 ppm de sulfito por cada ppm de oxígeno. La concentración de exceso de sulfito que se debe mantener también afecta los requerimientos de sulfito.

La reserva de sulfito recomendada que debe mantenerse en la caldera (como ppm de Na_2SO_3) es según la tabla 7:

Tabla 7. Límites recomendados de sulfito de sodio. [16]

Presión en la caldera	Concentración de Na_2SO_3
0 – 20 barg	30 -50 ppm
21 – 40 barg	20 – 40 ppm
41 – 60 barg	10 – 20 ppm

La dosis requerida de sulfito de sodio puede calcularse mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Na}_2\text{SO}_3(\text{requerido}) = \text{FWO}_2 \text{ ppm} \times 10 + \frac{\text{Na}_2\text{SO}_3 \text{BWresidual}}{\text{COC}} \quad (15)$$

Donde:

$\text{FWO}_2 \text{ ppm}$ = Cantidad de oxígeno disuelto (ppm) depende de la temperatura (Figura 7)

$\text{Na}_2\text{SO}_3 \text{BWresidual}$ = Residual en la caldera (tabla 7)

Ejemplo 2:

Se tiene una caldera que trabaja a 30 bar g. El agua de alimentación tiene 100 ppm y la temperatura en el tanque de alimentación se registra a 60 °C. Entonces, la cantidad de sulfito a dosificar debe ser de:

De la tabla 1:

TDS (ppm) en la caldera = 3000

$\text{COC} = 3000/100 = 30$

De la figura 7:

$$FWO_2 \text{ ppm} = 4.5 \text{ ppm}$$

De la tabla 7:

$$Na_2SO_3 BW_{\text{residual}} = 30 \text{ ppm}$$

Aplicando la ec. 15, se tiene:

$$Na_2SO_3(\text{requerido}) = 4.5 \times 10 + \frac{30}{30} = 46 \text{ ppm}$$

2.9.5.2 Inhibidores De Incrustación

Los métodos actuales para prevenir incrustaciones están basados en el uso de fosfatos y quelantes. Los primeros son programas precipitantes, mientras que los últimos son programas solubilizantes.

El fosfato de calcio es virtualmente insoluble en el agua de caldera. Incluso pequeñas cantidades de fosfato se pueden mantener para asegurar la precipitación del fosfato de calcio en el agua de la caldera, lejos de las superficies metálicas. Cuando el fosfato de calcio se forma en agua de caldera con suficiente alcalinidad (pH 11.0 – 12.0), se forma una partícula no adherente, que si bien es cierto no previene la acumulación de depósitos, pero éstos lodos formados pueden ser controlados mediante purgas.

Se pueden emplear varios tipos de fosfatos, como los ortofosfatos (PO_4^{-3}), metafosfatos (PO_4^-) y pirofosfatos ($P_2O_7^{-4}$).

En la siguiente reacción general se puede ver como es necesario que intervenga la alcalinidad para la formación del fosfato tricálcico. Esta es la razón por la cual cuando la dureza en una caldera se eleva (aumento de los iones Ca^{+2}) hay un descenso de la alcalinidad.



La hidroxiapatita es un complejo compuesto por una mezcla de fosfato e hidróxido $Ca_{10}(OH)_2(PO_4)_6$, este produce un lodo que no es tan pegajoso como el fosfato tricálcico y puede ser mejor dispersado mediante un polímero.

Cuando está presente el magnesio, el pH debe estar por encima de 10.5 para precipitar hidróxido de magnesio, que también es fácilmente purgable.

El fosfato es alimentado directamente a la caldera, ya que si se agrega a la línea de alimentación, a una distancia considerable de la caldera, los productos de precipitación pueden bloquear la línea. Se deben mantener niveles de residual de 30 a 60 ppm para calderas de hasta 30 barg. La dosis de fosfato se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$ppm = \left[0.67 \times FWCa^{+2} + \frac{RBWPO_4}{COC} \right] \quad (16)$$

Donde:

$FWCa^{+2}$ = Dureza cálcica en el agua de alimentación (ppm $CaCO_3$)

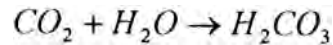
$RBWPO_4$ = Residual de fosfato que se debe mantener en el agua de caldera

2.9.5.3 Tratamiento Para Condensado

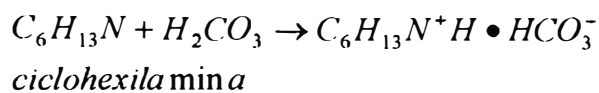
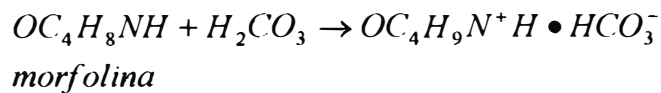
AMINAS NEUTRALIZANTES

La corrosión del acero debido al ácido carbónico es probablemente el problema más común en las líneas de vapor y condensado, produciendo desgaste y picadura,

especialmente en las uniones roscadas. Por lo general, el pH del condensado disminuye hasta 5 – 5.5.



Este ácido se controla neutralizándolo hasta un pH de 8 mediante el uso de aminas.



La capacidad de cada amina para proteger un sistema efectivamente depende de la capacidad de neutralización, el radio de reciclo y el radio de recuperación, la basicidad, el ratio de distribución, y la estabilidad térmica.

Mientras el vapor condensa, los contaminantes ácidos pueden permanecer en la fase vapor o disolverse en la fase líquida. El dióxido de carbono, permanece mayormente en la fase vapor. Las aminas neutralizantes se escogen de acuerdo a sus características de distribución. Por ejemplo, la morfolina es una amina que se distribuye en la fase líquida. Si se alimenta de morfolina un sistema en donde hay tres puntos de condensación, la morfolina estará en la fase líquida en el primer sitio de condensación, mientras la mayor parte del dióxido de carbono permanece en el vapor. Esto ocasiona un pH elevado en este primer punto. En el próximo punto, la concentración de morfolina es menor, y por lo tanto el pH es menor. En el último punto, donde se condensa el resto de vapor, quedan pequeñas cantidades de morfolina, pero mucho CO₂ está aún presente, lo que disminuye el pH y promueve el ataque del metal. Una amina que se distribuye mejor en el vapor es la ciclohexilamina, y en la práctica se utilizan mezclas de ambas, o de aminas con diferentes ratios de distribución. Aminas con ratio mayor que 1 producen una alta

concentración de amina en el vapor, mientras las aminas con ratio menor a 1 producen altas concentraciones en la fase líquida.

AMINAS FÍLMICAS

Las aminas filmicas son compuestos surfactantes de cadena larga que protegen contra la corrosión por oxígeno y dióxido de carbono mediante el reemplazo de la capa porosa de óxido en la superficie del metal por una fina película a prueba de agua de amina, tal como lo demuestra el cupón 381 de la Figura 25. Durante el período inicial de formación de esta película, los productos de corrosión son dispersados de la superficie del metal gracias a las propiedades surfactantes de las aminas. Una vez que quedan limpias las superficies, las capas de amina se forman y permanecen por largos períodos de tiempo. Una sobredosificación de estas aminas en tuberías viejas causa excesiva liberación de estos productos de hierro que puede taponear las trampas y las líneas de retorno, por lo que el tratamiento debe incrementarse de manera progresiva en sistemas antiguos. Para maximas eficiencias, las aminas filmicas se alimentan directamente en el cabezal de vapor.



Figura 25. El cupón 381 muestra la superficie impermeable producida por la amina filmica.

[17]

III.- DISEÑO DE UNA PLANTA GENERADORA DE VAPOR

DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

Un evaporador de simple efecto se utiliza para concentrar 10000 kg/h de una solución de hidróxido de sodio desde el 20% que se encuentra a 20 °C, al 50% de sólidos. La presión absoluta del vapor de agua es 6 bar y la presión absoluta en el evaporador es de 1 bar.

Se desea diseñar una planta para esta capacidad de vapor vivo para concentrar dicha solución de NaOH.

3.1 CÁLCULO DEL CONSUMO DE AGUA

3.1.1 Balance de masa y energía en el evaporador

Balance general

$$10000 = A + S \quad (17)$$

A = kg de agua evaporados /h

S = Kg de solución de NaOH concentrada /h

Balance por componente

$$0.2 \times 10000 = 0.5 \times S \quad (18)$$

S = 4000 Kg/h

A = 6000 Kg/h

CÁLCULO DEL CONSUMO DE VAPOR

De las tablas de vapor saturado (Anexo 1)

Temp. Ebullición del agua 1 bar = 100 °C.

De las líneas de Dühring (sistema NaOH/H₂O) en la figura 1, se ubica en el eje de las abscisas 100 °C, y con la línea de 50% de concentración, se tiene en el eje de ordenadas la temperatura de ebullición de la solución, 145 °C.

Elevación del punto de ebullición = 145 - 100 = 45 °C

Del diagrama de entalpía concentración del sistema NaOH – agua (Figura 26):

H1 (20%, 20°C) = 15 kcal/kg

Hs (50%, 145°C) = 165 kcal/kg

De las tablas de vapor recalentado:

Ha (vapor recalentado a 145°C y 1 bar) = 660 kcal/kg

$$q = A \times Ha + S \times Hs - 10000 \times H1$$

$$q = 6000 \times 660 + 4000 \times 165 - 10000 \times 15$$

$$q = 4470000 \text{ kcal/h}$$

El calor latente del agua a su temperatura de saturación y a 5 barg es:

$$\lambda = 498.5 \text{ kcal /kg}$$

$$m = 4470000 / 498.5 = 8966 \text{ kg/h}$$

La caldera que más se ajusta a esta necesidad de vapor es la que trabaja a 10 barg (manométricos) y produce 10000 kg/ h de vapor, aproximadamente unos 650 BHP, una cantidad de vapor suficiente para ser producido por una caldera

pirotubular. Debido a las pérdidas por radiación a través de la tubería aislada, se condensará algo de vapor que será retirado por medio de trampas instaladas cada 50 m de tramo en los puntos más bajos. La presión de 5 barg (6 bar absolutos) la obtendremos por medio de una estación de reducción de presión en el ramal que entrega vapor al evaporador.

