
Generación, Transporte y Distribución de Energía

● Bloque 1: Generación, Transporte y Distribución de Energía Térmica

○ Tema 1.1: Generación de Energía Térmica

- Lección 1.1.1: Generación de Energía Térmica con Motores de Combustión
- Lección 1.1.2: Generación de Energía Térmica con Calderas (I)
- Lección 1.1.3: Generación de Energía Térmica con Calderas (II)

○ Tema 1.2: Transporte y Distribución de Energía Térmica

- Lección 1.2.1: Transporte y Distribución de Energía Térmica con Líquido
- Lección 1.2.2: Repaso al Cálculo de Tuberías
- Lección 1.2.3: Transporte y Distribución de Energía Térmica con Vapor

Lección 1.2.3: Transporte y Distribución de Energía Térmica con Vapor

En la Lección anterior se realizó un repaso a los conceptos de cálculos de tuberías desarrollados en la asignatura Termodinámica y Mecánica de Fluidos, del Grado en Ingeniería Marina.

Para completar estos conocimientos, en el Máster se presenta esta Lección, en la que se da un paso más allá, en este caso se analiza el cálculo y dimensionado de una tubería para trasiego de vapor (fluido compresible).

La lección termina introduciendo otros aspectos o cuestiones propias de una red de vapor.

1.2.3.1.- Introducción

En las tuberías de vapor se mantienen aspectos vistos en la lección anterior tales como:

- El número de Reynolds:

$$Re = \frac{v \text{ (m/s)} \cdot D \text{ (m)}}{\nu \text{ (m}^2/\text{s)}}$$

- La presión de una columna de fluido:

$$h \text{ (m de columna del fluido)} = \frac{p \text{ (Pa)}}{w \text{ (N/m}^3\text{)}}$$

- La longitud equivalente de los accesorios, Tabla 1:
- La Ecuación de Darcy para el cálculo de las pérdidas de carga:

$$h_f = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g}$$

- El factor de fricción

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \cdot \log \left[\frac{\varepsilon/D}{3,7} + \frac{2,51}{Re \cdot \sqrt{f}} \right]$$

- El Gráfico de Moody, Fig 1.
- Velocidades recomendadas en tuberías, Tabla 2.

Tabla 1.- Longitudes equivalentes de diversos accesorios [Fuente: Manual técnico de diseño y cálculo de redes de vapor, EREN, Castilla y León, 2010]

ACCESORIO	Le/D
Codo 45°	15
Codo 90° (Radio Standard)	32
Codo 90° (Radio Mediano)	26
Codo 90° (Radio Grande)	20
Codo 90° (En escuadra)	60
Codo 180°	75
Codo 180° (Radio Mediano)	50
TE (Usada como codo, con entrada por la parte recta)	60
TE (Usada como codo, con entrada por la derivación)	90
Acoplamiento	despreciable
Unión	despreciable
Válvula de Compuerta (Abierta)	7
Válvula de Asiento (Abierta)	300
Válvula Angular (Abierta)	170
Válvula de Esfera	3

