

DISEÑO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS Y CÁLCULO DE LAS BOMBAS

1. PRINCIPIOS PARA EL DISEÑO. TRAMOS DE TUBERÍA A CONSIDERAR

Para llevar a cabo el diseño de las tuberías que componen las distintas líneas de proceso se dividirán éstas en tramos, cada uno de los cuales estará formado por la porción de línea comprendida entre dos equipos consecutivos. De esta forma los diferentes aspectos a calcular (diámetro óptimo de la conducción, pérdidas de carga, etc.) se evaluarán independientemente para cada uno de estos tramos. La definición y descripción de los diferentes tramos de tubería se realizará sobre el correspondiente diagrama de flujo, usándose para designar cada uno de ellos los nombres de los equipos que constituyen su principio y su final.

2. DETERMINACIÓN DEL DIÁMETRO ÓPTIMO DE LA CONDUCCIÓN

Un aspecto muy importante a tener en cuenta para el diseño del sistema de tuberías sistema es el de la velocidad que alcanza el fluido por el interior de las conducciones. Dicha velocidad, en el caso de la circulación isoterma de fluidos incompresibles, viene determinada por el caudal y el diámetro de la sección interna de la conducción, y para cada fluido tiene un valor máximo que no debe ser sobrepasado, ya que de lo contrario puede producirse un deterioro del producto por tratamiento mecánico inadecuado. Los valores aproximados que se usan en la práctica dependen del tipo de fluido que se trate, pero los más corrientes se recogen en la Tabla 1. Los valores de la tabla son los más corrientes en la práctica ordinaria, sin embargo, en condiciones especiales, pueden requerirse velocidades que están fuera de los intervalos indicados. Las velocidades pequeñas han de ser las más utilizadas, especialmente cuando el flujo es por gravedad desde tanques elevados (McCabe et al., Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, 4ª Ed., McGraw-Hill, 1991).

Tabla 1. Velocidades recomendadas para fluidos en tuberías.

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad	
		ft/s	m/s
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0.5 – 1	0.15 – 0.30
	Entrada de bomba	1 – 3	0.3 – 0.9
	Salida de bomba	4 – 10	1.2 – 3
	Línea de Conducción	4 – 8	1.2 – 2.4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0.2 – 0.5	0.06 – 0.15
	Salida de bomba	0.5 – 2	0.15 – 0.6
Vapor de Agua		30 – 50	9 – 15
Aire o gas		30 – 100	9 – 30

Para la limpieza CIP, la velocidad de las soluciones detergentes o del líquido para el aclarado, no debe ser menor de 1.5 m/s.

Así, para un caudal determinado del fluido a bombear, imponiendo la velocidad máxima del mismo, se determina de forma inmediata el diámetro mínimo de la conducción. Deberá escogerse, en cualquier caso, el diámetro normalizado inmediatamente superior a dicho valor mínimo. Dicho valor es lo que se conoce como el diámetro óptimo de la conducción, pues representa el menor coste posible, cumpliendo las exigencias en cuanto a la velocidad de máxima de circulación del fluido por la misma.

3. CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA

El rozamiento de un fluido con las paredes de la tubería por la que circula provoca en el mismo una caída de presión. Conocer el valor de esta caída de presión es necesario de cara al cálculo de las bombas, pero también para comprobar que el diámetro elegido para la conducción es suficiente, pues de ser éste muy pequeño la pérdida de carga que se produzca será muy elevada. En este sentido se consideran valores razonables de caída de presión en una conducción los siguientes (para caudales de 0 a 60 m³/h):

- Zona de aspiración de bombas: 0.40 kg/cm² (0.39 bar)
- Zona de impulsión de bombas: 0.6 a 0.8 kg/cm² (0.59 a 0.78 bar)

De esta forma, al realizar el cálculo de las pérdidas de carga, se procurará que, en la medida de lo posible, no superen los valores anteriores. Si esto sucediere habrá de aumentarse el diámetro de la conducción por encima del que recomienda la velocidad de circulación máxima del fluido, de modo que la pérdida de carga disminuya. Sin embargo, en algunos casos, no será posible incrementar dicho valor ya que éste se halla igualmente limitado por el diámetro de las conexiones de los equipos (sobre el que ha de informar el fabricante).

