

CAPÍTULO 6

6 EQUIPO AUXILIAR

Esta sección está dirigida a presentar las dimensiones y/o tamaño de los componentes adicionales que servirán para que el sistema de remoción de contaminantes opere como un conjunto. De esta forma se determinará la capacidad de bombas y ventiladores, tamaño del ducto principal, diámetros de tubería, y dimensiones de los tanques que alojarán los fluidos.

6.1 Sistema del flujo gaseoso

Dimensión del ducto principal y cálculo de la caída de presión

Una de las referencias [1] indica que para evitar la sedimentación de partículas resulta satisfactorio mantener velocidades entre 2000 y 3000 fpm (ft/min); si las partículas que transporta el gas son pesadas la velocidad debería ser mayor. En base a esto vamos a diseñar el sistema para que opere a una velocidad mínima de 2500 ft/min;

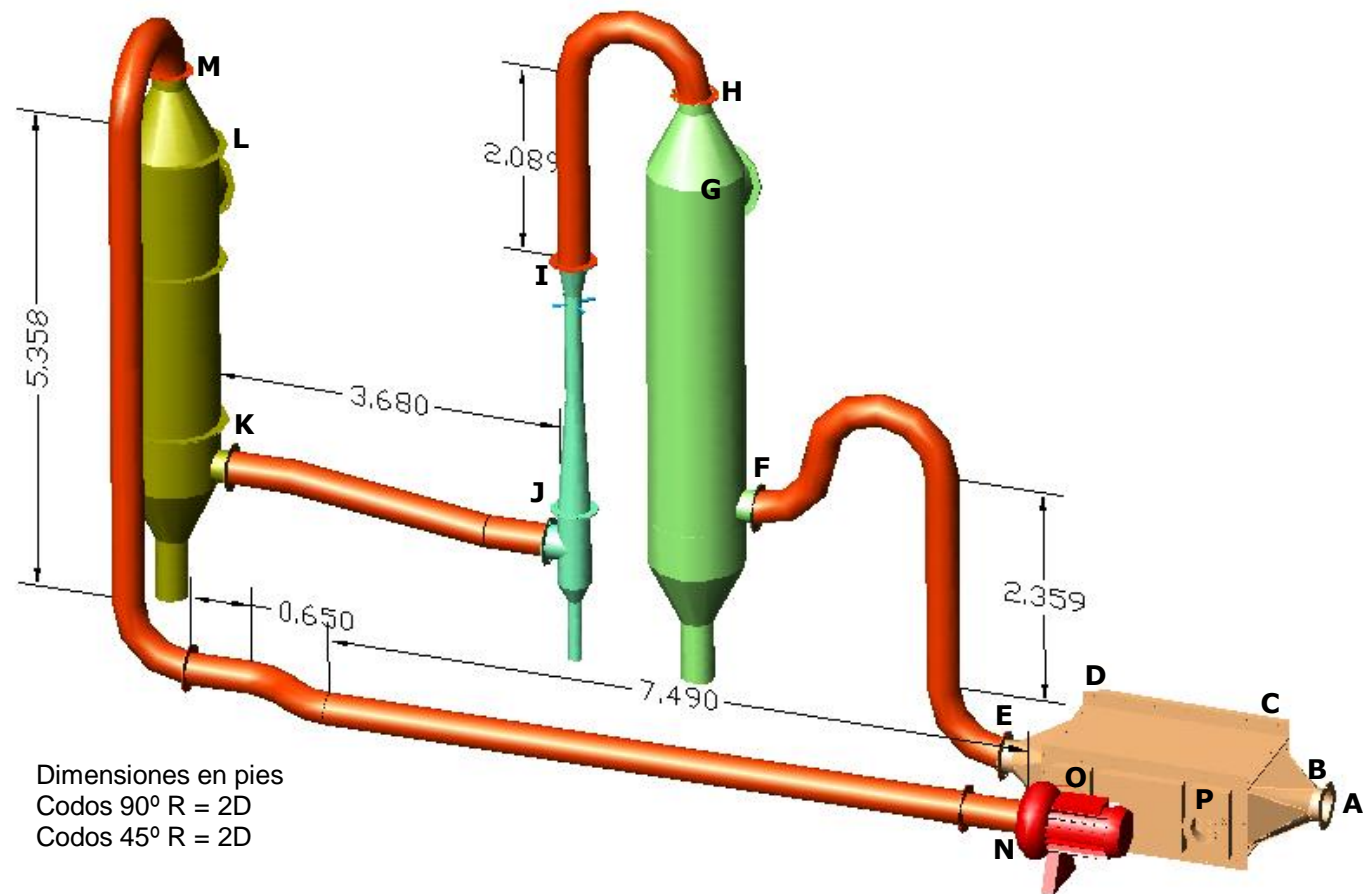


Figura 6.1 Disposición del ducto en el sistema

aunque la velocidad resultará superior en algunos tramos, vamos a fijar el diámetro del ducto en 100 mm (0.328 ft), con lo cual se procede a calcular la presión estática en cada uno de los puntos con la ayuda de la figura 6.1, en la cual se han colocado los componentes del sistema en la posición que ocuparían.

Antes de la entrada de los gases contaminados en el punto A, se debe considerar que éstos provienen desde el interior del incinerador de desechos hospitalarios; por lo que se espera que el flujo gaseoso tenga en ese punto, además de velocidad, presión estática. Para realizar los cálculos, se va a tomar como presión estática $SP = 0$ en el punto A, lo cual consideramos adecuado para evitar influencias del sistema de remoción de contaminantes sobre el proceso de combustión y sobre el flujo gaseoso en el incinerador.

