

Empresas Energéticas

- Sistema de bombeo industrial

III. Buenas prácticas

III.1. Mejore el rendimiento y eficiencia del sistema de bombeo a través de la adecuada especificación de sus componentes

CONTENIDO

III.1.a Memoria de cálculo sobre dimensionamiento de un sistema de bombeo (sistema inglés).

Dimensionamiento de una bomba centrífuga en un sistema

Datos

Solución

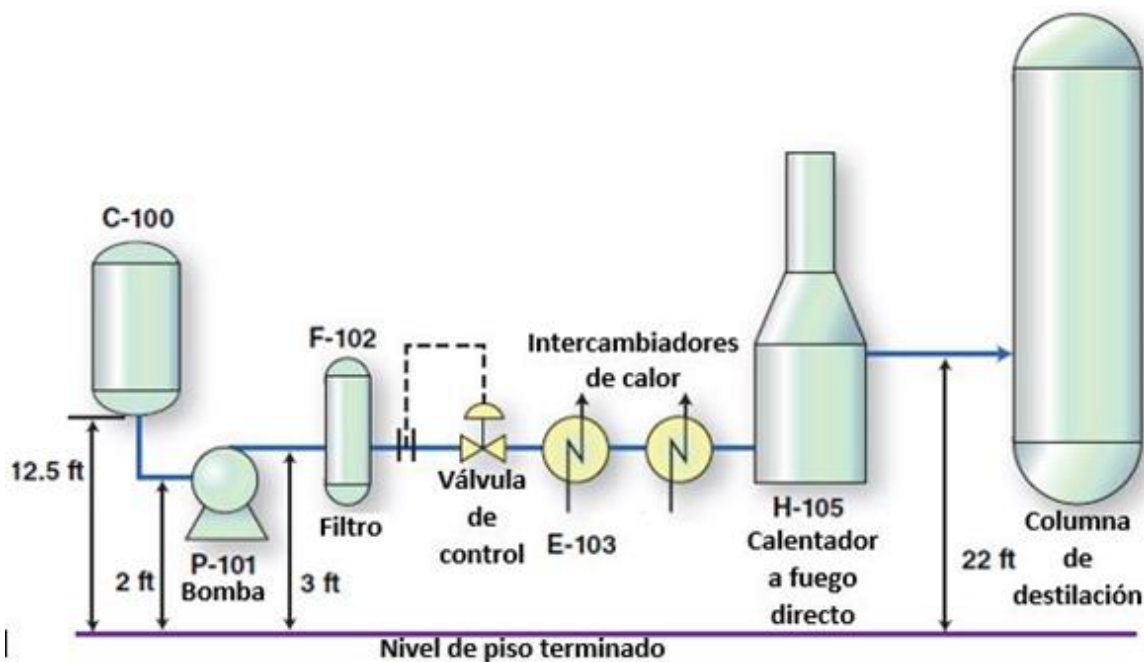
- Cálculo de la presión en la succión
- Cálculo de la presión en la descarga
- Presión diferencial de la bomba
- Cabeza (energía proporcionada por la bomba al sistema de bombeo) y potencia de la bomba
- NPSH disponible

Dimensionamiento de una bomba centrífuga en un sistema

En el siguiente esquema se muestra un sistema de bombeo para el cual debe de dimensionarse la bomba P-101, bajo las siguientes condiciones:

En operación normal entregará un fluido de proceso a una columna de destilación que funciona a una presión de 100 psig y una temperatura de 430°F. El fluido de proceso tiene una presión de vapor de 45.9 psia, una viscosidad de 0.5 cP y un peso específico de 0.7 a la temperatura de operación. La bomba entregará el fluido de proceso a un flujo normal de 2,000 GPM desde el tanque C-100, que opera a 30 psia, hasta la columna. El flujo nominal de la bomba será de 2,400 GPM. Las caídas de presión a través de los equipos en el sistema y las pérdidas por fricción en la tubería a flujo normal, son las siguientes:

Figura 1. Ejemplo de una figura de proceso, sistema de bombeo



La eficiencia de la bomba es del 60% a 3600 rpm.