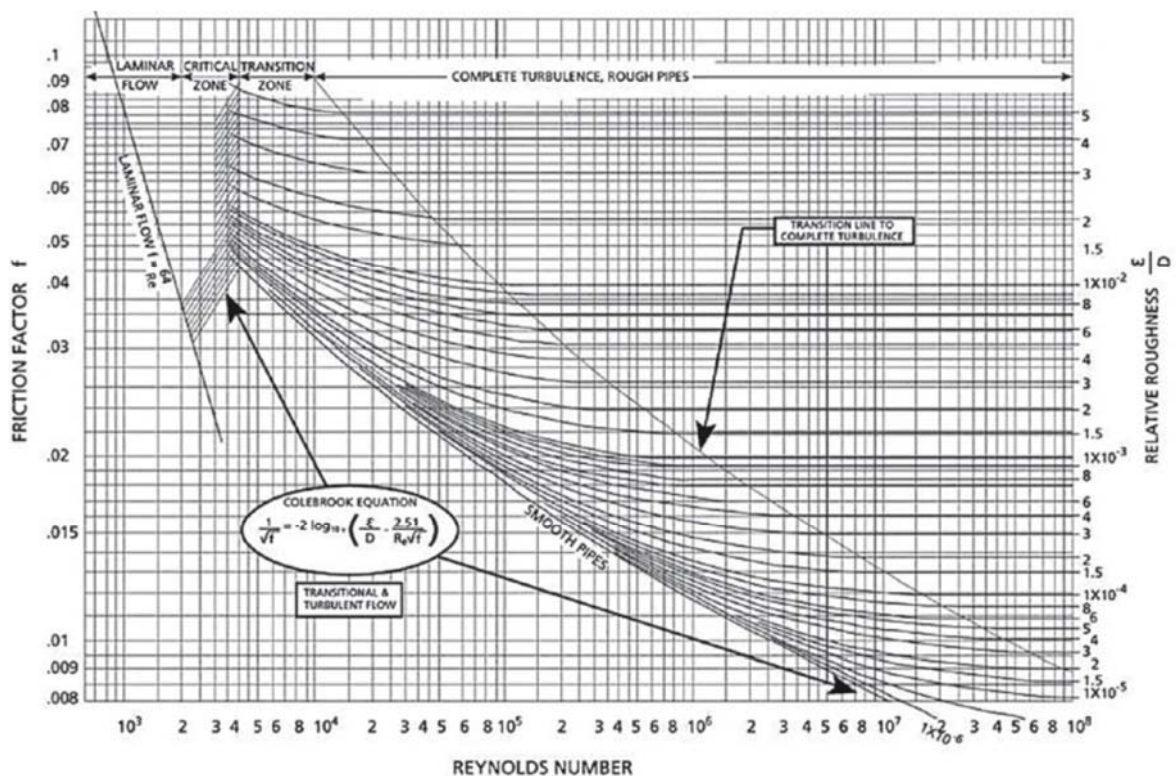


Fig. 1.- Ábaco de Moody para el cálculo de factores fricción, [Fuente: Manual técnico de diseño y cálculo de redes de vapor, EREN, Castilla y León, 2010]

Tabla 2.- Velocidades máximas recomendadas para el vapor en tuberías, [Fuente: Manual técnico de diseño y cálculo de redes de vapor, EREN, Castilla y León, 2010]

Presión (bar)	Velocidad Máxima Recomendable (m/s)	
	SATURADO	RECALENTADO
< 2	30	35
2 - 5	35	45
5 - 10	40	50
10 - 25	50	60
25 - 100	60	75

1.2.3.2.- PÉRDIDAS DE CARGA EN TUBERÍAS DE VAPOR

En esta apartado se presentan las singularidades que tiene el cálculo de una red de tuberías de vapor respecto a las de una tubería de líquido. Los ejemplos prácticos de esta parte, cuyos enunciados están colgados dentro del curso, se resolverán en la parte presencial.

1.2.3.2.1.- Método matemático

El método matemático a seguir es el descrito previamente en el apartado 1.2.2.2.1, pero hay dos aspectos fundamentales que hay que considerar, y son:

- En los líquidos no cambia (o apenas lo hace) la densidad (y tampoco la viscosidad) con la presión; pero en los gases y vapores sí que se producen cambios apreciables. Por lo tanto, cuando se trata de determinar las propiedades de un gas o vapor, hay que conocer tanto las propiedades del fluido a la entrada como a la salida, y determinar su valor medio. En los problemas en los que hay que calcular la pérdida de carga en el fluido, esto lleva a que el proceso sea iterativo ya que, hasta que esta pérdida no es conocida, no se pueden determinar las propiedades a la salida, y por tanto tampoco las **propiedades (densidad y viscosidad cinemática) medias del fluido**, que son con las que se debe operar
- Dado que la densidad de gases y vapores es muy baja, **las cargas estáticas apenas tienen influencia** en la tubería; con carácter general, las pérdidas de carga por fricción serán mucho mayores que las pérdidas estáticas o de elevación del fluido en la instalación

Estos dos aspectos se deben tener en cuenta en el proceso operativo.

1.2.3.2.2.- Método gráfico

Hay gráficos o ábacos, fundamentalmente desarrollados por casa comerciales, que permiten hacer estimaciones para el diseño de tuberías de vapor. En la Fig 2 se incluye el suministrado por la casa Societe Sergot, y en las Figs 3 las de la casa Spirax Sarco.

Estos gráficos son una aproximación, ya que suelen adolecer de cierta rigurosidad en su confección, como por ejemplo: considerar la rugosidad de las tuberías. La casa Spirax Sarco ofrece dos gráficos diferentes en los que partiendo de las propiedades del vapor, en el primero de ellos se puede calcular la pérdida de carga a partir del diámetro, mientras que en el segundo permite determinar el diámetro a partir de una pérdida de carga admisible.