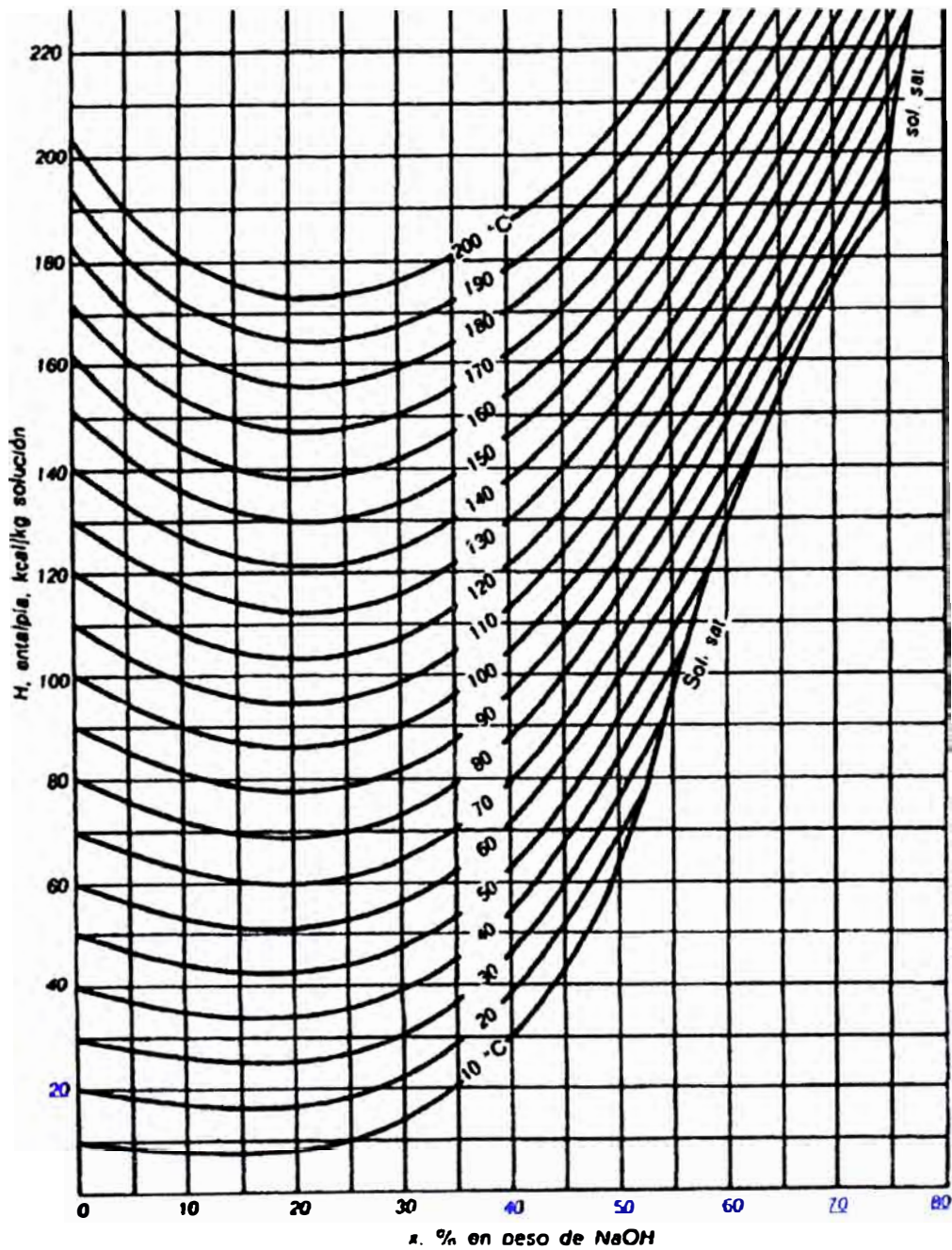


Figura 26. Diagrama entalpía-concentración del sistema hidróxido sódico - agua (McCabe) [14]

3.1.2 Balance de masa en la caldera

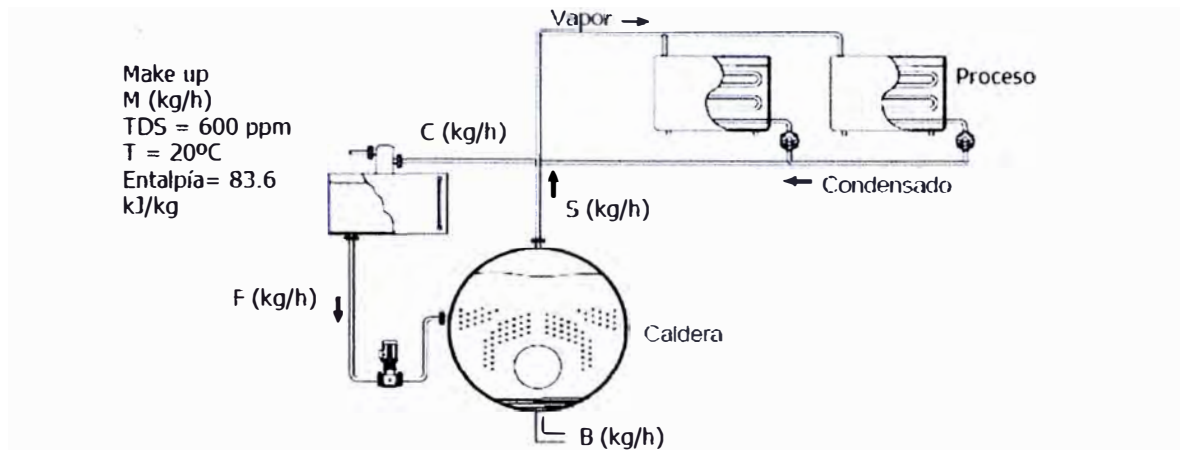


Figura 27. Balance de masa en la caldera y tanque de alimentación.

Primero se hace un balance de masa en el tanque de alimentación, de acuerdo a la figura 27.

$$M + C = F \quad (19)$$

Donde:

M = Flujo de agua blanda (Make – up) (kg/h)

C = Flujo de retorno de condensado (kg/h)

F = Flujo de agua de alimentación (kg/h)

Luego se define el porcentaje de retorno de condensado. Se pondrán 3 escenarios distintos, teniendo en cuenta que es imposible recuperar el 100% del retorno del condensado.

Resultados 1

% Retorno	70	80	90
Flujo de Condensado (C)	0.7 F	0.8 F	0.9 F
Flujo de make up (M)	0.3 F	0.2 F	0.1 F

Luego se hace un balance por componentes, asumiendo que el condensado no aporta sólidos, ya que es agua pura:

$$600 M = \text{TDS}(F) \times F \quad (20)$$

Reemplazando M en la ecuación 20, por cada valor de la tabla de Resultados 1, se obtiene TDS (F) para cada valor de porcentaje de retorno, como se muestra en la tabla de resultados 2.

Aplicando la ecuación 7, y reemplazando el valor de TDS del agua de alimentación por 3500 ppm, como lo indica la tabla 1, se obtienen los ciclos de concentración (COC), para cada valor de porcentaje de retorno en la tabla de resultados 2.

Resultados 2

% Retorno	70	80	90
TDS (ppm)	180	120	60
Ciclos de concentración (COC)	19	29	58

Se determina ahora el flujo de purga B (blowdown) mediante la ecuación 6:

$$B = \frac{10000}{\text{COC} - 1} \text{ kg/h}, \text{ siendo } 10000 \text{ kg/h es la cantidad de vapor que produce la}$$

caldera. Reemplazando COC de la tabla de resultados 2, se obtiene la tabla de resultados 3.

En la caldera se cumple la siguiente ecuación:

$$F = 10000 + B \quad (21)$$

Resultados 3

% Retorno	70	80	90
Flujo de purga (kg/h)	542	355	174
Flujo de alimentación (kg/h)	10542	10355	10174

Flujo de condensado (kg/h)	7380	8284	9157
Flujo de make up (kg/h)	3163	2071	1017

3.1.3 Balance de energía en la caldera

Para realizar el balance de energía se asume que el condensado tiene las propiedades del líquido saturado a 0 bar g o 1 bar absolutos, el agua de reposición (make up) es agua a 20 °C y tanto purga de caldera como el vapor son líquidos y vapores saturados respectivamente a 10 bar g.

Balance en el tanque de alimentación:

Considerando que las pérdidas por radiación y overflow (rebose) son mínimas tenemos la siguiente ecuación:

$$M \times H_M + C \times H_C = F \times H_F \quad (22)$$

Donde:

H_M = Entalpía del agua de alimentación a 20°C (kJ/kg)

H_C = Entalpía del condensado (kJ/kg)

H_F = Entalpía del agua de alimentación (kJ/kg)

$$H_M = C_p \times T = 4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times 20^\circ\text{C} = 83.6 \text{ kJ/kg}$$

De las tablas de vapor:

$H_c = 419.02 \text{ kJ / kg}$ (líquido saturado a 1 bar)

Aplicando la ecuación 22, se obtiene la tabla de resultados 4.

Resultados 4

% Retorno	70	80	90
Entalpía del agua de alimentación (kJ/kg)	318.15	351.66	385.17
Temperatura del agua de alimentación (°C)	76	84	92

Se comprueba que a mayor recuperación del agua de condensado, la temperatura del agua de alimentación es mayor, lo cual aumenta la eficiencia de la caldera, como se verá más adelante.

Balance de energía en la caldera

En la caldera el balance de energía es un poco más complejo, ya que la caldera emite gases calientes de combustión a través de la chimenea, lo cual acarrea gran contenido de energía (se considera 18%, de acuerdo a la figura 28) y también hay pérdidas por radiación hacia los alrededores, que para el caso particular que estamos tratando, se considerará como un 1% de lo que ingresa (según la tabla 2).

$$H(\text{alimentación}) + H(\text{combustible}) = H(\text{vapor}) + H(\text{purga}) + H(\text{radiación}) + H(\text{gases})$$

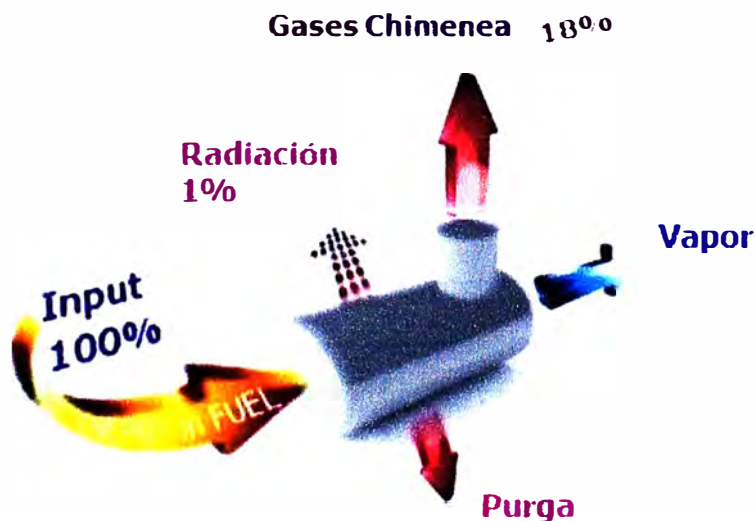


Figura 28. Valores típicos de pérdidas de energía en una caldera. Según American Fuel Economy.

De las tablas de vapor:

$$H \text{ (vapor saturado a 10 barg)} = 2781.7 \text{ kJ/kg}$$

$$H \text{ (líquido saturado a 10 barg)} = 781.32 \text{ kJ/kg}$$

$$H_F + Q = H_V + H_B + 0.18Q + 0.01Q$$

$$Q = \frac{H_V + H_B - H_F}{0.81} \quad (23)$$

Resultados 5

% Retorno	70	80	90
Entalpía del vapor (kJ/h)	27817000	27817000	27817000
Entalpía de la purga (kJ/h)	423475	277368	135949
Entalpía de la alimentación (kJ/h)	3353937	3641439	3918719
Entalpía del combustible (kJ/h)	30724120	30188801	29671889
Eficiencia (%)	90.5	92	93.7

CONSIDERANDO QUE NO HAY RETORNO DE CONDENSADO

$$\text{TDS (F)} = 600 \text{ ppm}$$

$$\text{COC} = \frac{3500}{600} = 5.83$$

$$B = \frac{10000}{5.83 - 1} = 2069 \text{ kg/h}$$

$$S = 12069 \text{ kg/h}$$

$$H_F = 12069 \times 4.18 \times 20 = 1008968.4 \text{ kJ/h}$$

$$H_V = 10000 \times 2781.7 = 27817000 \text{ kJ/h}$$

$$H_B = 2069 \times 781.34 = 1616592.5 \text{ kJ/h}$$

$$Q = \frac{27817000 + 1616592.5 - 1008968.4}{0.81} = 35092128.47$$

$$\text{Eficiencia} = \frac{27817000}{35092128.5} \times 100\% = 79\%$$

El retorno de condensado aumenta la eficiencia de la caldera hasta en un 11% si se retorna un 70% del condensado.

3.2 CONSUMO DE AGUA

3.2.1 Diseño del Ablandador

Para diseñar el ablandador se asume que el agua de pozo que se ablanda tiene una dureza inicial de 300 ppm de CaCO₃.

Convirtiendo la dureza a granos:

$$Dureza = \frac{300}{17.1} = 17.54 \text{ granos / gal}$$

Resultados 6

% Retorno	70	80	90
Flujo de make up (kg/h)	3163	2071	1017
Caudal de agua blanda (gal/h)	836	547	269
Dureza a remover (granos/h)	14658	9599	4716

Cálculo del volumen de la resina

Usaremos una resina con una capacidad de intercambio de 25000 granos/pie³

Resultados 7

V resina (pie ³)	CI (granos)	Tiempo de operación (h)		
		% retorno	70	80
10	250000	17	26	53
15	375000	25	39	79

25	625000	42	65	132
35	875000	59	91	185
45	1125000	77	117	238
55	1375000	94	143	291

Como se observa en la tabla, un ablandador con capacidad de hasta 15 pies cúbicos, tarda alrededor de un día en saturarse para un retorno del 70%, lo que implica regenerar todos los días, lo que puede resultar poco práctico. Elegimos en este caso, un ablandador de 55 pies cúbicos de resina para hacer las regeneraciones cada 94 horas, dependiendo de la demanda de agua de reposición, que no siempre es constante. Pero en este caso, recurrimos a la máxima demanda de agua blanda que necesitamos.