DATOS:

Bomba P-101

Presión de columna de destilación	(Pdes)	100	Psig
Temperatura	T	430	°F

Fluido de Proceso

Presión de Vapor	P^0	45.9	Psia
Viscosidad	μ	0.00001045	lbf*s/ft ²
Densidad relativa	δ_r	0.7	Adimensional
densidad del agua	(ρ_{H2O})	62.37	lb/ft ³
Densidad de la sustancia	δ_{fluido}		lb/ft ³
Peso específico a la temperatura de operación	γ		lbf/ft ³

1cP=2.09E-05

Flujo normal	Q_1	4.433333333	ft ³ /s
Presión desde tanque C-100 hasta la columna			Psia
Flujo nominal de la bomba	Q_2	5.32	ft ³ /s

Distancia de la columna del Tanque C-100		12.5	ft
Distancia de la columna de la Bomba P-101		2	ft
Distancia de la columna del Filtro F-102		3	ft
Distancia de la columna de destilación		22.0000	ft

Caídas de presión en equipo y pérdidas por fricción a flujo normal:

Filtro		10	psi
Intercambiador de calor		10	psi
Horno		50	psi
Placa de orificio		2	psi
Pérdidas en línea de succión ΔP_1		0.3	psi
Pérdidas en línea de descarga		23	psi
Presión de operación en el tanque		30	psia
Contingencia		69	psi

Eficiencia de la bomba a 3600 rpm		60	%
Eficiencia de la bomba a 3600 rpm		0.6	fracción

gravedad (g)	g	32.2	ft/seg ²
Factor de conversión para convertir kg fuerza a kg masa	g _c	32.2	$\frac{lb * ft}{\overrightarrow{lb} * s^2}$
Caída de presión en la válvula como primera estimación		25	%
de la caída de presión total de los elementos en el sistema (equipo y accesos).			
Factor de conversión ¹		8.88	(ft ³ -ft)/s

Solución

Cálculo de la presión en la succión

La presión en la succión de la bomba, P_s, es la suma de; la presión por la columna de líquido, P_h, la presión de operación del tanque, P_v, menos las pérdidas por fricción en la línea, en el sistema internacional de unidades.

$$P_s = P_h + P_v - H_{fs}$$

Donde:

P_s = Presión en la succión de la bomba, Psi

P_h = Presión por la columna de líquido, Psi

P_v = Presión de operación del tanque, Psi

H_{fs} = Pérdidas por fricción en la línea, Psi

$$P_h = \gamma h \quad \gamma = \rho \frac{g}{g_c} \quad \rho = \rho_{H_2O_{60^\circ F}}$$

$$\rho_r = \frac{\rho_{fluido}}{\rho_{H_2O_{60^\circ F}}}$$

$$\rho_{fluido} = (\rho_r)(\rho_{H_2O_{60^\circ F}})$$

$$P_h = h \rho_r \rho_{H_2O} g = (\text{Columna de Tanque C100} - \text{Columna de Bomba P101})(\rho_r)(\rho_{H_2O}) \left(\frac{g}{g_c}\right)$$

¹ [1] Factor de conversión: 1 horsepower (Hp) = 746 watts = 0.746 kw = 4,600 (lt-m)/min=8.8(ft³-ft)/s.

$$P_h = h \rho_r \rho_{H_2O} g = (12.5 ft - 2 ft)(0.7) \left(62.37 \frac{lb}{ft^3} \right) \left(\frac{\left(32.2 \frac{lb}{s^2} \right)}{\left(32.2 \frac{lb * ft}{lb_f * s^2} \right)} \right) \left(\frac{1 ft^2}{144 in^2} \right) = 3.183 Psi$$

donde:

γ = Peso específico, (peso que posee una sustancia en un determinado volumen), lb/ft^3

h = Columna del líquido, ft

ρ_r = Densidad relativa, adimensional

ρ_{fluido} = Densidad del fluido, lb/ft^3

$\rho_{H_2O_{60^\circ F (15.6^\circ)}}$ = Densidad del agua a condiciones estándar, $62.37 lb/ft^3$.

g = Gravedad de la Tierra, $32.2 ft/s^2$

g_c = Factor de conversión para convertir kg fuerza a kg masa,

$$g_c = 32.2 \frac{lb ft}{lb_{fuerza} s^2}$$

Para ajustar las caídas de presión a flujo nominal, será aplicada la ecuación general de Darcy²; esta nos indica que la caída de presión es directamente proporcional al cuadrado del flujo, es decir:

$$\Delta P \propto Q^2$$

$$\Delta P = k Q^2$$

$$k = \frac{\Delta P}{Q^2}$$

Donde:

ΔP = Diferencia de presión, psi

Q = Flujo del fluido bombeado, ft^3/s

k = Constante de proporcionalidad para mantener constantes todos los parámetros de la ecuación de caída de presión

$$k = \frac{lb}{ft \text{ seg } ft^3}$$

² A. Canut, F. J. Guerra, B. Guzmán, A. Struck

Si para cada flujo, en dos eventos diferentes, corresponde una determinada caída de presión en el mismo sistema, se tendrá:

$$k = \frac{\Delta P_1}{Q_1^2} = \frac{\Delta P_2}{Q_2^2}$$

De acuerdo con esta relación, la caída de presión a flujo nominal, ΔP_2 será:

$$\Delta P_2 = \left(\frac{Q_2}{Q_1}\right)^2 \Delta P_1$$

$$\left(\frac{Q_2}{Q_1}\right)^2 = \left(\frac{5.32 \text{ ft}^3/\text{s}}{4.233 \text{ ft}^3/\text{s}}\right)^2 = 1.44$$

$$\Delta P_2 = 1.44 \Delta P_1$$

Donde: $\Delta P_1 =$ Pérdidas en línea de succión a flujo normal

Sí: $\Delta P_1 = 0.3 \text{ Psi}$ (de datos)

Tendremos entonces:

$$\Delta P_2 = 1.44 \Delta P_1 = 1.44(0.3 \text{ Psi})$$

$$\Delta P_2 = 0.43 \text{ Psi}$$

Por lo tanto, la presión de succión a flujo normal y nominal es:

$$P_{S-normal} = 3.813 + 30.03 - 0.3 = 32.90 \text{ Psi}$$

$$P_{S-normal} = 3.813 + 30.03 - 0.43 = 32.77 \text{ Psi}$$

Note que la presión de succión para ambos flujos (normal y nominal) no varía, debido a que los accesorios antes de la bomba deben ser los mínimos requeridos para mantener la misma presión; esto es necesario para mantener la eficiencia operativa de la bomba.

Cálculo de la presión en la descarga

Si la presión del fluido de proceso, al llegar a la columna de destilación, debe ser 689 kPa (presión de operación de la columna) a esta presión, P_{des} , se le debe de sumar todas las pérdidas que tendrá el fluido para los dos regímenes de flujo (normal y nominal) a través del sistema; de esta manera, se determinará la presión requerida en la descarga de la bomba. Las pérdidas a considerar son: Presión hidrostática P_h (columna de líquido) y la caída de presión a través de los diferentes elementos H_{fs} (equipo y accesorios) en el sistema.

$$P_D = P_{des} + P_h + H_{fs}$$

Donde:

P_D = Presión de descarga, Psi

P_{des} = Presión de columna de destilación, Psi

P_h = Presión por la columna de líquido, Psi

H_{fs} = Pérdidas por fricción en la línea, Psi

Cálculo de la presión hidrostática, P_h , en Psi:

$$P_h = (h \text{ columna de destilacion} - h \text{ columna filtro})(\rho_r)(\rho_{H_2O})(g/gc)$$

$$P_h = (22ft - 3ft)(0.7) \left(62.37 \frac{lb}{ft^3} \right) \left(\frac{\left(32.2 \frac{lb}{s^2} \right)}{\left(32.2 \frac{lb * ft}{lb * s^2} \right)} \right) \left(\frac{1ft^2}{144in^2} \right) = 5.761 Psi$$

Caída de presión del filtro F-102 e intercambiadores de calor E-103 y E-104, ΔP , normal y nominal, en Psi.

$$\Delta P_{normal \text{ filtro e intercambiadores}} = 10 Psi$$

$$\Delta P_{nominal \text{ filtro e intercambiadores}} = 1.44 \Delta P_{normal \text{ filtro e intercambiadores}}$$

$$\Delta P_{nominal \text{ filtro e intercambiadores}} = (1.44)(10 Psi) = 14.4 Psi$$

Caída de presión a través de la placa de orificio, normal y nominal, en Psi.

$$\Delta P_{normal\ placa\ de\ orificio} = 2\ Psi$$

$$\Delta P_{nominal\ placa\ de\ orificio} = 1.44 \Delta P_{normal\ placa\ de\ orificio}$$

$$\Delta P_{nominal\ placa\ de\ orificio} = (1.44)(2\ Psi) = 2.88\ Psi$$

Caída de presión a través del horno H-105

$$\Delta P_{normal\ horno} = 50\ Psi$$

$$\Delta P_{nominal\ horno} = 1.44 \Delta P_{normal\ horno}$$

$$\Delta P_{nominal\ horno} = (1.44)(50\ Psi) = 72\ Psi$$

Caída de presión en la línea, normal y nominal, en kPa.