1.2.3.3.- PÉRDIDAS DE CARGA EN TUBERÍAS DE VAPOR

Una red de distribución de vapor es un sistema energético que interactúa con el ambiente exterior que le rodea, por lo que existe la posibilidad de que se produzcan fugas energéticas hacia el entorno. Éstas se pueden encuadrar en tres tipos:

- Pérdidas internas debidas a la fricción, se traducen en pérdidas de presión a lo largo de la red de distribución

- Pérdidas debidas al intercambio de calor con el ambiente exterior, se deben minimizar con aislamiento térmico; por cuestión de extensión del tema, su estudio queda fuera de la asignatura

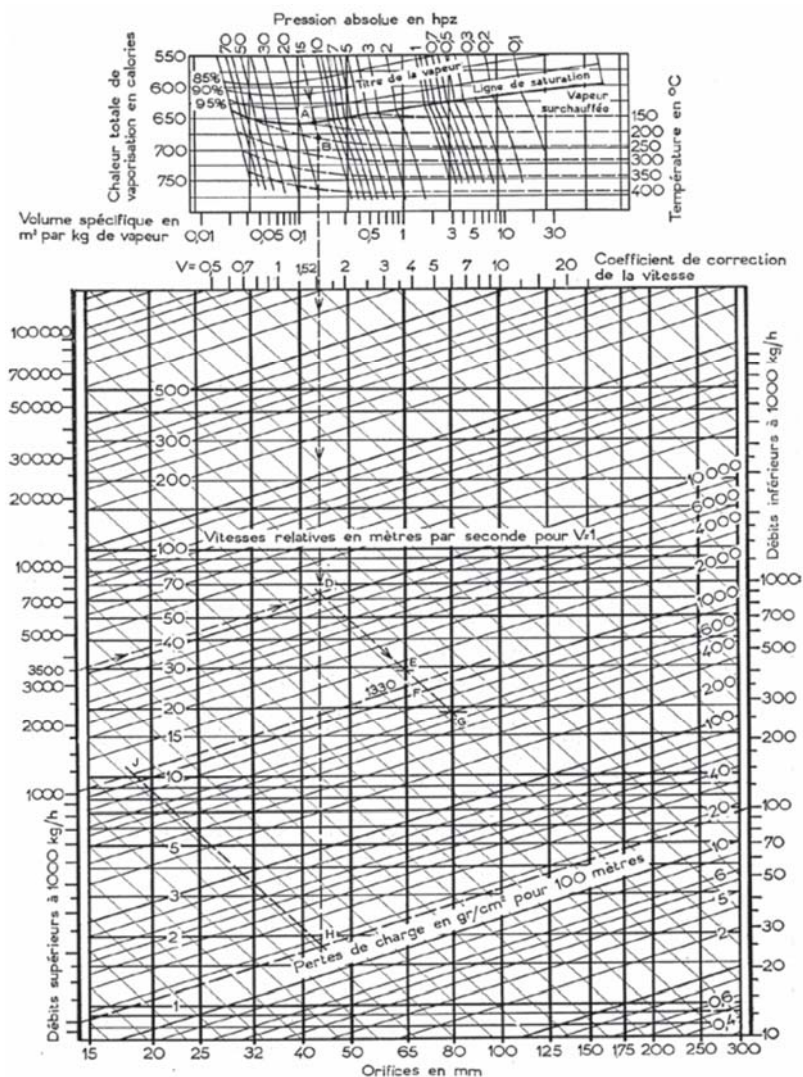


Fig 2.- Ábaco Sergot para el cálculo de tuberías de vapor [Fuente: Manual técnico de diseño y cálculo de redes de vapor, EREN, Castilla y León, 2010]

- Pérdidas debidas a fugas del fluido. Su origen está en un mal mantenimiento de la red y de sus componentes. Fugas de este tipo se producen por un mal diseño (purgadores que descarguen directamente a la atmósfera), un mal montaje (fisuras y poros en soldaduras y componentes que dejen fugar vapor vivo), y/o mal mantenimiento (purgadores que no cierren correctamente y permitan el paso de vapor a la red de condensados)

La cuantificación del vapor fugado es difícil, pero hay gráficos que permiten estimar la cantidad de vapor fugado en función de la longitud de la lanza de vapor, Fig 4, o en base a la presión y el diámetro del orificio, Fig 5.