3.2.2 Cálculo de la dosificación del programa químico

Considerando que el tanque de alimentación está a una temperatura de 76 °C (según la figura 7 la concentración de oxígeno es de 3 ppm), se determina la cantidad de sulfito de sodio necesario para secuestrar el oxígeno disuelto a esta temperatura y mantener un residual de 40 ppm en la caldera (según la tabla 7).

Aplicando la ecuación 15:

$$\text{ppm Sulfito} = 10 \times 3.1 + 40/19 = 33.1 \text{ ppm}$$

Ya que se tienen 10000 kg/h de flujo de agua de alimentación.

$$\text{Gasto de Na}_2\text{SO}_3 = 10000 \text{ kg/h} \times 33.1 \text{ mg/L} \times 1 \text{ L/kg} = 0.33 \text{ kg/h}$$

De la misma manera para la aplicación del programa anti incrustante, considerando que el agua de alimentación tiene una dureza cálcica igual a 1 ppm

de CaCO_3 . Se calcula el gasto de un producto que contiene 25% de hexametáfosfato de sodio en su formulación. Aplicando la ecuación 16.

$$\text{Ppm PO}_4^{3-} = 0.67 \times 1 + 40/19 = 2.8 \text{ ppm}$$

$$\text{Ppm (NaPO}_3)_6 = 2.8 \times 612/95 = 18 \text{ ppm}$$

$$\text{Ppm Producto} = 18 / 0.25 = 72 \text{ ppm}$$

$$\text{Gasto de producto} = 10000 \text{ kg/h} \times 72 \text{ mg/L} \times 1 \text{ L/kg} = 0.72 \text{ kg/h}$$

3.3 DISEÑO DE EQUIPOS

3.3.1 Diseño de las líneas de vapor

Diseño de la línea principal de vapor

El diseño de las líneas de vapor se realiza respecto a la velocidad adecuada en las tuberías que es de 30 a 50 m/s.

Aplicando la ecuación 11:

$$A = \frac{0.43 \times Q \times V_s}{v} \text{ (plg}^2\text{)}$$

Se tiene la siguiente tabla de resultados 8 para diversas velocidades:

Resultados 8

Velocidad (m/s)	A (plg ²)	D (plg)
30	25.45	5.69
35	21.81	5.26
40	19.08	4.93
50	15.26	4.41

Como lo indica la tabla anterior, se necesita una tubería de acero comercial ASME A106 grado B de plg ó 125 mm de diámetro nominal para tener una velocidad adecuada. Se elige la cédula 40 por ser la más comercial, y mediante la ecuación 13 de presión de diseño de la norma ASME B31.3, se comprueba el espesor:

$$P = \frac{2SE(t_m - A)}{D_0 - 2y(t_m - A)}$$

Para una tubería de 5 plg de diámetro nominal:

$$D_0 = 5.563 \text{ plg}$$

$$S = 20000 \text{ psi}$$

$$t_m = 0.258 \text{ plg}$$

$$A = 0.065 \text{ plg}$$

$$y = 0.4 \text{ para materiales ferríticos}$$

$$E = 1 \text{ para tubos sin costura}$$

$$P = \frac{2 \times 20000 \times 1 \times (0.258 - 0.065)}{5.563 - 2 \times 0.4 \times (0.258 - 0.065)}$$

$$P = 1427 \text{ psi}$$

Esta presión de diseño es mucho mayor a la presión del vapor, por lo tanto las tuberías de cédula 40 para las líneas de vapor a 10 barg serán suficientemente resistentes. Los bolsillos colectores para drenaje de condensado deben ser:

Resultados 9

Diámetro de la tubería (D)	Diámetro del bolsillo (d)	Profundidad del bolsillo (d_2)
Hasta 100 mm	$d = D$	Mínimo $d_2 = 100 \text{ mm}$
De 125 a 200 mm	$d = 100 \text{ mm}$	Mínimo $d_2 = 150 \text{ mm}$
Mayor a 250 mm	$d = D/2$	Mínimo $d_2 = D$

Cálculo de la caída de presión a lo largo de la tubería de vapor:

Para calcular la caída de presión a lo largo de la tubería de vapor, se deben conocer el factor de fricción y el número de Reynolds.

$$d_i = 5.047 \text{ plg} = 0.126 \text{ m} \text{ Diámetro interno de la tubería}$$

$$A = 0.0129 \text{ m}^2$$

$$v = 38.23 \text{ m/s}$$

$$\mu = 0.016 \text{ cp}$$

Usando el nomograma para flujo compresible para determinar el número de Reynolds y factor de fricción (Anexo 2).

Resultados 10

Unimos		Valor
10000 kg/h	0.016 cp	Índice
Índice	5 plg	Re = 2 000 000
2 000 000	125 mm	$f = 0.016$

Ahora se determina la caída de presión por cada 100 m de tubería recta, utilizando el nomograma de pérdida de presión para flujos compresibles (Anexo 3).

Resultados 11

Unimos		Lectura
10000 kg/h	5 plg	Índice 2
Índice 2	$f = 0.016$	Índice 1
Índice 1	$0.17753 \text{ m}^3/\text{kg}$	$\Delta P_{100} = 0.41 \text{ bar}$

Debido a que el sistema cuenta con 50 metros de tubería recta, se tiene que la caída de presión es de 0.2 bares sólo en la tubería recta.

Cálculo de la caída de presión debido a válvulas y accesorios

De acuerdo al Anexo 4, se tienen las siguientes longitudes equivalentes.

Accesorio	Longitud equivalente (m)
Válvula de ángulo	19.2
1 Tee	7.7
1 Codo de 90°	3.8
Válvula de compuerta	1.0
TOTAL	31.7

Por lo tanto la longitud total equivalente de la tubería sería de

$$L = 50 + 31.7 = 81.7 \text{ m}$$

Y la caída de presión es igual a.

$$\Delta P = 81.7 / 100 \times 0.41 = 0.33 \text{ bar}$$

Cálculo de la caída de presión debido al separador

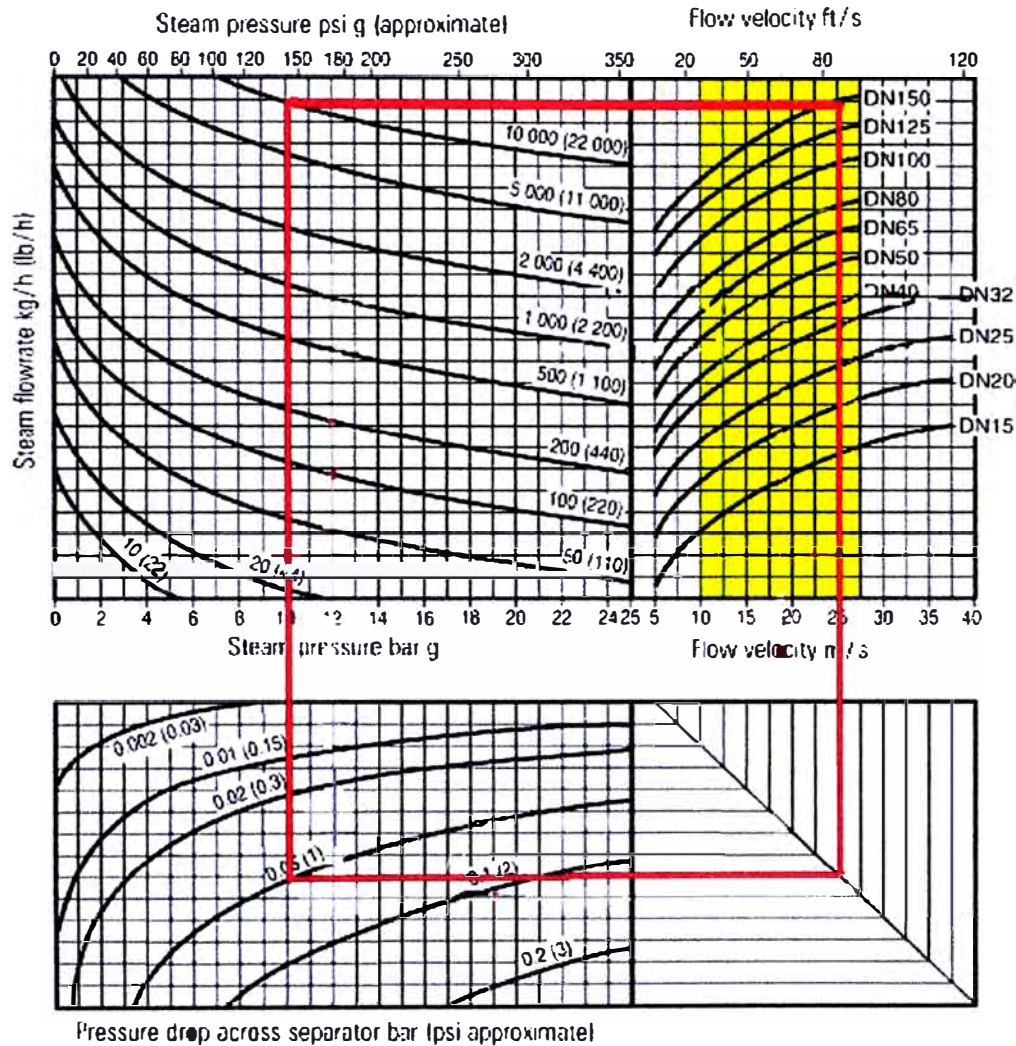


Figura 29. Caída de presión a través de un separador para flujos de vapor. [1]

Como se observa en la figura 29, el separador que se encuentra antes de la válvula reductora debe estar acoplado a una tubería de 150 mm de diámetro para que la velocidad en el separador se encuentre entre los límites de la franja amarilla. Este separador tiene una caída de presión de 0.05 bar.

Caída de presión debido al Filtro

El filtro a instalar será de seleccionado de acuerdo al diámetro de tubería, por lo tanto será de 5 plg ó DN 125 con extremos bridados.

Para calcular la caída de presión a través del filtro, se recurre a la siguiente fórmula empírica:

$$\Delta P = P_1 \left[0.42 - \sqrt{\frac{1}{5.67} \left(1 - \left(\frac{Q}{12K_v P_1} \right)^2 \right)} \right] \quad (17)$$

Donde:

ΔP = Caída de presión a través del filtro

P_1 = Presión a la entrada del filtro (bar a)

K_v = Coeficiente de flujo

Q = Caudal de vapor (kg/h)

Tabla 8. Valores de K_v . Spirax Sarco.

Valores de K_v					
Tamaño	DN 80	DN 100	DN 125	DN 150	DN 200
Perforaciones 0.8, 1.6 y 3 mm	103	155	237	340	588
Malla 40 y 100	103	155	237	340	588
Malla 200	83	124	186	268	464

Aplicando la ecuación 17:

$$\Delta P = 11 \left[0.42 - \sqrt{\frac{1}{5.67} \left(1 - \left(\frac{10000}{12 \times 237 \times 11} \right)^2 \right)} \right]$$

$$\Delta P = 0.24 \text{ bar}$$

Por lo tanto la caída de presión total es:

$$\Delta P_{TOTAL} = \Delta P_{TUBERIA} + \Delta P_{ACCESORIOS} + \Delta P_{SEPARADOR} + \Delta P_{FILTRO}$$

$$\Delta P_{TOTAL} = 0.20 + 0.13 + 0.05 + 0.24$$

$$\Delta P_{TOTAL} = 0.62 \text{ bar}$$

Cálculo del coeficiente de capacidad para la válvula reductora de presión

Para calcular el coeficiente de capacidad de la válvula reductora K_v , se usa la misma fórmula empírica de la ecuación 17, pero reacomodada:

$$K_v = \frac{Q}{12 \times P_1} \sqrt{\frac{1}{1 - 5.67(0.42 - x)^2}} \quad (18)$$

Donde:

$$x = \frac{P_1 - P_2}{P_1}$$

P_1 = Presión absoluta aguas arriba de la válvula (bar)

P_2 = Presión absoluta aguas abajo de la válvula (bar)

Cuando “x” es mayor a 0.42, se dice que la válvula está en derrame crítico.