Para considerar la ubicación del sistema respecto al incinerador y a la chimenea se asumen longitudes equivalentes tanto a la entrada como a la salida del sistema de control de emisiones (tramos A-B y P-Q), con el fin de tomar en cuenta las pérdidas que se generarían en los conductos conectores; por ello tomamos $L_{eq} = 4$ ft en cada caso. Adicionalmente se sabe que la chimenea tendrá una longitud de 10 m con 30 cm de diámetro interno (tramo Q-R no mostrado en la figura).

Las principales caídas de presión en los equipos fueron calculadas en capítulos anteriores; los valores fueron obtenidos para condiciones

reales. Para complementar esa información se debe agregar que para la cámara de enfriamiento con agua se asume una caída de presión de 1 in H₂O, que está dentro del rango típico (0.5 – 3 in H₂O) para cámaras tipo spray utilizadas como lavadores de gases[16].

El método a utilizarse para calcular la caída de presión total a través del sistema, es el denominado método de pies equivalentes descrito en la sección 6 del Manual de Ventilación Industrial en la edición citada [9]; los diagramas y tablas utilizados se anexan en el apéndice I.

Junto a los diagramas y tablas del apéndice I, aparecen las fórmulas utilizadas en los cálculos de presión estática a través del sistema, tanto para expansiones como para contracciones; por eso en esta parte solo se debe mencionar que la presión de velocidad VP en in H₂O a condiciones estándar se calcula por medio de

$$VP = \left(\frac{V}{4005} \right)^2 \quad (6.1)$$

en la cual V debe ser expresada en pies / minuto.

En base a lo expuesto hasta este punto, se procede a hacer los cálculos correspondientes, los cuales se presentan a continuación en la tabla 31. La variación de SP, VP y TP se muestra gráficamente en el apéndice J.