1.2.3.4.- LA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS EN LAS REDES DE VAPOR

En este apartado se presentan o introducen tres aspectos que resultan importantes en una red de distribución de vapor:

- la recuperación de condensados
- el cálculo de la red de condensados
- los purgadores.

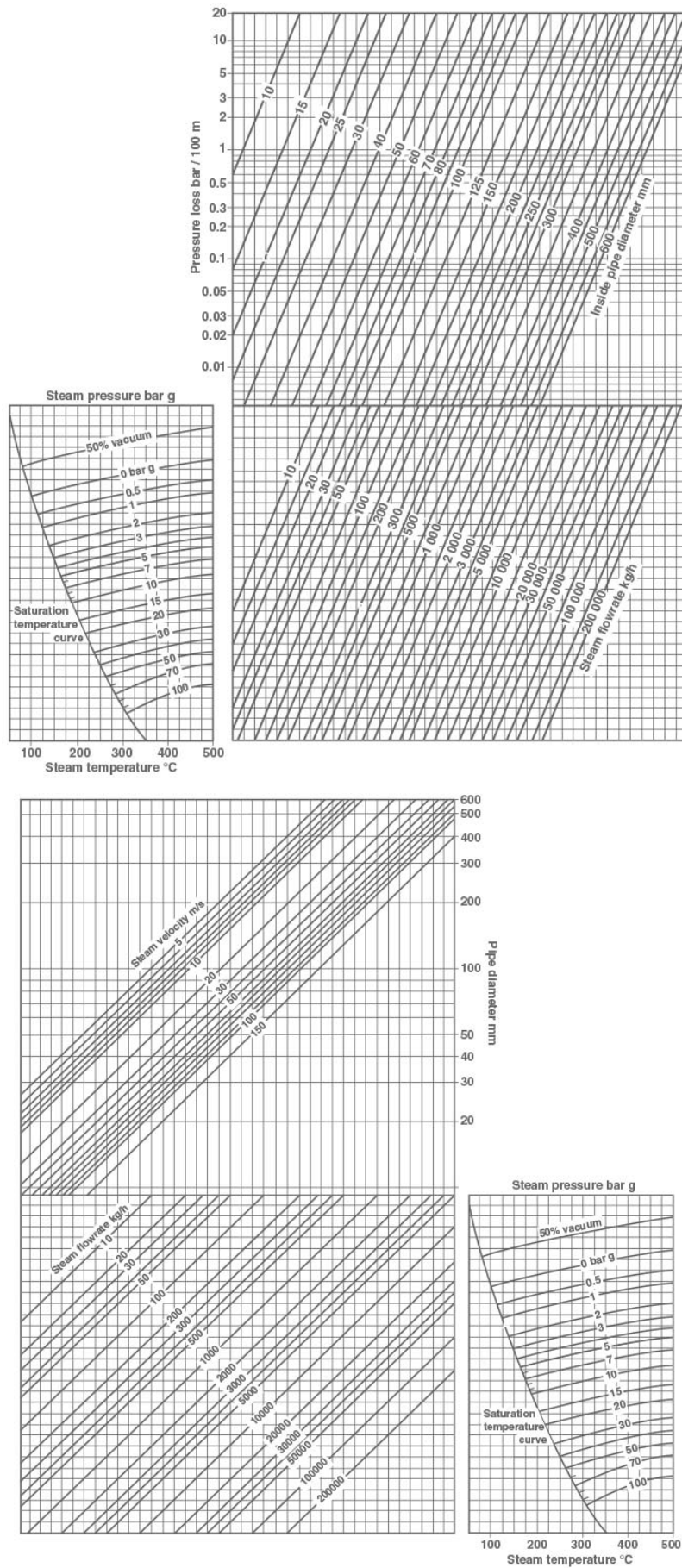


Fig 3.- Gráficos para el dimensionamiento de tuberías de vapor: caída de presión, velocidad [Fuente: <http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Steam-Engineering-Tutorials/steam-distribution/pipes-and-pipe-sizing.aspx>]