Para calcular las pérdidas de carga en una conducción se suele utilizar la ecuación de Fanning, que expresada en términos de altura es la siguiente:

$$H = \left(\frac{4 \cdot f \cdot L}{d} \right) \times \frac{v^2}{2g} \quad (1)$$

donde:

H es la pérdida de carga en metros de columna de líquido (m.c.l.)

f es un coeficiente de fricción adimensional

L es la longitud de la tubería, m

d es el diámetro interior de la tubería, m

v es la velocidad del fluido, m/s

g es la aceleración de la gravedad (9.81 m/s²)

El coeficiente de fricción "f" es función del tipo de flujo y se calcula del modo siguiente:

- Si el flujo es laminar ($Re \leq 2000$):

$$f = \frac{16}{Re} \quad (2)$$

- Si el flujo es turbulento ($Re \geq 4000$) o pertenece a la llamada zona de transición ($2000 < Re < 4000$) se recurre a diagramas como el de Moody que expresa la relación entre "f", el número de Reynolds (Re) y un parámetro conocido como rugosidad relativa de la conducción, que se representa como ε/d (d sigue siendo el diámetro interno de la conducción) y que se encuentra tabulado para distintos materiales. En concreto y para tubos de acero inoxidable el valor de diseño de ε es de 0.006 cm.

Por tanto para calcular las pérdidas de carga se hace necesario caracterizar el tipo de flujo que se da en la conducción, para lo que es preciso conocer el número de Reynolds, el cual se calcula de la expresión siguiente:

$$Re = \frac{d \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (3)$$

donde:

v y d representan las magnitudes ya indicadas

ρ es la densidad del fluido, kg/m³

μ es la viscosidad dinámica del fluido, Pa·s

Todo lo anterior es válido para fluidos newtonianos pero si el fluido no es de esta clase, será necesario, para calcular el factor de fricción de Fanning, recurrir a un gráfico de Moody modificado en el que se usa el número de Reynolds generalizado, que se calcula de la expresión siguiente:

Para establecer el número de válvulas a colocar se debe tener en cuenta la disposición de las bombas reflejada en los diagramas de flujo y la necesidad de derivar el flujo. La colocación de las bombas responde a los criterios que se establecerán seguidamente en el apartado correspondiente.

Otros elementos que forman parte de las líneas de proceso y que pueden provocar elevadas caídas de presión por fricción, son los propios equipos. Entre éstos los que más pérdidas de carga provocan son los filtros y los cambiadores de calor, especialmente los de placas. A continuación se presentan, a modo de ejemplo, valores aproximados para las pérdidas de carga provocadas por dichos equipos. Para obtener información para otros equipos hay que remitirse en casi todos los casos al fabricante (catálogos, páginas web o consulta directa al proveedor).

- Filtros de tela o malla metálica: 1 bar/elemento filtrante.
- Cambiadores de calor de placas: 1 bar por cada sección del mismo que atraviese el producto.

4. PRINCIPIOS BÁSICOS PARA EL CÁLCULO DE LAS BOMBAS

Son dos los tipos de bombas que se utilizan en instalaciones de proceso.

1. **Bombas centrífugas**, muy extendidas, cuentan con una gran variedad de aplicaciones. Están especialmente indicadas para el manejo de productos de baja viscosidad, no siendo aptas para líquidos fuertemente aireados. Este tipo de bomba es el que se debe utilizar siempre que la aplicación concreta lo permita, ya que es la más barata en cuanto a compra, operación y mantenimiento, y también la más adaptable a diferentes condiciones de operación. Se recurrirá a ella para el bombeo de todo tipo de líquidos de relativamente baja viscosidad y que no requieran un tratamiento particularmente suave.
2. **Bombas de desplazamiento positivo**. Existen diversas clases, como las alternativas (pistón) y las rotativas (lóbulos). Están especialmente indicadas para el bombeo de fluidos de viscosidad elevada.