Para el caso que deseamos, se necesita que la válvula reduzca la presión de 10 bar g (equivalentes a 11 bar a, que menos la caída de presión calculada anteriormente de 0.83 bar es de 10.17 bar a) a 5 bar g (6 bar a).

$$x = \frac{10.17 - 6}{10.17} = 0.41$$

Aplicando la ecuación 18:

$$K_v = \frac{10000}{12 \times 10.17} \sqrt{\frac{1}{1 - 5.67(0.42 - 0.41)^2}}$$

$$K_v = 82$$

Pero como esta caída de presión, es muy cercana a la crítica, se preferirá un arreglo en serie con dos válvulas reductoras, la primera a 8 bar y la segunda a 6 bar (figura 30).

$$x_1 = \frac{10.17 - 8}{10.17} = 0.21$$

$$K_{v1} = \frac{10000}{12 \times 10.17} \sqrt{\frac{1}{1 - 5.67(0.42 - 0.21)^2}}$$

$$K_{v1} = 94$$

$$x_2 = \frac{8 - 6}{8} = 0.25$$

$$K_{v2} = \frac{10000}{12 \times 8} \sqrt{\frac{1}{1 - 5.67(0.42 - 0.25)^2}}$$

$$K_{v2} = 114$$

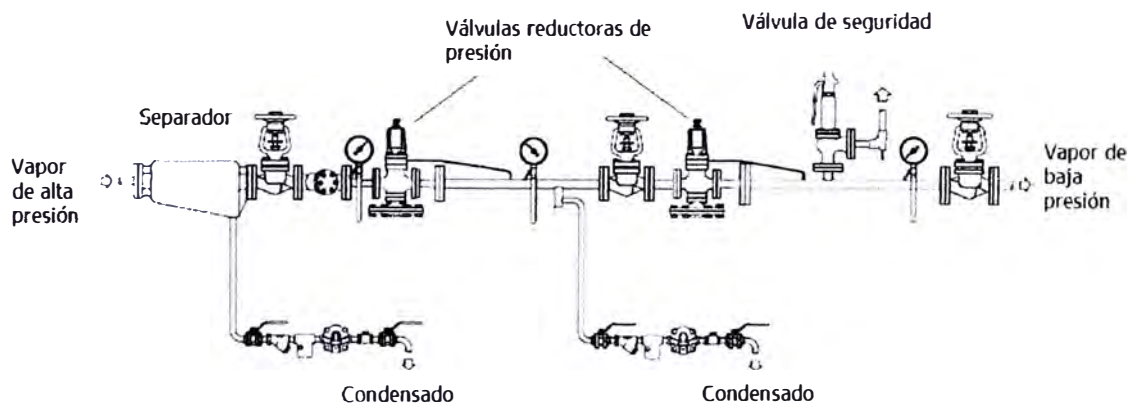


Figura 30. Arreglo en serie de dos válvulas reductoras de presión.

Los mismos valores hallados mediante la ecuación 18, pueden ser determinados rápidamente, mediante la figura 30. Trazando una línea horizontal con el valor de la presión aguas arriba hasta cruzar la curva de la caída de presión, luego trazando otra horizontal en el flujo de vapor saturado, y uniendo estas dos mediante una línea vertical, se tiene el valor de coeficiente K_v . El tamaño de una válvula reductora de presión es usualmente menor que las tuberías de vapor tanto aguas arriba como aguas abajo de la válvula, debido a las altas velocidades que

acompañan a la caída de presión a través de la válvula. Según el anexo 5, las válvulas reductoras serían de un DN 100 mm.

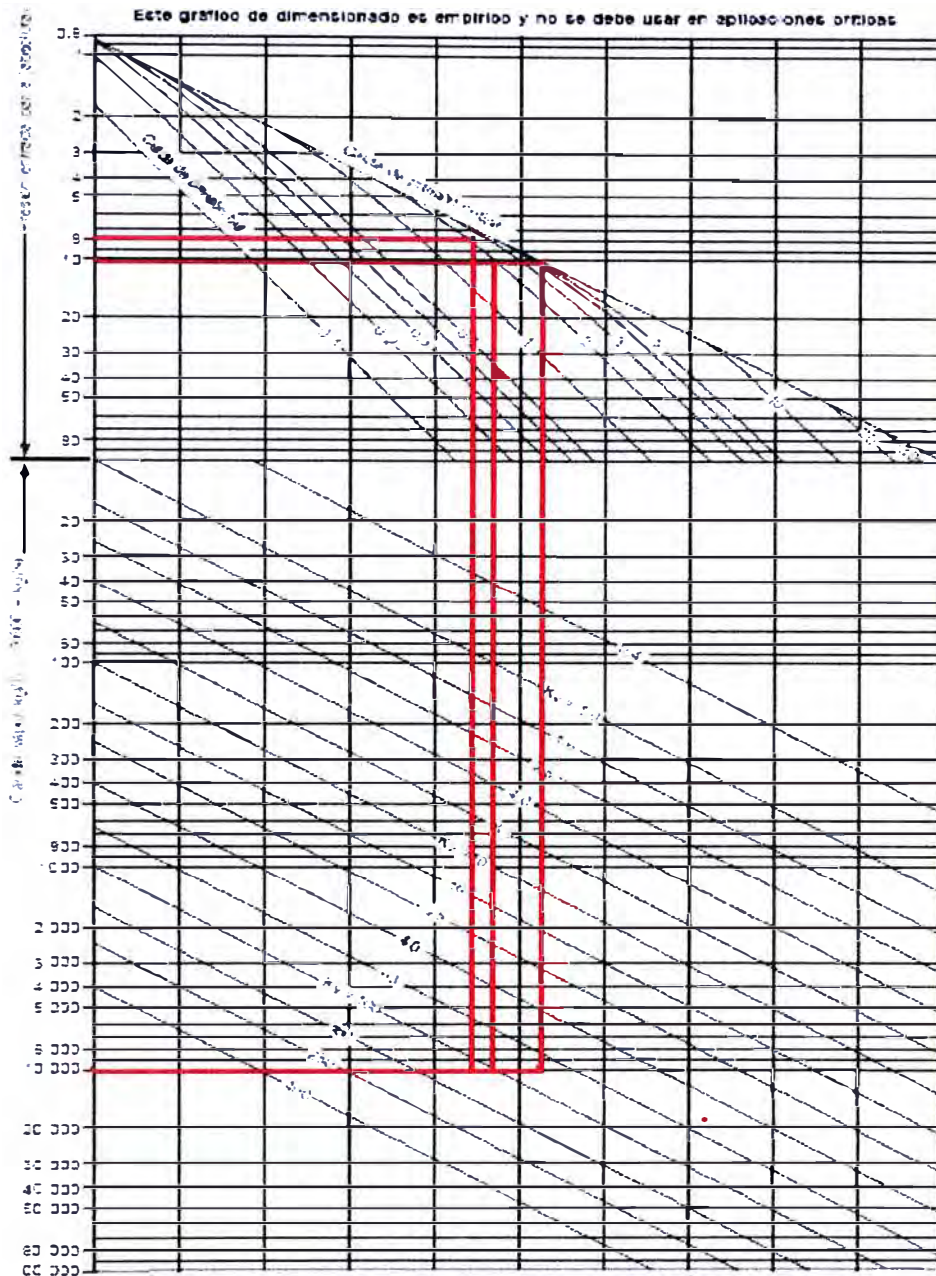


Figura 31. Valores de Kv para válvulas reductoras de presión para vapor saturado [1].

Diseño del ramal de vapor que va al proceso

El proceso requiere vapor a una presión menor que la que otorga la caldera. El vapor ocupa un mayor volumen a una presión menor, por lo cual se necesita de una tubería de mayor diámetro para transportar una misma cantidad de vapor.

El tramo de tubería más próxima al proceso (evaporador), es aquel en el cual fluyen 9000 kg/h de vapor a 5 barg. El volumen específico a esta presión es 0.3157 m³/kg. Aplicando nuevamente la ecuación 11, se obtienen los siguientes resultados para las velocidades comprendidas en el intervalo adecuado para transporte de vapor.

Resultados 12

Velocidad (m/s)	Area (plg ²)	Diámetro (plg)
30	45.25	7.6
35	38.78	7.0
40	33.94	6.5
50	24.48	5.6

Se puede apreciar que el aumento de volumen específico que tuvo lugar por medio de la expansión en la válvula afecta considerablemente el diámetro de la tubería. Entonces, se usarán tuberías de 6 pulgadas de diámetro nominal, para transportar el vapor a 5 barg al evaporador.

3.3.2 Diseño del tanque flash

Luego de que el vapor saturado a 5 barg entregó su calor latente al evaporador, se condensa y es retirado por medio de una trampa de vapor que disminuye la presión de 5barg a 0 barg (presión atmosférica) y que es la presión el en recipiente separador de vapor flash. Lo que le sucede al condensado a disminuir la presión es que un porcentaje se va a reevaporar y a este vapor se le conoce como vapor flash. Entonces, lo que se debe hacer es retirar el vapor flash mediante un tanque de flasheo para recuperar el vapor y aprovecharlo para otros fines, ya que contiene

una gran cantidad de energía aprovechable. Este vapor de baja presión, lo vamos a enviar al desaireador atmosférico.

Para determinar el porcentaje de vapor que se va a reevaporar del condensado al disminuir la presión se utiliza la ecuación 14:

$$\%Flash = \frac{H_g(5b \text{ arg}) - H_g(0b \text{ arg})}{H_{fg}(0b \text{ arg})} \times 100\%$$

De las tablas de vapor:

$$H_g(5 \text{ barg}) = 670.56 \text{ kJ/kg}$$

$$H_g(0 \text{ barg}) = 419.02 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{fg}(0 \text{ barg}) = 2257 \text{ kJ/kg}$$

Entonces el porcentaje de vapor flash será:

$$\%Flash = \frac{670.56 - 419.02}{2257} \times 100 = 11.2\%$$

Se obtiene el mismo resultado al utilizar la figura 20.