TABLA 31 CÁLCULO DE CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DEL SISTEMA

Tramo	Flujo n	Temp. T	Caudal G	Diám. D	Velocidad V	Longitud				Pérdidas		Factor densidad	ASP	VP	SP
						L	Accesorios o descripción	Leq	Ltot	Por 100 ft	Total				
										ft	ft				
moles/h	°F	cfm	in	fpm	ft					d	in H ₂ O	in H ₂ O	in H ₂ O		
A	13187.2	1112	556.05	3.94	6577.46	-	ingreso	-	0	-	-	0.326	0	0.879	0.000
AB	13187.2	1112	556.05	3.94	6577.46	-	conexión entrada*	4	4	18.88	0.755	0.326	0.246	0.879	0.246
BC	13187.2	1112	556.05	11.30	798.42	-	expansión	-	0	-	-	0.326	-0.121	0.013	0.125
CD	13187.2	854.6	464.97	11.30	667.64	-	Intercambiador	-	0	-	-	0.395	1.073	0.011	1.198
DE	13187.2	597.02	373.82	3.94	4421.89	-	contracción	-	0	-	-	0.49	0.663	0.597	1.860
EF	13187.2	597.02	373.82	3.94	4421.89	2.36	4 codos 90° R/D=2	16	18.4	8.5	1.561	0.49	0.765	0.597	2.625
FG	14234.2	376.01	319.09	12.01	405.80	-	Cámara enfriamiento	-	0	-	-	0.63	1.000	0.006	3.625
GH	15281.1	155	251.93	3.94	2980.06	-	contracción	-	0	-	-	0.79	0.461	0.437	4.086
HI	15281.1	155	251.93	3.94	2980.06	2.09	2 codos 90° R/D=2	8	10.1	3.5	0.353	0.79	0.279	0.437	4.365
IJ	15281.1	155	251.93	1.97	11926.28	-	Lavador Venturi	-	0	-	-	0.79	6.886	7.005	11.251
JK	15281.1	155	251.93	3.94	2980.06	3.68	Te a 90°(ΔSP=1xVP)	-	3.68	3.5	0.129	0.79	0.539	0.437	11.790
KL	15281.1	148.5	249.27	12.01	317.01	-	Torre de absorción	-	0	-	-	0.8	0.802	0.005	12.592
LM	15281.1	142	246.60	3.94	2917.00	-	contracción	-	0	-	-	0.81	0.720	0.430	13.312
MN	15281.1	142	246.60	3.94	2917.00	13.5	codos: 3@90° 2@45°	16	29.5	3.4	1.003	0.81	0.812	0.430	14.124
NO	15281.1	142	246.60	-	-	-	Ventilador	-	-	-	-	-	-	-	-
OP	15281.1	365.5	10.57	0.67	4265.94	-	Intercambiador	-	0	-	-	0.585	12.491	0.664	12.491
PQ	15281.1	588.9	429.86	3.94	5084.72	-	conexión salida*	4	4	10	0.4	0.455	0.182	0.733	12.673
QR	15281.1	588.9	429.86	11.81	565.06	32.8	Chimenea	-	32.8	0.044	0.014	0.455	0.007	0.009	12.680

*Se asumió longitudes equivalentes para considerar la conexión del sistema a través de ductos

SP es negativa antes del ventilador y positiva después del mismo, VP siempre es positiva

Las condiciones de temperatura y humedad que se asumieron en el diseño del intercambiador de calor (con ayuda de la carta psicrométrica) son compatibles con aquellas de la torre de absorción, por lo tanto no es necesario corregir tales valores.

También, hay que señalar que para la expansión y contracción a la entrada y salida del intercambiador de calor, se consideró un ángulo de 30° para ambos extremos y se calculó la relación entre el diámetro del ducto redondo y el diámetro hidráulico de la sección rectangular resultando 2.86, por eso se tomó en este caso el valor de regancia R igual a 0.14 para la expansión, y el factor de pérdida L igual a 0.13 para la contracción.

Las contracciones en los tramos GH y LM son exactamente iguales, ambas con un ángulo de convergencia de 12.37° , con lo cual resulta un factor de pérdida L igual a 0.695.