Algunos conceptos importantes para el cálculo de bombas, son:

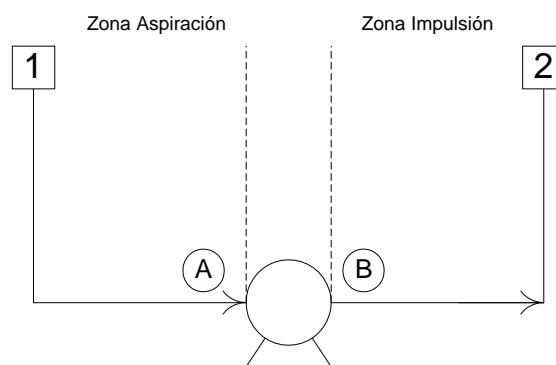
- **Altura total de aspiración**: Representa la presión a la entrada de la bomba. Es la suma algebraica de la altura estática de aspiración (distancia de la superficie libre del líquido al eje de la bomba), presión existente sobre el líquido y pérdidas de carga por rozamiento de la tubería de aspiración. Los dos primeros sumandos pueden ser positivos o negativos, pero el tercero es siempre negativo.

- **Altura total de impulsión:** Es la suma algebraica de la altura estática de impulsión, pérdida de carga en la impulsión y presión sobre el líquido en el punto de recepción.

La diferencia entre las alturas totales de impulsión y de aspiración es la carga de la bomba, es decir, la energía que ha de ser conferida al fluido.

- **Carga neta positiva de aspiración:** Se representa por las siglas NPSH (de la expresión inglesa "Net Positive Suction Head") y es necesario diferenciar entre dos conceptos: la NPSH requerida ($NPSH_r$) y la NPSH disponible ($NPSH_{dis}$). La primera depende del diseño de la bomba y representa la energía necesaria para llenar la parte de aspiración de la misma y vencer las pérdidas por rozamientos y aumento de velocidad desde la conexión de aspiración hasta el punto donde se incrementa la energía. Es, por tanto, un valor que depende del diseño constructivo de la bomba y que debe suministrar el fabricante de la misma. La NPSH disponible es la diferencia entre la presión a la entrada de la bomba y la tensión de vapor del fluido a la temperatura de funcionamiento, medidas ambas en metros de columna de líquido. Lógicamente siempre deberá cumplirse que la $NPSH_{dis}$ sea mayor o igual que la $NPSH_r$. Por otro lado la $NPSH_{dis}$ siempre habrá de ser positiva y lo mayor posible, ya que de este modo se evitará que la presión a la entrada de la bomba descienda por debajo de la presión de vapor del fluido en las condiciones de temperatura existentes en dicho punto, lo que provocaría la aparición de burbujas de vapor, con el consiguiente peligro de que la bomba entre en cavitación lo que reduce su carga y eficacia al tiempo que daña el material de la misma, reduciendo seriamente la vida útil de la bomba.

Para cuantificar los conceptos mencionados se aplicará la ecuación de Bernouilli a las diferentes secciones que aparecen en el siguiente esquema:



La **zona de aspiración** es la comprendida entre el tanque o reserva desde donde se bombeará el líquido y la bomba. Por su parte, el tramo situado a la salida de la bomba es lo que se conoce como línea o **zona de impulsión**. La energía que la bomba confiere al fluido se mide en términos de presión y es lo que se conoce como carga de la bomba. La unidad más utilizada

para expresar la carga de la bomba es el metro de columna de líquido (m.c.l.). Hay que tener en cuenta que para pasar esta unidad a bar es necesario conocer antes el líquido de que se trata.

La ecuación de Bernouilli (balance de energía mecánica) para la circulación isotérmica de un fluido incompresible de un punto "1" a otro "2", expresada en términos de altura (m.c.l.), es la siguiente:

$$Z_2 - Z_1 + \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + \frac{v_2^2}{2 \alpha_2 g} - \frac{v_1^2}{2 \alpha_1 g} + h_{fs} = \Delta h \quad (5)$$

donde:

Z_i es la elevación del punto i, m.