Como se tiene que la trampa de descarga 9000 kg/h de condensado, entonces:

$$\text{Flujo de vapor flash} = 990 \text{ kg/h}$$

$$\text{Flujo de condensado} = 8010 \text{ kg/h}$$

Considerando el flujo de vapor flash como 1000 kg/h y una velocidad de 3 m/s, se puede determinar el diámetro del tanque flash mediante la ecuación 11.

$$A = \frac{0.43 \times 1000 \times 1.6729}{3} = 239 \text{ plg}^2$$

$D = 18 \text{ plg} = 450 \text{ mm}$ (diámetro del tanque flash)

$H = 3D = 54 \text{ plg} = 1350 \text{ mm}$ (altura del tanque flash, de acuerdo a la figura 32)

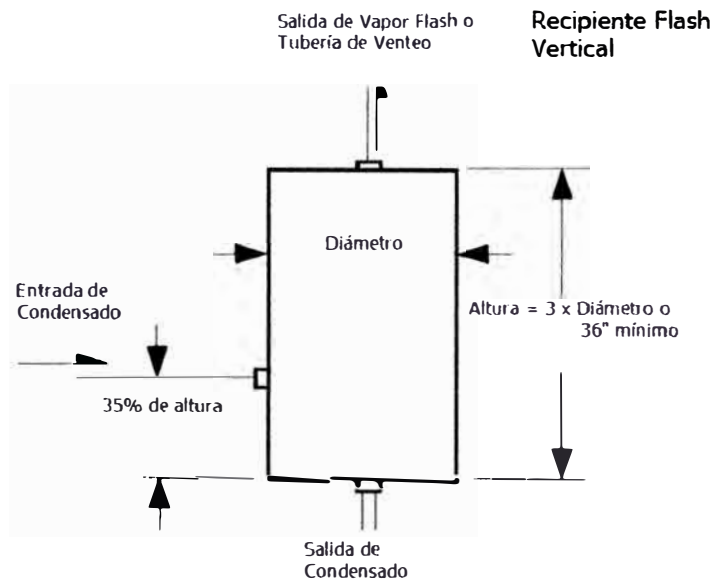


Figura 32. Dimensiones recomendadas para un tanque flash vertical. [2]

Diseño de la conexión de entrada para el condensado y el vapor flash

Como se ha explicado anteriormente, esta tubería que transporta una corriente de dos fases debe dimensionarse de acuerdo al volumen específico del vapor, ya que es el que ocupa la mayor parte del volumen. La velocidad se considera de 20 a 30 m/s. Aplicando la ecuación 11:

$$A = \frac{0.43 \times 1000 \times 1.6729}{25} = 28.77 \text{ plg}^2$$

$$D = 6 \text{ plg}$$

Diseño de las líneas de venteo

El vapor flash escapa por la parte superior del tanque flash a una velocidad de 15 a 20 m/s, lo cual da un diámetro de tubería de:

$$A = \frac{0.43 \times 1000 \times 1.6729}{15} = 47.95 \text{ plg}^2$$

$$D = 8 \text{ plg}$$

3.3.3 Diseño de la línea de retorno de condensado

Esta línea transportará líquido saturado a la presión atmosférica libre de vapor flash. Ya que el líquido tiene mayor densidad que el vapor, y por lo tanto un volumen específico mucho menor, se espera que las tuberías sean mucho más pequeñas. Nuevamente, aplicamos las velocidades recomendadas para la succión y descarga de estas líneas bombeadas. La velocidad recomendable para la succión de líquido saturado es de 0.15 – 0.9 m/s y para las líneas de descarga son de 1.8 a 2.4 m/s.

A 0 barg (presión atmosférica):

$$V_s = 0.001043 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$Q = 8000 \text{ Kg/h}$$

Tramo de succión

Resultados 13

Velocidad (m/s)	Área (plg ²)	Diámetro (plg)
0.15	23.8	5.5
0.4	8.92	3.4
0.6	5.95	2.7
0.8	4.46	2.4
0.9	3.96	2.2

De acuerdo a la tabla anterior seleccionamos una tubería de 2 ½ plg para el tramo de succión de la bomba de retorno de condensado.

Tramo de Descarga

Resultados 14

Velocidad (m/s)	Área (plg ²)	Diámetro (plg)
1.8	1.98	1.6
2.0	1.78	1.5
2.2	1.62	1.4
2.4	1.48	1.3

De acuerdo a la tabla anterior seleccionamos una tubería de 1 ½ plg para el tramo de descarga de la bomba de retorno de condensado.

3.3.4 Diseño de las tuberías de alimentación

Estas líneas para un caudal de 10000 kg/h de líquido caliente que lo obtenemos de nuestro balance de masa. Las velocidades recomendadas en estas tuberías son de 0.3 a 1.5 m/s para el tramo de succión y de 1.2 a 2.4 m/s para la descarga [23].

Considerando el volumen específico del agua líquida a 80 °C 0.001029 m³/kg [14].

Tramo de succión

Resultados 15

Velocidad (m/s)	Área (plg ²)	Diámetro (plg)
0.3	14.95	4.3
0.5	8.85	3.3
1.0	4.42	2.4

1.2	3.69	2.2
1.5	2.95	1.9

Tramo de descarga

Resultados 16

Velocidad (m/s)	Área (plg ²)	Diámetro (plg)
1.2	3.69	2.2
1.5	2.95	1.9
2.0	2.21	1.7
2.4	1.84	1.5

Como se observa en las tablas anteriores, una sola tubería de 2 plg de cédula 80 para ambos tramos, puede resultar apropiada para el bombeo del agua de alimentación a la caldera.

Estas tuberías unirán el tanque de alimentación con la caldera, y tendrán como accesorios una válvula de compuerta para bloqueo, un filtro Y para proteger la bomba, 2 codos, una válvula check de disco a la descarga de la bomba para impedir el retorno del flujo y una válvula de ángulo a la entrada de la caldera, de acuerdo a la figura 8.

3.3.5 Diseño del tanque de alimentación

El tanque de alimentación debe almacenar una capacidad suficiente de líquido para generar 1 hora continua de vapor, es decir 10 m³. Se asume que la altura del tanque es 1.5 veces el diámetro del tanque, por lo cual se obtiene:

$$\frac{\pi D^2}{4} \times 1.5D = 10$$

$$D = 2 \text{ m}$$

$$H = 3 \text{ m}$$

El tanque se orientará de manera horizontal y a una altura de 6 metros por encima del nivel del suelo, para que haya suficiente carga estática de líquido y la carga neta de succión (NPSH) sea positiva y evitar la cavitación de la bomba.

Cálculo de la carga neta de succión (NPSH):

De acuerdo a las dimensiones de las tuberías dadas por la figura 33:

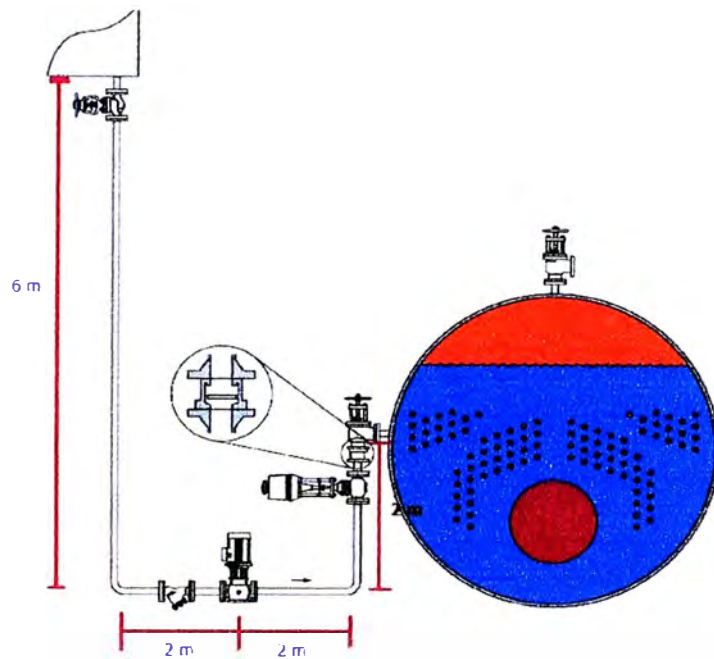


Figura 33. Dimensiones de tubería de alimentación.

Del Anexo 4:

Accesorio	Longitud equivalente (m)
Válvula compuerta	0.4
Válvula ángulo	7.9
Codo 90 °	1.6
Válvula check disco	3.4

$$N_{Re} = \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{965 \times 0.0485 \times 1.33}{0.317 \times 10^{-3}} = 200000$$

$$f = 0.022$$

$$h_f(\text{succión}) = f \frac{L}{D} \left(\frac{v^2}{2g} \right) = \frac{0.022 \times 10 \times 1.33^2}{0.0485 \times 2 \times 9.8} = 0.41m$$

$$h_f(\text{descarga}) = f \frac{L}{D} \left(\frac{v^2}{2g} \right) = \frac{0.022 \times 16.9 \times 1.33^2}{0.0485 \times 2 \times 9.8} = 0.69m$$

$$NPSH = \frac{P_{am}}{\rho g} + z - h_f(\text{succión}) - \frac{P_v}{\rho g}$$

Donde :

$$P_{am} = 101325 N / m^2$$

$$\rho = 965 kg / m^3$$

$$P_v = 69450 N / m^2$$

$$NPSH = \frac{101325}{965 \times 9.8} + 8 - 0.41 - \frac{69450}{965 \times 9.8} = 10.96 m$$

Este valor positivo del NPSH indica que el tanque de alimentación se encuentra a una altura adecuada y la bomba de alimentación no sufrirá cavitación. La tubería de succión puede ser, en efecto, más corta, pero para evitar cortar una tubería comercial de 6 metros, se coloca una tubería completa.

3.3.5 Diseño de la bomba de alimentación

Debemos calcular la potencia necesaria de la bomba para lograr que el agua de alimentación ingrese a la caldera. Haciendo un balance de energía en el tramo correspondiente (figura 33):

$$E_1 + H_B = E_2 + h_f$$

Donde:

E_1 = Energía total en el punto sobre la superficie del tanque de alimentación (m)

E_2 = Energía total en el punto de ingreso a la caldera (m)

H_B = head de la bomba (m)

h_f = Pérdida de carga debido a la fricción (m)

$$\frac{P_1}{\rho g} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + H_B = \frac{P_2}{\rho g} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + h_f$$

$$\frac{101325}{965 \times 9.8} + 8 + H_B = \frac{1100000}{965 \times 9.8} + 2 + \frac{1.33^2}{2 \times 9.8} + 1.1$$

$$H_B = 100.8m$$

Las bombas usadas para este fin (alimentación de calderas) son bombas multietapas de alta presión y se caracterizan por su gran altura manométrica de descarga.

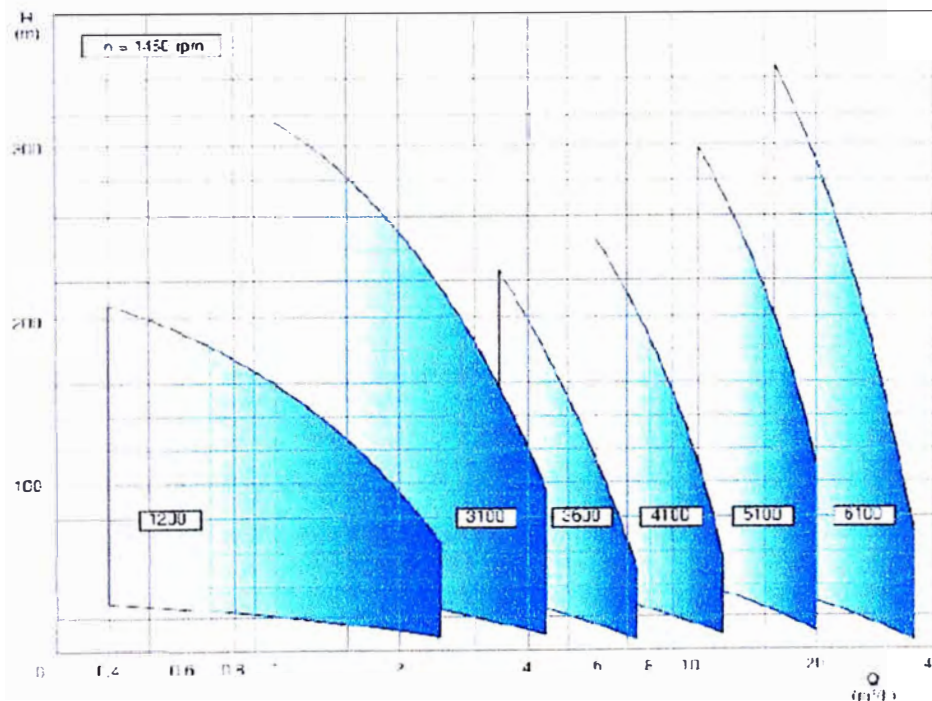


Figura 34. Curvas de la bomba caudal – altura manométrica.