Por último se debe indicar que los valores de SP para ductos son arrojados directamente por el diagrama del apéndice I para aire a condiciones estándar; cualquier valor obtenido por los diagramas y tablas será para condiciones estándar, por lo que se corrigen a condiciones reales por un factor de densidad d . Éste último en el caso de operaciones con aire húmedo, se toma de la carta psicrométrica de alta temperatura que aparece en el apéndice E; las caídas de presión para cada uno de los equipos del sistema fueron

calculadas a condiciones reales, por eso no se corrigen por el factor de densidad.

Con las presiones estáticas a la entrada y salida del ventilador, y con la presión de velocidad a la entrada de éste, se calcula la presión estática del ventilador por medio de la ecuación:

$$AFSP = SP_o - SP_i - VP_i \quad (6.2)$$

Donde AFSP es la presión estática real del ventilador, y los subíndices i y o se refieren a las condiciones a la entrada y salida del ventilador; a la entrada la presión estática es negativa y a la salida es positiva. De tal manera que haciendo los cálculos resulta:

$$AFSP = 12.680 - (-14.124) - 0.430$$

$$AFSP = 26.37 \text{ in H}_2\text{O}$$

Este valor se corrige a condiciones estándar por el factor de densidad en el punto de ingreso, o sea $d = 0.81$, con lo que la presión estática equivalente del ventilador EFSP resulta 32.56 in H₂O (827.03 mmH₂O). Con este último valor y con el caudal real que manejará el ventilador, o sea 246.60 cfm (418.9 m³/h), se procede a seleccionar el ventilador más adecuado.

Para este tipo de aplicación se requiere un ventilador centrífugo de alta presión; por eso a partir del catálogo general del fabricante de

ventiladores Casals, seleccionamos el modelo AA/66/T2/4. En el apéndice K se muestran las características de éste ventilador, incluyendo su curva de operación en la cual se ha marcado los valores de presión estática y caudal que se determinaron en esta sección, y que por lo tanto condujeron a la selección del ventilador.

6.2 Sistema del flujo líquido

Para la recepción y distribución del líquido se han establecido dos tanques independientes de la manera siguiente:

Cámara de enfriamiento y lavador Venturi: *Tanque de recirculación A*

Torre de absorción: *Tanque de recirculación B*

Tanque A

Documentación de la EPA sugiere que el lavador de partículas puede operar hasta con un 20% de concentración de sólidos en masa. Aún si entre la cámara de enfriamiento y el lavador Venturi se removiera la totalidad de la carga de partículas de la corriente gaseosa ($\eta=1$), el volumen requerido del tanque para que alcance un 20% de concentración de sólidos en un tiempo t sería:

$$V_0 = \frac{\eta \cdot m_{MP} \cdot t}{0.2 \cdot \rho_{H_2O}}$$

Se sabe que la carga de material particulado es 0.0472 kg/h, y que a 61 °C la densidad del agua es 982.8 kg/m³, entonces si el incinerador

opera durante 1 mes (8h/d – 30d), el tiempo en el cual se producirá la acumulación de sólidos será $t = 240$ h. Por lo tanto el volumen mínimo que debe tener el tanque será:

$$V_0 = \frac{1 \cdot 0.0472 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 240 \text{ h}}{0.2 \cdot 982.8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0.057 \text{ m}^3$$

Por lo tanto las dimensiones finales del tanque A se establecen arbitrariamente de la manera siguiente:

Longitud: 100 cm

Diámetro: 40 cm

Altura de llenado: 30 cm

Con tales dimensiones se obtiene un volumen aproximado de 0.094 m^3 , el cual es superior al mínimo requerido; adicionalmente se establece que el tanque debería ser vaciado totalmente por lo menos una vez al mes.

Al tanque A se acoplan, la cámara de enfriamiento, el receptor del líquido del lavador Venturi, las conexiones del agua de reposición, de la succión de la bomba, y de la tubería de drenaje del tanque; el agua se repone continuamente por medio de una válvula de flotador.