$$\Delta P_{normal\ en\ la\ línea} = 23\ Psi$$

$$\Delta P_{nominal\ en\ la\ línea} = 1.44 \Delta P_{normal\ línea}$$

$$\Delta P_{nominal\ en\ la\ línea} = (1.44)(23\ Psi) = 33.12\ Psi$$

En el caso de la caída de presión, a través de la válvula de control, el cálculo es diferente ya que, al aumentar el flujo con la disminución en el estrangulamiento en la válvula, la caída de presión será menor. La caída de presión en la válvula, como primera estimación, será el 25% de la caída de presión total de los elementos en el sistema (equipo y accesos); este valor deberá ajustarse a las condiciones de flujo normal para proporcionar una presión de descarga en la bomba tal, que cumpla con la presión en el punto de destino del fluido, $\Delta P_{val-nominal}$. Esto es:

$$\Delta P_{val-nominal} = (\% \text{ caída de presión})(\text{caída de presión en el filtro} + \text{caída de presión en los intercambiadores 1 y 2} + \text{caída de presión en la placa de orificio} + \text{caída de presión del horno} + \text{pérdidas por fricción en línea})$$

$$\Delta P_{val-nominal} = (\% \text{ caída de presión})(\Delta P_{nominal\ filtro} + \Delta P_{nominal\ intercambiadores} + \Delta P_{normal\ placa\ de\ orificio} + \Delta P_{nominal\ horno} + \Delta P_{nominal\ en\ la\ línea})$$

$$\Delta P_{val-nominal} = (0.25)(14.4 + 14.4 + 14.4 + 2.88 + 72.0 + 32.12) = 37.8\ Psi$$

$$P_D = \text{Presión des} + (\text{caída de presión en el filtro} + \text{caída de presión del intercambiador 1 y 2} + \text{caída de presión en la placa de orificio} + \text{caída de presión del horno} + \text{pérdidas en línea} + \Delta P_{\text{val-nominal}}) + \text{presión hidrostática} + \text{contingencia}$$

$$P_D = \text{Presión des} + (\Delta P_{\text{nominal filtro}} + c\Delta P_{\text{nominal intercambiadores}} + \Delta P_{\text{normal placa de orificio}} + \Delta P_{\text{nominal horno}} + \Delta P_{\text{nominal en la línea}} + \Delta P_{\text{val-nominal}}) + P_h + \text{contingencia}$$

Dónde: P_D = Presión de descarga de la bomba

A condiciones de flujo nominal corresponde a:

$$P_D \text{ a flujo nominal} = 100 + (14.4 + 14.4 + 14.4 + 72.0 + 33.12 + 37.8) + 5.761 + 10 = 304.76 \text{ Psi}$$

Para el flujo normal se tiene:

$$P_D = 100 + (14.4 + 14.4 + 14.4 + 72.0 + 33.12 + 37.8) + 5.761 + 10 = 304.76 \text{ Psi}$$

$$P_D \text{ a flujo normal} = 220.76 \text{ Psi} + \Delta P_{\text{val-normal}}$$

Despejando $\Delta P_{\text{val-normal}}$ se obtiene:

$$\Delta P_{\text{val-normal}} = 304.76 \text{ Psi} - 220.76 \text{ Psi} = 84 \text{ Psi}$$

Presión diferencial de la bomba

$$\Delta P_{\text{bomba}} = P_D - P_S$$

Donde:

ΔP_{bomba} = presión diferencial de la bomba, en kPa

P_D = presión en la descarga, en kPa

P_S = presión mínima en la succión, en kPa

$$\Delta P_{\text{bomba-nominal}} = 304.76 \text{ Psi} - 32.77 \text{ Psi} = 271.99 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_{\text{bomba-normal}} = 304.76 \text{ Psi} - 32.90 \text{ Psi} = 271.86 \text{ Psi}$$

Cabeza (energía proporcionada por la bomba al sistema de bombeo) y potencia de la bomba

A condiciones normales:

$$h_{a \text{ cond normales}} = \frac{P}{\rho_r * \rho_{H_2O} * g/gc} = \frac{(271.86 \frac{lb_f}{in^2})}{(0.7) \left(62.37 \frac{lb}{ft^3}\right) \left(\frac{(32.2 \frac{lb}{s^2})}{(32.2 \frac{lb * ft}{lb_f * s^2})}\right) \left(\frac{1ft^2}{144in^2}\right)} = 896.66 \text{ ft}$$

$$W_{hid} = \frac{Q h dr}{8.88} ;$$

donde:

$$Q \left[\frac{ft^3}{s}\right],$$

$$h [ft] \text{ y}$$

$$W_{hid}[hP]$$

$$W_{hid \text{ a cond norm}} = \frac{(4.43 \text{ ft}^3/s)(896.66 \text{ ft})(0.7)}{8.88 \frac{ft^3 * ft}{s}} = 313.36 \text{ hP}$$

$$W_{mec \text{ a cond norm}} = \frac{W_{hid}}{\eta} = \frac{313.36 \text{ hP}}{0.6} = 522.27 \text{ hP}$$