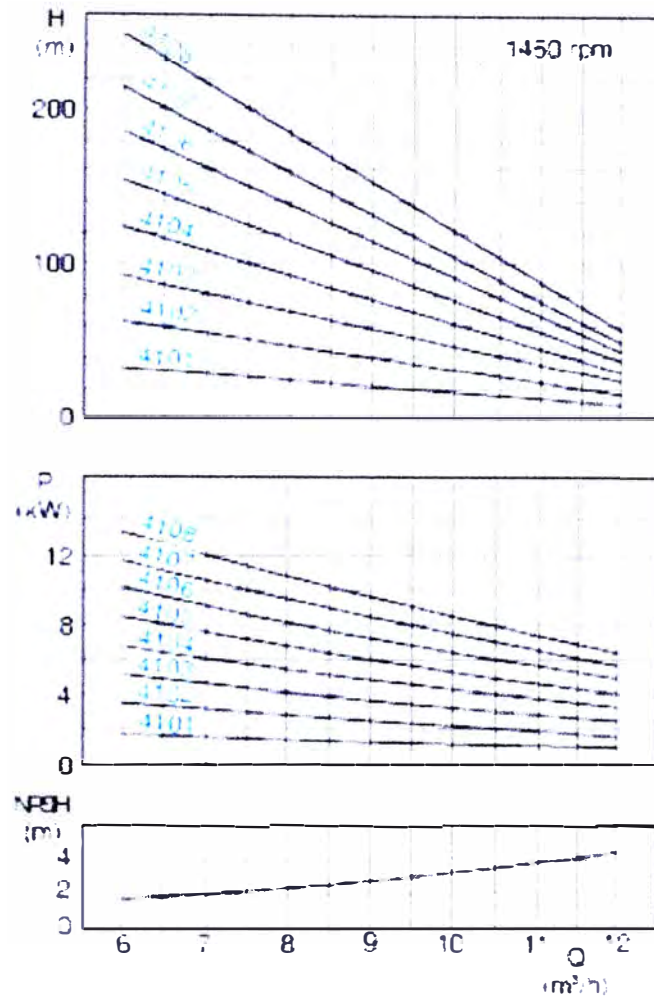
AEH 4100

Figura 35. Curvas de la bomba H (m) , NPSH (m) vs. Q (m³/h)

3.3.6 Diseño del tanque flash de purga

Aplicando nuevamente la ecuación 14, se puede determinar el porcentaje de vapor flash que se genera cuando la purga pasa de 10 barg a 0 barg:

$$\%Flash = \frac{781.34 - 419.05}{2257} \times 100\%$$

$$\%Flash = 16\%$$

Si el retorno de condensado es igual a lo determinado anteriormente, de 8000 kg/h, el porcentaje de retorno de condensado se encuentra entre el 70 y 80% de recuperación, según la tabla de resultados 3. Aplicando los balances de masa en tanque de alimentación y caldera, de acuerdo a las ecuaciones (6), (7), (20), y (21), se obtiene un flujo de purga continua de 413 kg/h y un flujo de agua de reposición de 2413 kg/h.

El vapor flash que se libera será de $0.16 \times 413 \text{ kg/h} = 66 \text{ kg/h}$, lo cual es una cantidad que puede ser menospreciada, ya que no es económico recuperarla.

3.3.7 Diseño del intercambiador de calor

La corriente líquida de purga que se descarga por el fondo de la caldera de 413 kg/h como líquido saturado a 10 barg, tiene una capacidad calorífica aún aprovechable. Es de mucha utilidad hacer pasar esta purga a través de un pequeño intercambiador de calor para elevar la temperatura del agua blanda de reposición (make – up). Así se aumentará la eficiencia del sistema y se verterá una purga a una temperatura adecuada, de acuerdo a la normativa legal.

Se diseña un intercambiador de calor para que la purga llegue de una $T_1 = 184^\circ\text{C}$, hasta una $T_2 = 40^\circ\text{C}$. Se determina así el calor que cede la purga:

$$Q_{cedido} = 413 \text{ kg/h} \times 4.6 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} \times (184^\circ\text{C} - 40^\circ\text{C}) = 273571 \text{ kJ/h}$$

Este calor se iguala al calor que gana el agua blanda de reposición o make-up, y se determina la temperatura final del agua blanda:

$$Q_{absorbido} = 2413 \text{ kg/h} \times 4.18 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} \times (T_2 - 20^\circ\text{C}) = 273571 \text{ kJ/h}$$

$$T_2 = 47^\circ\text{C}$$

Luego, para hallar el área de transferencia del intercambiador de calor 2-1:

$$U = 4026 \text{ kJ/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ Ver Referencia [23]}$$

$$T_{ca} = 20^\circ\text{C}$$

$$T_{cb} = 47^\circ\text{C}$$

$$T_{ha} = 184^\circ\text{C}$$

$$T_{hb} = 40^\circ\text{C}$$

$$n_H = \frac{47 - 20}{184 - 20} = 0.16$$

$$Z = \frac{184 - 40}{47 - 20} = 5.3$$

De la figura 36, ingresando el valor de n , eficiencia en las abscisas e interceptando con la curva de $Z=5.3$. Se obtiene:

$$F = 0.95$$

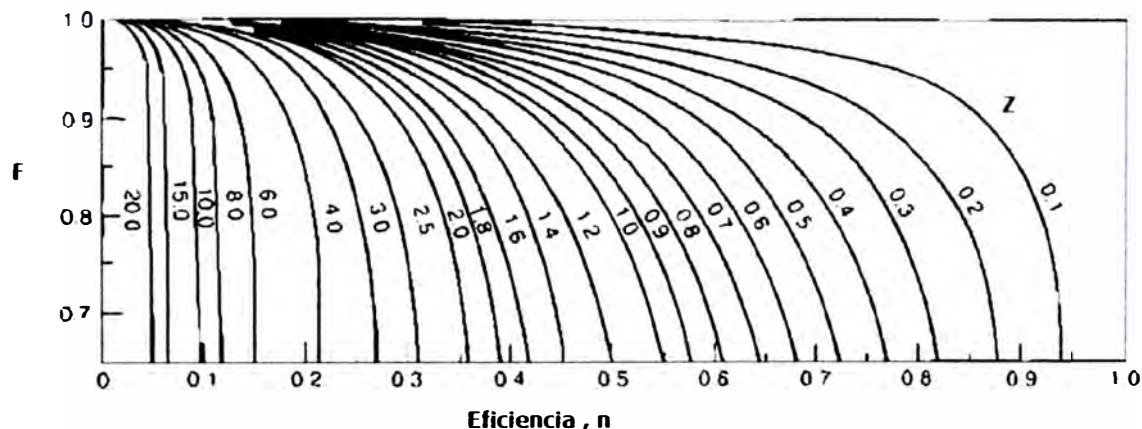


Figura 36. Factor F Para un intercambiador 2-1. [14]

$$\Delta T_{entrada} = 184 - 47 = 137^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{salida} = 40 - 20 = 20^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_m = \frac{137 - 20}{\ln\left(\frac{137}{20}\right)} = 60.8$$

$$\Delta T = \Delta T_m \times F = 57.7^\circ\text{C}$$

Aplicando la ecuación

$$A = \frac{Q}{U\Delta T} = \frac{273571 \text{ kJ/h}}{4026 \text{ kJ/hm}^2\text{°C} \times 57.7\text{°C}} = 1.2 \text{ m}^2$$

El intercambiador es un pequeño intercambiador de 1.2 m² de área de intercambio.

MEJORA EN LA EFICIENCIA

A 20 °C la entalpía del agua blanda es:

$$H_M = C_p \times T = 4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times 20^\circ\text{C} = 83.6 \text{ kJ/kg}$$

Y según la ecuación 22, la entalpía del agua de alimentación es:

$$M \times H_M + C \times H_C = F \times H_F$$

$$2413 \times 83.6 + 8000 \times 419.02 = 10413 \times H_F$$

$$H_F = 341.29 \text{ kJ/kg}$$

A 47 °C la entalpía del agua blanda es:

$$H_M = C_p \times T = 4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times 47^\circ\text{C} = 196.5 \text{ kJ/kg}$$

Aplicando nuevamente la ecuación 22 para los nuevos flujos y entalpías:

$$2413 \times 196.5 + 8000 \times 419.02 = 10413 \times H_F$$

$$H_F = 367.5 \text{ kJ/kg}$$

Aplicando luego la ecuación 23, determinamos la entalpía del combustible y la eficiencia:

$$Q = \frac{H_V + H_B - H_F}{0.81}$$

Resultados 17

Temperatura del agua blanda	20 °C	47 °C
Entalpía del agua blanda (kJ/h)	201726	474154
Entalpía de la alimentación (kJ/h)	3553852	3826777
Temperatura del agua de alimentación (°C)	81.6	88
Entalpía del combustible (kJ/h)	30352890	30015946
Eficiencia (%)	91.6	92.7

Se obtienen mejoras en la eficiencia de un 1% cuando se recupera energía de la purga en un intercambiador 2-1.

IV.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1.- La purga es el agua que se remueve de la caldera para mantener la cantidad de sólidos disueltos según los límites recomendados.

2.- Una purga insuficiente ocasiona depósitos y arrastre, mientras que purgas excesivas conllevan a un desperdicio de agua y productos de tratamiento.

3.- Las tuberías de vapor saturado deben dimensionarse de manera correcta. No deben ser muy pequeñas ya que esto aumenta la velocidad y por consiguiente la erosión en las tuberías, y tampoco muy grandes, ya que puede haber mucha caída de presión y una mayor elevación de los costos. La velocidad recomendada es de 6000 a 10000 pies/minuto ó 30 – 50 m/s.

4.- La caída de presión en las tuberías de vapor no debe exceder el 5%, según lo recomendado por las normas ASME. Esto es importante tener en cuenta cuando quiere estimarse una longitud de tubería, ya que tuberías muy largas, además de costosas, ocasionan gran pérdida de carga.

5.- Las líneas de vapor deben ser de suficiente espesor para soportar la presión interna y los choques ocasionados debido a la alta velocidad a la que fluye el vapor.

6.- Las tuberías deben estar aisladas y provistas de puntos de drenaje y trampas para remover el condensado y prevenir que éste ingrese a los equipos.

7.- Un mal drenaje del condensado ocasiona corrosión, erosión y golpes de ariete, lo que resulta en rupturas de tuberías y fugas, que limitan la cantidad de retorno a la caldera.

8.- Las tuberías horizontales deben estar inclinadas con una pendiente de 1:100 en dirección al flujo para prevenir acumulación del condensado. Las trampas deben ser colocadas a intervalos de 30 a 50 metros.

9.- Los depósitos sobre los tubos de una caldera forman una capa aislante que retarda el flujo de calor de agua y causa sobrecalentamiento del metal. Es por esto que es muy importante hacer un pre tratamiento al agua de alimentación para eliminar los iones calcio y magnesio, que otorgan dureza al agua. Para lograrlo se usan resinas de intercambio iónico y/o tecnologías de membranas como la ósmosis inversa.

10.- Optimizar el retorno de condensado como agua de alimentación es un medio de reducir costos en combustible y mejorar la eficiencia de la caldera.

11.- A más retorno de condensado se necesita menos agua de reposición, ahorrando agua y costos de tratamiento químico. La alta pureza del condensado permite alcanzar mayores ciclos de concentración, reduciendo pérdidas por purgas.

12.- La corrosión es el resultado de un bajo pH en el agua y la presencia de oxígeno. El oxígeno se remueve mecánicamente en un desaireador atmosférico o ligeramente presurizado, y la cantidad remanente es eliminada mediante tratamiento químico con secuestrantes de oxígeno.

13.- La mayor fuente de CO_2 en el vapor ocurre por la hidrólisis del bicarbonato y carbonato en el agua de la caldera. El CO_2 liberado es arrastrado con el vapor y cuando éste se disuelve en el condensado forma ácido carbónico dando un pH ácido al agua, lo que genera la corrosión en las líneas de condensado. Para llevar el pH a 8 – 8.5, un valor adecuado para brindar protección al hierro, se usan aminas neutralizantes.

14.- Retornar un 70% del condensado mejora la eficiencia en un 11%. Según los cálculos realizados en el presente informe.

15.- Si el condensado que se recupera del evaporador es liberado a la presión atmosférica en un tanque flash, se reevapora un 11% del flujo. El 89% restante se devuelve al tanque de alimentación, lo que da un retorno de 76.8%.

16.- Con un 76.8% de retorno de condensado se obtiene un agua de alimentación de 81.6 °C.

17.- El flujo de purga es de 413 kg/h, y antes de ser liberado, se pasa a través de un intercambiador de calor 2-1 de 1.2 m² de área, lo que eleva la temperatura del agua de alimentación de 20 °C hasta 47 °C, mejorando la eficiencia del sistema en 1%.