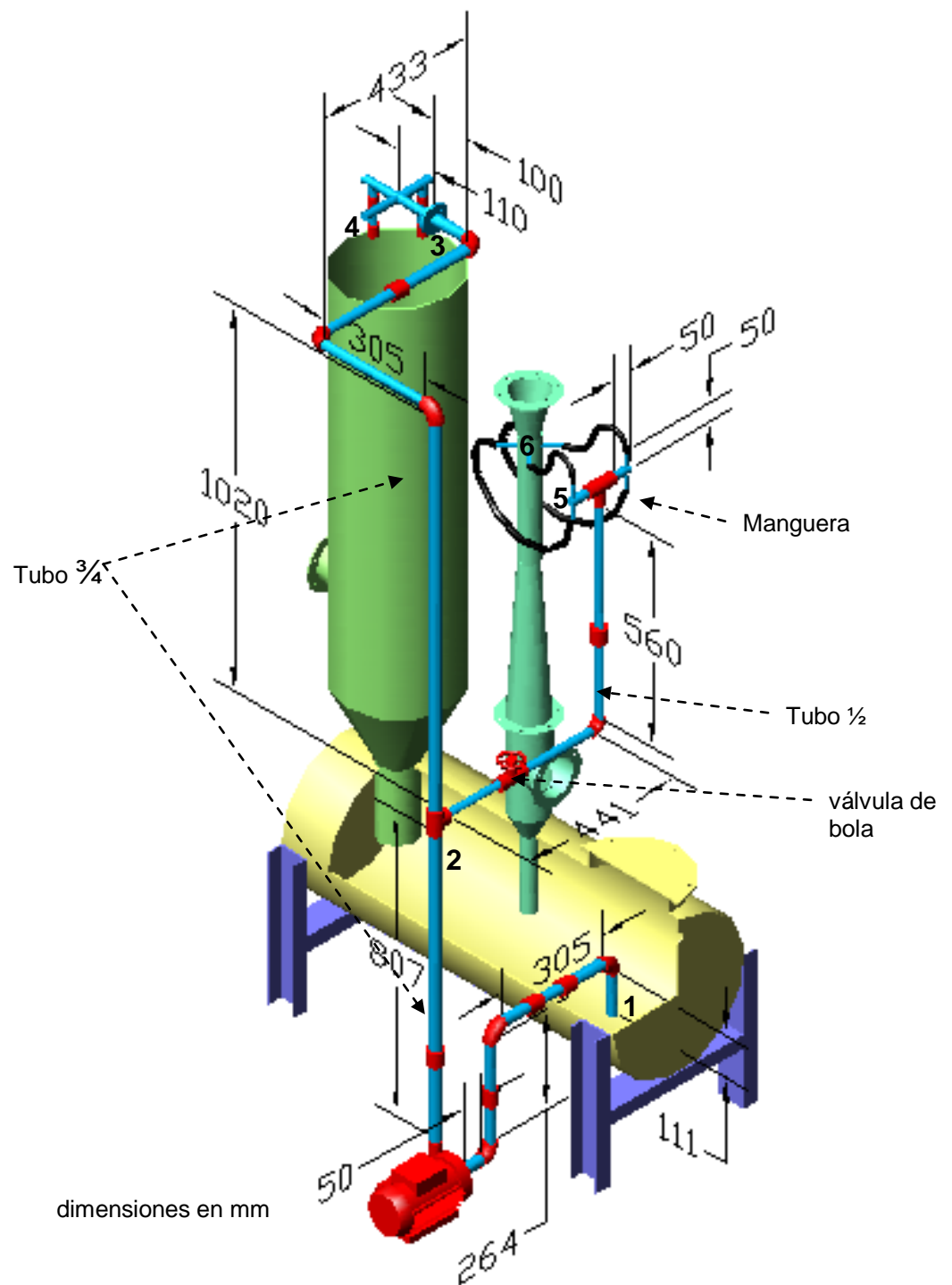


Figura 6.2 Disposición de tubería en el tanque A

En la sección planos se presenta las dimensiones de éste tanque, así como también la ubicación de los elementos descritos respecto al tanque, para el cual se utilizará plancha de acero inoxidable de 4 mm; en esta parte se determinará las características de la bomba que manejará el líquido almacenado en el tanque A, para lo cual nos valemos de la figura 6.2.