P_i es la presión en el punto i, Pa.

v_i es la velocidad media del fluido en el punto i, m/s.

α_i es un término que depende del tipo de flujo que se produzca. Es igual a 1/2 si el flujo es laminar ($Re \leq 2000$) y vale 1 para flujo turbulento ($Re \geq 4000$)

h_{fs} son las pérdidas de presión por rozamiento en la conducción, m.c.l.

Δh es la carga de la bomba en m.c.l.

ρ es la densidad del fluido (kg/m^3), que permanecerá constante, y "g" representa la aceleración de la gravedad ($9.81 m/s^2$)

Si aplicamos la ecuación de Bernouilli entre los puntos 1 y A (zona de aspiración), considerando la elevación del eje de la bomba igual a 0 ($Z_A = 0$) y que al tratarse de un fluido incompresible y considerando una tubería de sección constante, la ecuación de continuidad determina que $v_1 = v_A$, resulta que:

$$\frac{P_A - P_1}{\rho \cdot g} + h_{fs} - Z_1 = 0 \quad (6)$$

De esta forma la presión a la entrada de la bomba (altura total de aspiración), en m.c.l., resulta ser de:

$$\frac{P_A}{\rho \cdot g} = \frac{P_1}{\rho \cdot g} + Z_1 - h_{fs} \quad (7)$$

Si a la expresión anterior le restamos la presión de vapor tendremos la Carga Neta Positiva de Aspiración Disponible (NPSH_{dis}):

$$\text{NPSH}_{\text{dis}} = \frac{P_A - P_V}{\rho \cdot g} = \frac{P_1 - P_V}{\rho \cdot g} + Z_1 - h_{fs} \quad (8)$$

Para evitar la cavitación NPSH_{dis} ha de ser positiva y con un valor lo más alto posible. Así cuando la bomba esté en carga ($Z_1 > 0$) la cavitación es más difícil que si se encuentra en succión ($Z_1 < 0$).

Aplicando la ecuación de Bernouilli entre los puntos B y 2 (zona de impulsión), con las mismas consideraciones anteriores, tenemos que:

$$\frac{P_2 - P_B}{\rho \cdot g} + h_{fs} + Z_2 = 0 \quad (9)$$

De modo que la presión a la salida de la bomba (altura total de impulsión), en m.c.l., es la siguiente:

$$\frac{P_B}{\rho \cdot g} = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + h_{fs} + Z_2 \quad (10)$$

Por último, si aplicamos la ecuación de Bernouilli a la bomba (entre A y B) resulta que:

$$\frac{P_B - P_A}{\rho \cdot g} + h_{fs} = \Delta h \quad (11)$$

Teniendo en cuenta que el rozamiento interno de la bomba suele estar incluido dentro del rendimiento de la misma, se puede observar como la energía que ha de ser suministrada al fluido es la diferencia entre las alturas totales de impulsión y de aspiración.

Otro aspecto importante y previo al cálculo de las bombas es seleccionar adecuadamente el lugar donde se colocará cada bomba, lo que determina el número de ellas que se utilizarán. Los criterios que se pueden seguir para ello se enumeran a continuación:

- A la salida de los tanques de almacenamiento intermedio se colocará siempre una bomba.
- A la entrada de los equipos que produzcan una elevada pérdida de carga, como cambiadores de calor de placas, filtros, etc., será conveniente colocar una bomba.

Una vez establecido lo anterior, para determinar la carga de cada bomba es necesario establecer para cada una de ellas:

- La altura o desnivel existente desde la superficie libre al eje de la bomba o viceversa (según se trate de una línea de aspiración o impulsión respectivamente).
- La presión en el punto inicial o de descarga, según se trate de una línea de aspiración o impulsión respectivamente.
- Las pérdidas de carga por fricción en la tubería.
- Las pérdidas de carga provocadas por los equipos que se hallan en la línea. Dichos valores han de ser conocidos por la experiencia existente al respecto, o deben ser suministrados por el fabricante del equipo en cuestión.