V.- BIBLIOGRAFÍA

- 1.- SpiraxSarco. The Steam and Condensate Loop. Londres 2002.
- 2.- SpiraxSarco. The Hook-Up Book. Desing of Fluid Systems. Londres 2004.
- 3.- SpiraxSarco. Steam Utilization. Design of Fluid Systems. Londres 2004..
- 4.- Woodruff Everett. Steam Plant Operation. Octava Edición. Mc Graw Hill
- 5.- Improving Steam System Performance a Sourcebook for Industry. Office of Industrial Technologies. Energy Efficiency and Renewable Energy. U.S. Department of Energy.
- 6.- Energy Efficiency Handbook. Council of Industrial Boilers Owners (CIBO). 1997.
- 7.- Ganapathy V. Steam Plant Calculations Manual. Second Edition.
- 8.- Guía para la Conservación de Vapor en el drenado de Condensados. 1998
Amstrong Internacional Inc.
- 9.- Steam: Its Generation and Use. The Babcock & Wilcox Company.
- 10.- Steam Digest Volumen IV. Industrial Technologies Program. Energy Efficiency and Renewable Energy. U.S. Department of Energy.
- 11.- Doty S., Turner W. Energy Management Handbook. Séptima Edición. The Fairmont Press 2009.

- 12.- Crane Co. Flujo de Fluidos en Válvulas y Accesorios de Tuberías.
- 13.- PG&E Energy Efficiency Information. Energy Efficient Operations and Maintenance Strategies for Industrial Gas Boilers. An In-depth Examination of an Energy Efficiency Technology.
- 14.- Mc Cabe W. /Smith J. Operaciones Básicas de Ingeniería Química. Volumen 1. Editorial Reverté, Barcelona 1973.
- 15.- Kohan A. Manual de Calderas Volumen 1. Editorial Mc Graw Hill, Madrid 1998.
- 16.- Frayne C. Boiler Water Treatment Principles and Practice. Volúmenes 1 y 2. Chemical Publishing Co. Inc. New York 2002.
- 17.- Betz Handbook of Industrial Water Conditioning. Novena edición 1991.
- 19.- Nayyar M. Piping Handbook. Séptima Edición. Mc Graw Hill, 2000.
- 20.- BS 2486:1978 British Standards Institution. Recommendations for treatment of water for land boilers.
- 21.- ASME Boiler and Pressure Vessel Code 2007.
- 22.- ASME B 31.1 Power Piping. 2001.
- 23.- Ludwig Ernest. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants. Vol. 1. Tercera Edición. Gulf Publishing Company. Houston 1999.
- 24.- Kemmer F. The Nalco Water Handbook. Segunda Edición. Mc – Graw Hill 1988.

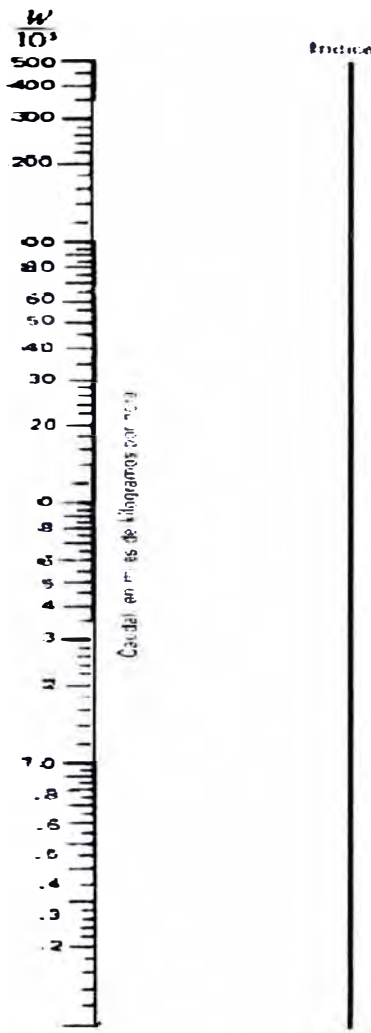
VI.- ANEXOS

ANEXO 1 TABLAS DE VAPOR SATURADO

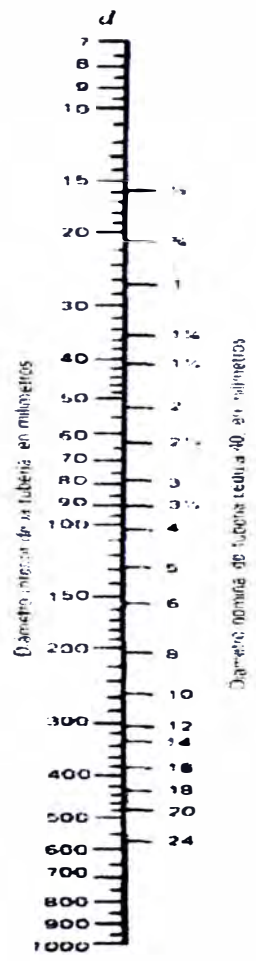
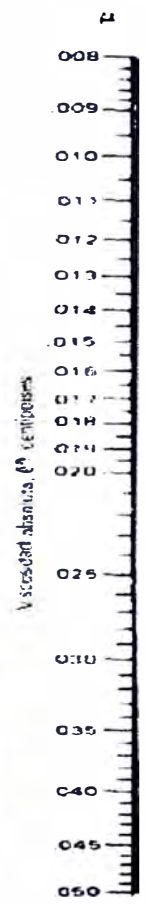
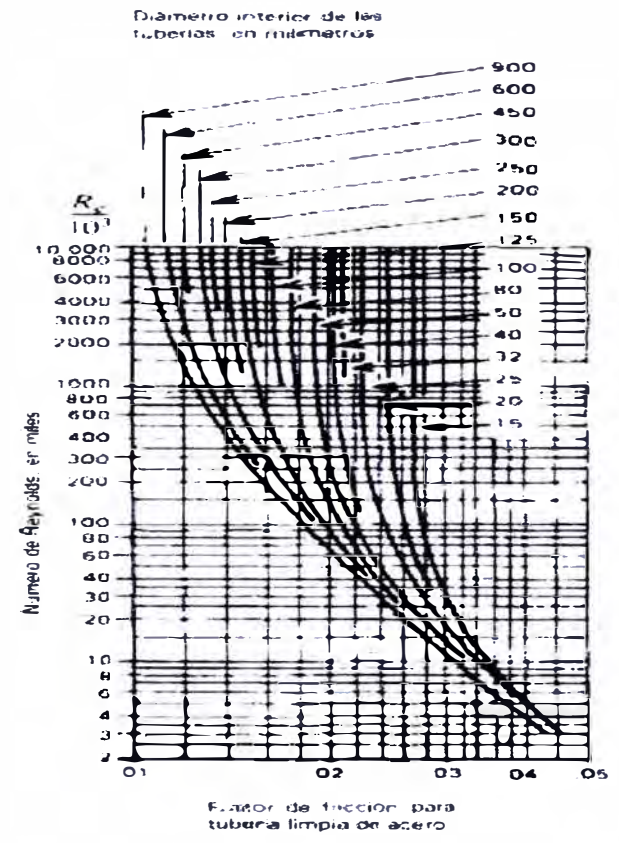
Extraído de Keenan & Keyes, Thermodynamic Properties of Steam.

Presión Manométrica (bar)	Presión Absoluta (bar)	Temperatura del Vapor (°C)	Calor del Líquido Saturado (kJ/kg)	Calor Latente (kJ/kg)	Calor Total del Vapor (kJ/kg)	Volumen específico del Líquido Saturado (m ³ /kg)	Volumen específico del Vapor Saturado (m ³ /kg)
-1.008	0.0061	0.01	0.01	2501.3	2501.4	0.001000	206.14
-0.99	0.02	17.5	73.48	2460.0	2533.5	0.001001	67.00
-0.96	0.05	32.88	137.82	2423.7	2561.5	0.001005	28.19
-0.91	0.10	45.81	191.83	2392.8	2584.7	0.001010	14.67
-0.76	0.25	64.97	271.93	2346.3	2618.2	0.001020	6.204
-0.26	0.75	91.78	384.39	2278.6	2663.0	0.001037	2.217
-0.01	1.00	99.63	417.46	2258.0	2675.5	0.001043	1.6940
0.00	1.01	100.00	419.02	2257.0	2676.0	0.001044	1.6729
0.99	2.00	120.23	504.70	2201.9	2706.7	0.001061	0.8857
1.49	2.50	127.44	535.37	2181.5	2716.9	0.001067	0.7187
1.99	3.00	133.55	561.47	2163.8	2725.3	0.001073	0.6058
3.0	4.0	143.63	604.74	2133.8	2738.6	0.001084	0.4625
3.5	4.5	147.93	623.25	2120.7	2743.9	0.001088	0.4140
4.0	5.0	151.86	640.23	2108.5	2748.7	0.001093	0.3749
4.5	5.5	155.48	655.93	2097.0	2753.0	0.001097	0.3427
5.0	6.0	158.85	670.56	2086.3	2756.8	0.001101	0.3157
6.0	7.0	164.97	697.22	2066.3	2763.5	0.001108	0.2729
7.0	8.0	170.43	721.11	2048.0	2769.1	0.001115	0.2404
8.0	9.0	175.38	742.83	2031.1	2773.9	0.001121	0.2150
9.0	10.0	179.91	762.81	2015.3	2778.1	0.001127	0.19444
10.0	11.0	184.09	781.34	2000.4	2781.7	0.001133	0.17753
11.0	12.0	187.99	798.65	1986.2	2784.8	0.001139	0.16333

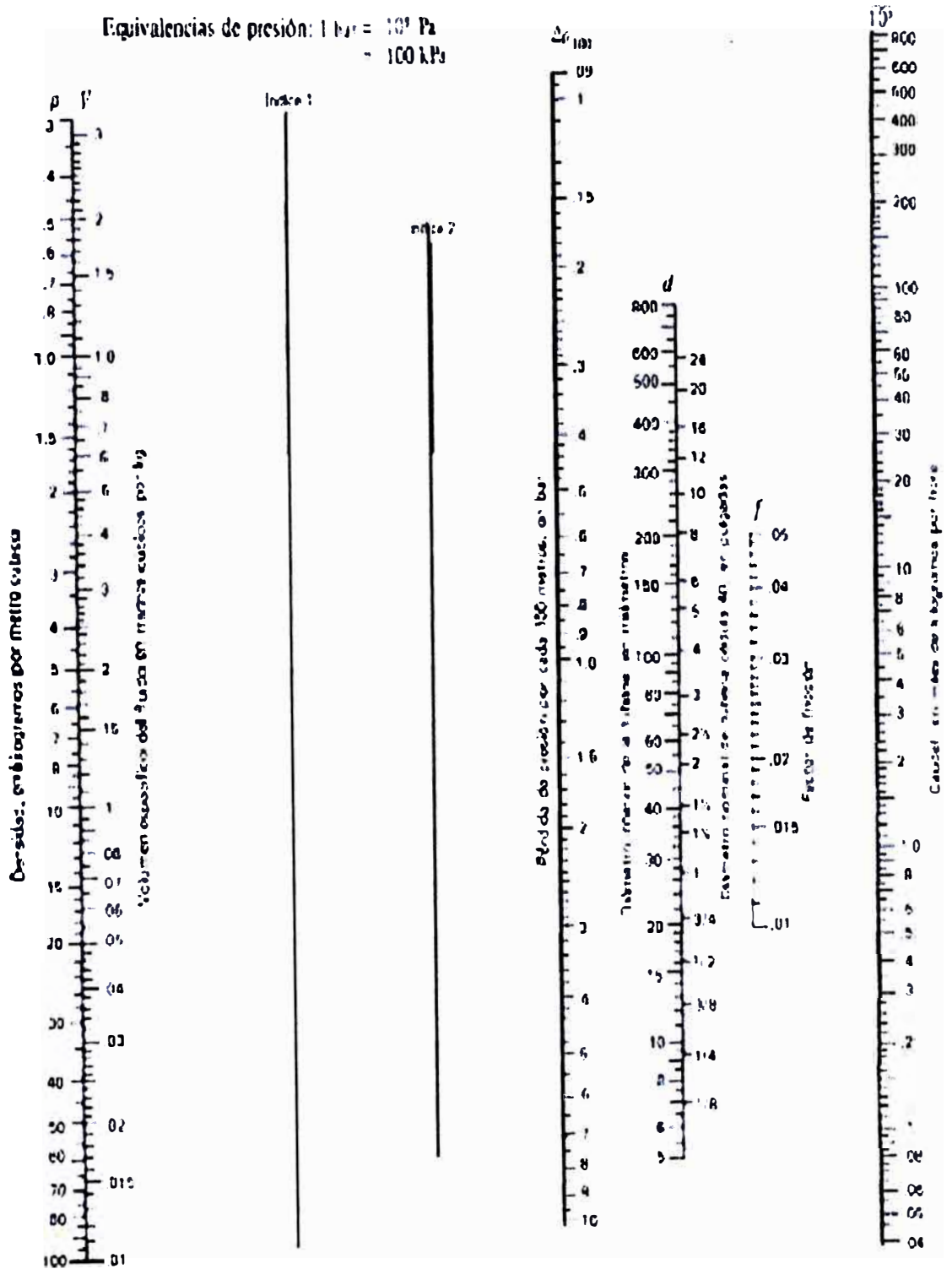
ANEXO 2. Nomograma Para Número De Reynolds Y Factor De Fricción Para Flujos Compresibles [12]