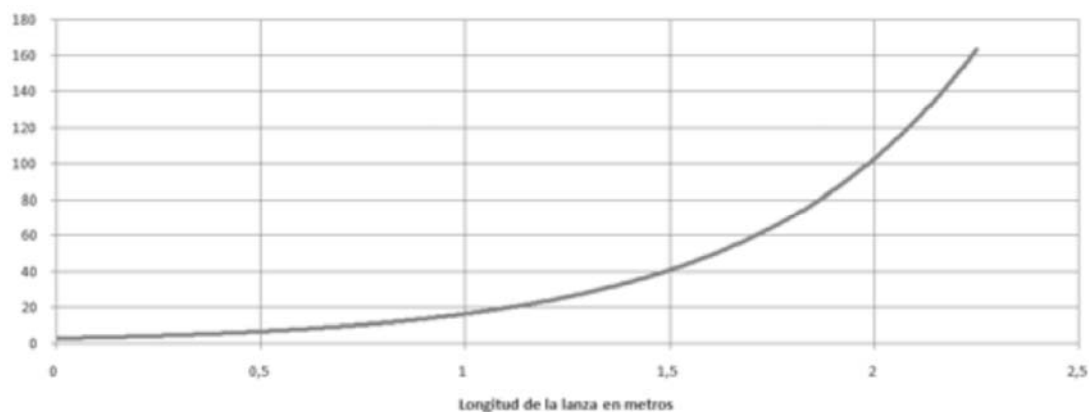


Fig 4.- Pérdidas de vapor (kg/h) por observación de la lanza (m) [Fuente: Manual técnico de diseño y cálculo de redes de vapor, EREN, Castilla y León, 2010]

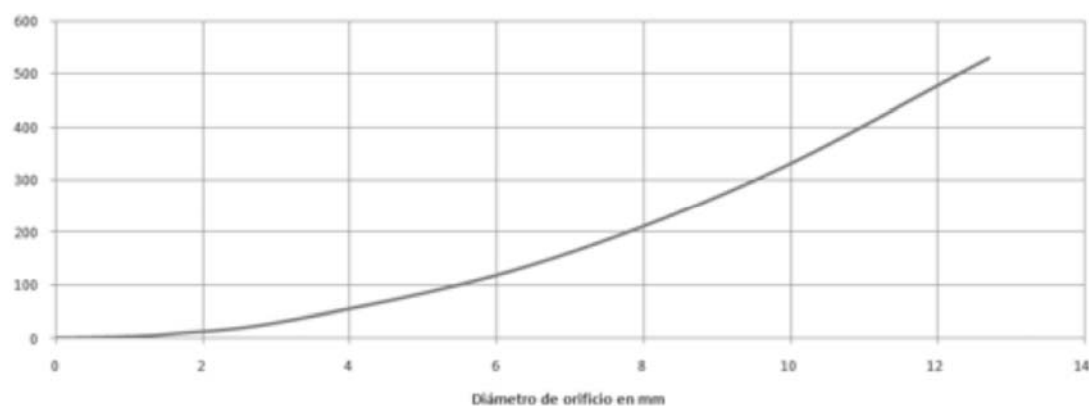


Fig 5.- Pérdidas de vapor (kg/h) a través de un orificio (mm) para vapor a 7 bar [Fuente: Manual técnico de diseño y cálculo de redes de vapor, EREN, Castilla y León, 2010]

1.2.3.4.1.- Necesidad de la recuperación de condensados desde el punto de vista de la eficiencia energética

Las razones para diseñar las redes de distribución de vapor en circuito cerrado de modo que los condensados generados retornen de nuevo a caldera para volver a generar vapor son de dos tipos:

- Por eficiencia energética
- De índole económica

En el caso del vapor el ahorro económico no sólo viene derivado de la reducción del consumo energético, sino también porque al retornar los condensados a caldera se evita los tratamientos químicos previos del agua de entrada en caldera, ya que el agua condensada no tiene sales minerales.