Conocidos los datos anteriores, y mediante las ecuaciones (7) y (10), se pueden determinar las alturas totales de aspiración e impulsión respectivamente, y con ello calcular la carga de la bomba por diferencia de ambas.

En resumen, para proceder al cálculo de las bombas, se seguirán los siguientes pasos:

- 1) Calcular para cada bomba la carga de la misma, como diferencia de las alturas totales de aspiración e impulsión.
- 2) Mediante las curvas características de la bomba o los programas informáticos existentes, elegir el modelo adecuado de la bomba, estableciendo sus especificaciones técnicas (potencia del motor, $NPSH_r$, etc.).
- 3) Comprobar que el $NPSH_{dis}$ es mayor que el $NPSH_r$, para lo cual se necesitará conocer la presión de vapor del fluido en las condiciones de operación. Esto puede ser más crítico cuando la bomba está en aspiración o si se bombean fluidos volátiles (al menos más que el agua). En general bastará comprobar que esta tercera condición se cumple para el caso más desfavorable, que corresponderá a las situaciones mencionadas, y siendo así en éste, lo será obviamente en el resto.

5. ELECCIÓN DEL MODELO DE BOMBA ADECUADO

Para la selección del modelo adecuado de bomba (una vez establecido el tipo de ésta) se recurrirá a las llamadas curvas características de la bomba, aportadas por el fabricante de las mismas. Se necesitan tres curvas diferentes:

- Las de caudal y carga de la bomba, llamadas curvas QH

- Las de potencia del motor necesario, kW
- Las de Carga Positiva Neta de Aspiración Requerida (NPSH_r)

Las curvas características se construyen normalmente mediante pruebas realizadas con agua, por lo que sus datos se deben recalcular si se van a bombear líquidos con otras propiedades físicas.

El modo de proceder, en el caso de las bombas centrífugas, para el empleo de estas curvas es el siguiente:

- 1) Conocer el fluido a bombear, la temperatura de bombeo y las propiedades físicas del fluido (densidad y viscosidad) a dicha temperatura.
- 2) Establecer el caudal volumétrico a desarrollar (m³/h).
- 3) Conocer la carga de la bomba, para lo que hay que determinar previamente las alturas totales de impulsión y aspiración.
- 4) Con la carga y el caudal que se precisan se ha de acudir a la curva QH y, fijando estas dos magnitudes, determinar el diámetro del rodete, que en caso de no resultar un valor exacto nos llevaría a escoger el valor mayor más cercano.
- 5) Con el diámetro de rodete determinado y el caudal, en la curva de potencia se determina el consumo de la bomba. El valor leído en la curva ha de incrementarse en un 15% como margen de seguridad.
- 6) Finalmente y en la curva de NPSH_r se determina dicho valor, para el caudal desarrollado.

En la actualidad hay disponibles programas informáticos, suministrados por los fabricantes, que realizan la función de las curvas características.

Para el caso de las bombas rotativas (de desplazamiento positivo) la elección del modelo adecuado requerirá conocer la viscosidad del fluido a bombear así como el caudal a desarrollar. Con estos dos valores, y sobre la curva característica de la bomba, se elige el modelo recomendado por el fabricante, que también deberá de suministrar datos como la potencia del motor y la NPSH_r.

Referencias

Información y ejemplos de cálculo de pérdidas de carga, bombas, etc. se pueden encontrar en las siguientes referencias, disponibles en la biblioteca de la UGR, entre otras:

- Branan, C.R. (editor), **Rules of thumb for chemical engineers: a manual of quick, accurate solutions to everyday process engineering problems**, Gulf Professional, Amsterdam, 2005
- Darby, R., **Chemical engineering fluids mechanics**, Dekker, New York, 2001
- King, R. P., **Introduction to practical fluid flow**, Butterworth Heinemann, Oxford, 2002
- McCabe, W.L., Smith, J.C. y Harriott, P. **Operaciones unitarias en ingeniería química**. 7^a Ed., McGraw-Hill Interamericana, 2007
- Richardson, F, Harker, J. H. y Backhurst, J. R. **Coulson & Richardson's Chemical Engineering**. Butterworth-Heinemann, 1999