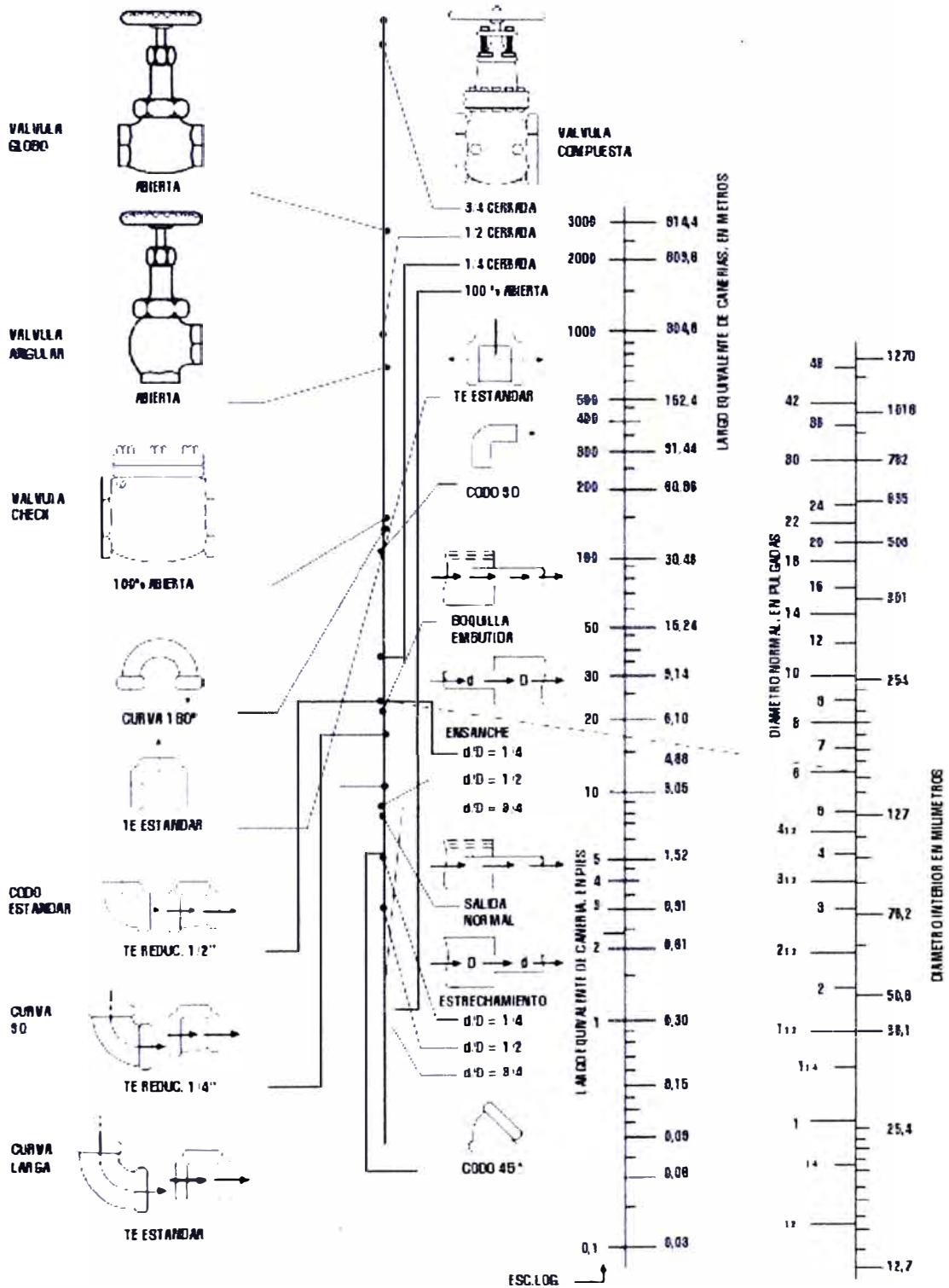
Equivalencia de viscosidades: 1 centipoise (cP) = 10^{-1} pascuales segundos (Pas)



ANEXO 3. Nomograma De Caída De Presión Por Cada 100 M De Tubería Recta Para Flujo Compresible [12]



ANEXO 4 Longitudes equivalentes de accesorios [23]



**ANEXO 5 VÁLVULA REDUCTORA DE PRESIÓN 612 CAPACIDADES
Y DIMENSIONADO. Spirax Sarco.**

Tabla de capacidades

P bar	DN15	DN20	DN25	DN32	DN40	DN50	DN65	DN80	DN100
0,15	—	—	—	—	—	—	—	—	—
0,2	—	—	—	—	—	—	—	—	—
0,3	—	—	—	—	—	—	—	—	—
0,5	51	68	90	116	188	300	460	600	1250
0,75	63	84	112	146	230	360	560	1000	1550
1,0	75	100	133	175	260	430	700	1200	1650
1,5	100	133	175	240	360	590	910	1600	2500
2	126	170	230	290	450	730	1160	2000	3050
2,5	150	200	260	350	550	860	1390	2400	3600
3	175	240	310	400	640	1010	1600	2700	4300
4	220	290	390	510	800	1300	2000	3400	5400
5	260	350	490	620	1000	1600	2500	4200	6500
6	330	440	580	760	1220	1930	3000	5100	8000
7	400	520	700	910	1430	2300	3600	6100	9500
8	450	600	800	1040	1670	2700	4100	7100	11000
9	500	670	890	1160	1860	2900	4600	7600	12000
10	560	750	990	1300	2000	3200	5100	8500	13500
12	660	900	1190	1540	2500	4000	6100	10500	16500
14	800	1050	1400	1850	2900	4700	7200	12600	19000
16	920	1230	1630	2150	3400	5500	8300	14600	22000
18	1040	1400	1860	2450	3800	6200	9500	16600	25000
20	1170	1540	2100	2700	4200	7000	10600	18600	28000
22	1330	1760	2350	3050	4900	7800	12200	21000	32000
24	1500	2000	2600	3400	5400	8700	13700	23500	36000
25	1600	2150	2800	3600	5700	9200	14500	25000	38000

ANEXO 6 TENSIONES PERMISIBLES

Material	Specification	Grade	Class	Factor (E)	Tensile Strength min. psi	Yield Strength min. psi	BASIC ALLOWABLE STRESSES IN TENSION, psi (1)																
							Metal Temperature, °F (7)																
							(6) Min. Temp.	100	200	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100
CARBON STEEL																							
Seamless Pipe																							
	ASTM A53	A	Type S		48000	30000	-20	16000	16000	16000	16000	16000	14800	14500	14400	10700	9300	7900	6500	4500	2500	1600	1000
	ASTM A53	B	Type S		60000	35000	-20	20000	20000	20000	20000	18900	17300	17000	16500	13000	10800	8700	6500	4500	2500	1600	1000
	ASTM A106	A			48000	30000	-20	16000	16000	16000	16000	16000	14800	14500	14400	10700	9300	7900	6500	4500	2500	1600	1000
	ASTM A106	B			60000	35000	-20	20000	20000	20000	20000	18900	17300	17000	16500	13000	10800	8700	6500	4500	2500	1600	1000
	ASTM A106	C			70000	40000	-20	23300	23300	23300	22900	21600	19700	19400	19200	14800	12000						
	ASTM A120						-20	112000	11400														
	ASTM A333	1			55000	30000	-50	18300	18300	17700	17200	16200	14800	14500	14400	12000	10200	8300	6500	4500	2500	1600	1000
	ASTM A334	1			55000	30000	-50	18300	18300	17700	17500	16200	14800	14500	14400	12000	10200	8300	6500	4500	2500	1600	1000
	ASTM A333	6			60000	35000	-50	20000	20000	20000	20000	18900	17300	17000	16500	13000	10800	8700	6500	4500	2500	1600	1000
	ASTM A334	6			60000	35000	-50	20000	20000	20000	20000	18900	17300	17000	16500	13000	10800	8700	6500	4500	2500	1600	1000
	API 5L	A			48000	30000	20	16000	16000	16000	16000	16000	14800	14500	14400	10700	9300	7900	6500	4500	2500	1600	1000
	API 5L	B			60000	35000	-20	20000	20000	20000	20000	18900	17300	17000	16500	13000	10800	8700	6500	4500	2500	1600	1000
	API 5LX	X42			60000	42000	-20	20000	20000	20000	20000												
	API 5LX	X46			63000	46000	-20	21000	21000	21000	21000												
	API 5LX	X62			66000	52000	-20	22000	22000	22000	22000												
	API 5LX	X52			72000	52000	-20	24000	24000	24000	24000												
Electric Resistance Welded Pipe																							
	ASTM A53	A	Type E	0.85	48000	30000	-20	13600	13600	13600	13600	13600	12600	12300	12250	9100	7900	6700	5500	3800	2150	1350	850
	ASTM A53	B	Type E	0.85	60000	35000	-20	17000	17000	17000	17000	16100	14700	14500	14000	11000	9200	7350	5500	3800	2150	1350	850
	ASTM A120			0.85			-20	10200	9600														
LOW AND INTERMEDIATE ALLOY STEEL & STAINLESS STEEL (4.40) - Seamless Pipe																							
3 1/2 Ni	ASTM A333	3			65000	35000	-150	21700	19600	19600	18700	17800	16800	16300	15500	13900	11400	9000	6500	4500	2500	1600	1000
3 1/2 Ni	ASTM A334	3			65000	35000	-150	21700	19600	19600	18700	17800	16800	16300	15500	13900	11400	9000	6500	4500	2500	1600	1000
Ni-Cr-Cu-Al	ASTM A333	4			60000	35000	-150	20000	19100	18200	17300	16400	15500	15000									
2 1/4 Ni	ASTM A333	7			65000	35000	-100	21700	19600	19600	18700	17600	16800	16300	15500	13900	11400	9000	6500	4500	2500	1600	1000
2 1/4 Ni	ASTM A334	7			65000	35000	-100	21700	19600	19600	18700	17600	16800	16300	15500	13900	11400	9000	6500	4500	2500	1600	1000
9 Ni	ASTM A333	8			100000	75000	-320	31700	31700														
9 Ni	ASTM A334	8			100000	75000	-320	31700	31700														
18Cr-8Ni Pipe	ASTM A376	TP304			75000	30000	-425	20000	20000	20000	18700	17500	16400	16200	16000	15600	15200	14900	14600	14400	13800	12200	9700
18Cr-8Ni Pipe	ASTM A376	TP304-11			75000	30000	-325	20000	20000	20000	18700	17500	16400	16200	16000	15600	15200	14900	14600	14400	13800	12200	9700