Ejemplo: Si se dispone de una caldera que se alimenta con agua de red a 15°C y produce vapor a 10 bar (manométricos) y 200°C, se pueden no recuperar los condensados, en cuyo caso el aporte energético que habrá que suministrar en caldera será el salto entálpico entre el agua líquida en las condiciones de entrada a caldera a T^a de red y el vapor en las condiciones de distribución.

$$h_{liq} (15^{\circ}\text{C y } 10 \text{ bar}) = 0,017495 \text{ kWh/kg}$$

$$h_{vap} (200^{\circ}\text{C y } 10 \text{ bar}) = 0,785630 \text{ kWh/kg}$$

$$\Delta h_{caldera} (liq 15^{\circ}\text{C a vap } 200^{\circ}\text{C / } 10 \text{ bar}) = 0,768135 \text{ kWh/kg}$$

En el caso de recuperar los condensados, el agua de entrada a la caldera estará en unas condiciones diferentes de temperatura, suponiendo que sea a: 90°C, el salto entálpico en la caldera será de:

$$h_{liq} (90^{\circ}\text{C y } 10 \text{ bar}) = 0,104713 \text{ kWh/kg}$$

$$\Delta h_{caldera} (liq 90^{\circ}\text{C a vap } 200^{\circ}\text{C / } 10 \text{ bar}) = 0,680917 \text{ kWh/kg}$$

Por lo tanto, el ahorro energético que se produce entre ambos casos es de:

$$\Delta h_{caldera \text{ condensador}} = 0,087218 \text{ kWh/kg}$$

1.2.3.4.2.- Cálculo hidráulico de la red de condensados

El diseño de una red de recuperación de condensados no se puede realizar como el de una red estándar de agua caliente. Pero la red de condensados se alimenta del condensado que eliminan los purgadores de la red de una vapor. Estos elementos trabajan en la proximidad de la curva de saturación del vapor, con una presión diferencial entre el lado del vapor y el del condensado. Analizando lo que ocurre en el purgador, se observa que se produce una descompresión isotérmica del condensado, que produce la revaporización de parte del condensado.

Ejemplo: Si por ejemplo un se considera un purgador por el que descarga condensado desde una red de vapor a 4 bar (manométricos), 152°C, y se recoge en una red de recuperación a 0,5 bar (manométricos), y se realiza un balance energético se obtiene:

$$h_{liq \text{ sar}} (152^{\circ}\text{C y } 5 \text{ bar}) = 0,17795 \text{ kWh/kg}$$

$$h_{liq \text{ sat}} (152^{\circ}\text{C y } 1,5 \text{ bar}) = 0,13006 \text{ kWh/kg}$$

$$\Delta h_{purgador} (5 \text{ a } 1,5 \text{ bar}) = 0,04789 \text{ kWh/kg}$$

Este incremento de entalpía se emplea en revaporizar parte del condensado, es decir, en generar vapor "flash". El porcentaje de este vapor se deduce de los diferentes estados

$$\% \text{Vapor flash} = \frac{h_{liq \text{ pres vapor}} - h_{liq \text{ pres cond}}}{h_{\text{vapor pres cond}} - h_{liq \text{ pres cond}}} \cdot 100 = \frac{0,17795 - 0,13006}{0,74820 - 0,13006} = 7,75\%$$

Ajustado el balance energético del proceso que se produce, se puede determinar la composición en la red de condensados.

La composición másica se deduce inmediatamente del porcentaje de vapor:

$$\text{Vapor: } 0,0775 \text{ kg}_{\text{vapor}}/\text{kg}_{\text{condensado}} \quad \text{Agua: } 0,9225 \text{ kg}_{\text{agua}}/\text{kg}_{\text{condensado}}$$

Los volúmenes de vapor y agua en la red de condensador son:

$$\text{Vapor: } 1,14986 \text{ m}^3/\text{kg} \quad \text{Agua: } 0,00105 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Y la composición volumétrica será de:

$$\text{Vapor: } 98,92\% \quad \text{Agua: } 1,08\%$$

Por lo tanto, en el ejemplo anterior, la red de condensados se debe calcular como una red de vapor húmedo con una humedad del 1,08% en volumen. Pero se debe realizar una consideración muy importante: no se pueden alcanzar las velocidades que se pueden alcanzar con un vapor saturado, ya que el agua que arrastra produce elevadas erosiones, por lo que es aconsejable limitar las velocidades en esta red a valores inferiores a 15-20 m/s.

En este punto se plantean dos disyuntivas: o bien se considera la situación tal cual y se calcula la red de condensados en estas condiciones, o bien se plantea separar el vapor flash del condensado aprovechando energéticamente este vapor y abaratando los costes de la red de condensados.

Si se supone una producción de condensados de 1.000 kg/h con un 7,75% de vapor flash, serán 77,5 kg/h de vapor flash, por lo que se debe calcular una tubería de vapor húmedo a menos de 20 m/s.