Donde:

h = Cabeza o altura, ft

P = Delta de presión de la bomba a condiciones normales, en Psi

W_{hid} = Potencia requerida por el sistema, en hP

η = Eficiencia de la bomba, en fracción

W_{mec} = Potencia mecánica de la bomba, en hP

A condiciones nominales:

$$h_{a \text{ cond nominales}} = \frac{P}{\rho_r * \rho_{H_2O} * g/gc} = \frac{\left(271.86 \frac{lb_f}{in^2}\right)}{(0.7) \left(62.37 \frac{lb}{ft^3}\right) \left(\frac{\left(32.2 \frac{lb}{s^2}\right)}{\left(32.2 \frac{lb * ft}{lb_f * s^2}\right)}\right) \left(\frac{1 ft^2}{144 in^2}\right)} = 896.66 \text{ ft}$$

$$W_{hid} = \frac{Q h dr}{8.88};$$

donde:

$$Q \left[\frac{ft^3}{s}\right],$$

$$h [ft] \quad y$$

$$W_{hid} [hP]$$

$$W_{hid \text{ a cond nominales}} = \frac{(5.32 \text{ ft}^3/s)(896.66 \text{ ft})(0.7)}{8.88} = 376.03 \text{ hP}$$

$$W_{mec \text{ a cond nominales}} = \frac{W_{hid}}{\eta} = \frac{376.03 \text{ hP}}{0.6} = 626.72 \text{ hP}$$

NPSH disponible

NPSH “*Net-Positive-Suction-Head*”, también llamada “altura de aspiración neta positiva” o “altura total de presión de retención” está relacionada con el fenómeno de la cavitación, un efecto hidrodinámico que se produce cuando el agua o cualquier otro fluido pasa a gran velocidad por una arista afilada, produciendo una descompresión del fluido. Puede ocurrir que se alcance la presión de vapor del líquido de tal forma que las moléculas que lo componen cambian inmediatamente a estado de vapor, formándose burbujas o, más correctamente, cavidades, lo que representa un riesgo de daño mecánico a la bomba; al igual que la altura de elevación, el caudal de impulsión y la potencia absorbida, son las características más importantes para una bomba.

Se distingue entre el NPSH de la instalación (NPSH disponible) y el NPSH de la bomba (NPSH requerido). Mediante una simple comparación de los dos valores, NPSH disponible y NPSH requerido, es posible determinar si la bomba seleccionada es apta para trabajar con seguridad en la planta contemplada o no. Para que una bomba funcione sin cavitación, debe cumplirse la siguiente expresión:

$$\text{NPSH disponible} > \text{NPSH requerido}.$$

El NPSH disponible se debe calcular al máximo flujo, debido a que el requerimiento de NPSH aumenta con el flujo.

$$NPSH_{Disponible} = P_S - P^\circ$$

Dónde: P_S = presión mínima en la succión, Psi

$$P^\circ = \text{presión de vapor del líquido en el tanque } (C - 100) = 45.9 \text{ Psi}$$

$$P_S = P_{S-nominal} + \Delta P_{nominal \text{ filtro e intercambiadores}}$$

$$P_S = 32.77 \text{ Psi} + 14.40 \text{ Psi} = 47.17 \text{ Psi}$$

$$NPSH_{Disponible} = 47.17 \text{ Psi} - 45.9 \text{ Psi} = 1.27 \text{ Psi}$$

En términos de altura

$$NPSH_{Disponible} = \frac{P_{NPSH \text{ Disponible}}}{\rho_r * \rho_{H_2O} * g/gc}$$
$$NPSH_{Disponible} = \frac{1.27 \frac{\text{lb}_f}{\text{in}^2}}{(0.7) \left(62.37 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right) \left(\frac{\left(32.2 \frac{\text{lb}}{\text{s}^2} \right)}{\left(32.2 \frac{\text{lb} * \text{ft}}{\text{lb}_f * \text{s}^2} \right)} \right) \left(\frac{1 \text{ft}^2}{144 \text{in}^2} \right)} = 4.19 \text{ft}$$