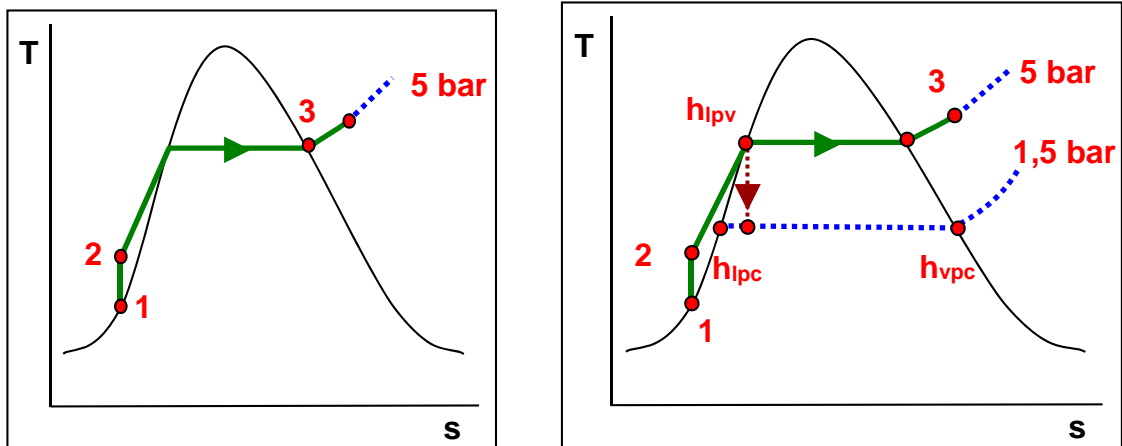


Fig 6.- Diagrama de la extracción del condensado y flash del vapor

1.2.3.4.3.- Purgadores

Las misiones del purgador serán:

- **Eliminación del aire:** en la puesta en marcha de la instalación debe ser capaz de eliminar el aire, en caso contrario la puesta a régimen de la instalación es muy lenta. Los purgadores termostáticos al estar abiertos en el arranque, facilitan este proceso.
- **Extracción del condensado:** el purgador debe retirar el condensado, pero no el vapor, escapes o fugas de vapor por la red de condensados implican ineficiencias en el proceso.
- **Rendimiento térmico:** hay que valorar cuánto calor es aprovechable, y como el purgador influye en este proceso. En la mayoría de las aplicaciones es preciso retirar el condensado del vapor, por lo que los purgadores termostáticos no son una solución viable, en ese caso es preciso utilizar otro tipo de purgadores. Para seleccionar un purgador hay que conocer las necesidades del proceso (presión, temperatura, caudal, ...)
- **Fiabilidad:** implica que debe trabajar en condiciones normales con mínimas necesidades de atención y mantenimiento.

Algunos fabricantes ofrecen gráficos, tablas, reglas de cálculo o ábacos para selección de sus purgadores, en las Figs 7 y 8 se incluyen los proporcionados por Bestabell Steam.

BIBLIOGRAFIA

Manual Técnico: Diseño y Cálculo de Redes de Vapor. Edita: Junta de Castilla y León; Consejería de Economía y Empleo; Ente Regional de Energía de Castilla y León. 2010.

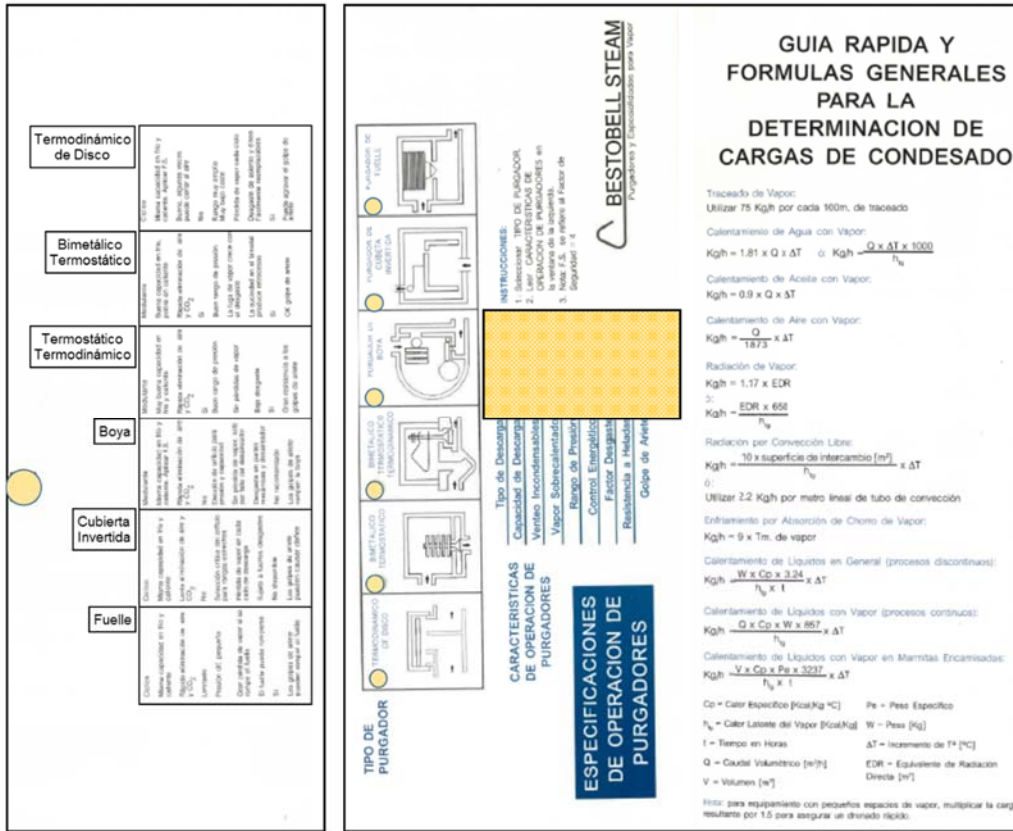


Fig 7.- Gráfico de Bestobell Steam para selección de purgadores (Características técnicas del tipo de purgador)

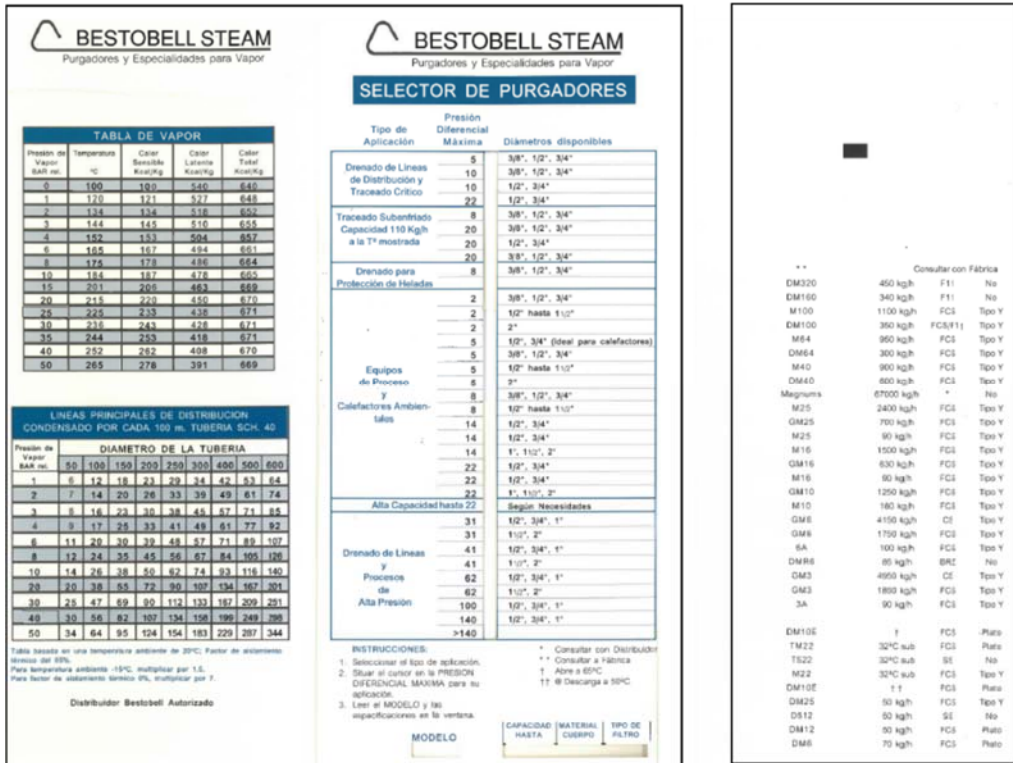


Fig 8.- Gráfico de Bestobell Steam para selección de purgadores (Capacidad del purgador)