Tanto en la cámara de enfriamiento como en la torre de absorción se utilizarán boquillas aspersoras del líquido, con la finalidad de obtener una buena distribución del flujo; en el caso de la cámara de enfriamiento, es adecuado obtener diámetros pequeños de las gotas de agua; esto depende de la presión en el interior del tubo, por lo que a mayor presión se obtienen diámetros menores. Entonces, en la cámara de contacto directo con agua se rociará el líquido ($1.892 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ ó 30 gpm) a través de 4 toberas de flujo en cono sólido espiral (ver catálogo del apéndice L) modelo 3/8 SFC 120 164 SS; si la presión en el interior del tubo es la que señala el catálogo, y la presión a la cual descarga la boquilla es la atmosférica, entonces la caída de presión es la misma que indica el catálogo, y por lo tanto, un flujo de 7.5 gpm ($4.731 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$), equivale a una caída de presión de 7.94 psi (54752.48 Pa), la cual consideramos aceptable en el sistema. Si bien es cierto, la atomización no será fina, también es cierto que se obtendrá un buen patrón de distribución del flujo, pues

se utilizan cuatro boquillas bien distribuidas en el área transversal de la cámara.

Por otro lado, para el lavador Venturi se requiere solamente un flujo de 1.92 gpm, por lo cual se toma dicho flujo de la misma tubería que se dirige a la cámara de enfriamiento; esto implica que se debe regular el flujo, razón por la cual se utilizará una válvula de bola, que es una de las que proveen una mayor caída de presión, aunque deberá operar a una fracción muy pequeña de su apertura total. Mas adelante se determina un valor de $K_{\text{válvula}}$ para ésta; cabe señalar que éste no representa pérdidas para el sistema de bombeo, pues la válvula actúa como medio de desviación del flujo hacia otra tubería.

Las propiedades del agua a 61°C (el agua se mantendría a la temperatura de saturación) son $\rho = 982.8 \text{ kg/m}^3$, $\mu = 4.63 \times 10^{-4} \text{ kg/m-s}$. Se utiliza tubería de acero galvanizado cédula 40 de $\frac{3}{4}$ " para los tramos 1-2 y 2-3, y tubería de acero inoxidable cédula 10 de $\frac{1}{2}$ " para el tramo 3-4, mientras que para el tramo 2-5 se utiliza tubería de acero galvanizado cédula 40 de $\frac{1}{2}$ " y para el tramo restante 5-6 se utiliza tubo cédula 40 de $\frac{1}{4}$ " y 40 cm de manguera para alta presión de $\frac{3}{8}$ " de diámetro interno; la tubería de acero inoxidable se asume lisa, mientras que la de acero galvanizado y la manguera con una rugosidad de $\epsilon = 0.15 \text{ mm}$.

La presión en el punto 1, viene dada por:

$$P_1 = \rho \cdot g \cdot h = 982.8 \cdot 9.8 \cdot (0.111 + 0.100) = 2032.23 \text{ Pa}$$

Las pérdidas por fricción y por accesorios en las tuberías se pueden expresar por el término:

$$\left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K \right)$$

donde l es la longitud del tramo en cuestión, D es su diámetro interno, f es el factor de fricción que se toma del diagrama de Moody (apéndice M) y $K_{\text{accesorio}}$ es el factor de pérdida típico para cada accesorio (apéndice M). De esta manera, resulta adecuado expresar las pérdidas para cada tramo de la manera siguiente:

Tramo 1-2:

$$G_{12} = G, D_{12} = 0.02093 \text{ m}$$

$$l = 0.111 + 0.305 + 0.264 + 0.05 + 0.807 = 1.537 \text{ m}$$

$$\Sigma K = K_{\text{válvula pie con rejilla}} + K_{\text{codo}} + K_{\text{unión}} + K_{\text{unión}} + K_{\text{codo}} + K_{\text{unión}} + K_{\text{codo}} + K_{\text{unión}}$$

$$\Sigma K = 5.6 + 0.75 + 0.04 + 0.04 + 0.75 + 0.04 + 0.75 + 0.04$$

$$\Sigma K = 8.01$$

$$\left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K \right)_{12} = \left(f \cdot \frac{1.537}{0.02093} + 8.01 \right)_{12} = (73.43 \cdot f + 8.01)_{12}$$

Tramo 2-3:

$$G_{23} = ?, D_{23} = 0.02093 \text{ m}$$

$$l = 1.020 + 0.305 + 0.433 + 0.100 = 1.858 \text{ m}$$

$$\Sigma K = K_{\text{te flujo directo}} + K_{\text{codo}} + K_{\text{codo}} + K_{\text{unión}} + K_{\text{codo}}$$

$$\Sigma K = 0.4 + 0.75 + 0.75 + 0.04 + 0.75$$

$$\Sigma K = 2.69$$

$$\left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K \right)_{23} = \left(f \cdot \frac{1.858}{0.02093} + 2.69 \right)_{23} = (88.77 \cdot f + 2.69)_{23}$$

Tramo 3-4:

$$G_{34} = G_{23}/4, D_{34} = 0.01712 \text{ m}$$

$$l = 0.110 + 0.110 = 0.220 \text{ m}$$

Para considerar las pérdidas por cambio de dirección en el distribuidor de líquido, se asume que cada desviación es una te, en este caso, el líquido se desvía hacia las boquillas atomizadoras y hacia los ramales laterales 3 veces.

$$\Sigma K = K_{\text{contracción } A3/A2 \approx 0.7} + K_{\text{te flujo directo}} + K_{\text{te flujo cruzado}} + K_{\text{te flujo cruzado}}$$

$$\Sigma K = 0.10 + 0.4 + 1.5 + 1.5$$

$$\Sigma K = 3.5$$

$$\left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K \right)_{34} = \left(f \cdot \frac{0.220}{0.01712} + 3.5 \right)_{34} = (12.85 \cdot f + 3.5)_{34}$$

Tramo 2-5:

$$G_{25} = ?, D_{25} = 0.0158 \text{ m}$$

$$l = 0.441 + 0.560 + 0.05 = 1.051 \text{ m}$$

En este tramo para simplificar el problema, se asume que el caudal se mantiene igual hasta el punto 5, el error introducido es pequeño por cuanto el tramo en cuestión es apenas de 5 cm. Además se debe colocar una válvula capaz de proveer una alta caída de presión, pues de otro modo se tendrá un flujo excesivo en el lavador Venturi; cálculos preliminares mostraron que el coeficiente de pérdida requerido para equilibrar el flujo es $K = 765$, por eso:

$$\Sigma K = K_{\text{te flujo ramificado}} + K_{\text{válvula}} + K_{\text{codo}} + K_{\text{unión}} \\ + K_{\text{te flujo ramificado}}$$

$$\Sigma K = 1.5 + 765 + 0.75 + 0.04 + 1.5$$

$$\Sigma K = 768.79$$

$$\left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K \right)_{25} = \left(f \cdot \frac{1.051}{0.0158} + 1413.79 \right)_{25} = (66.45 \cdot f + 768.79)_{25}$$

Tramo 5-6:

$$G_{56} = G_{25}/4, D_{56} = 0.00952 \text{ m (manguera } 3/8\text{'')})$$

$$l = 0.05 + 0.4 + 0.05 = 0.5 \text{ m}$$

Una vez mas para simplificar el problema, se considera a la manguera y a los tubos conectores como si se tratara de un solo tubo con el diámetro de la manguera (3/8").

$$\Sigma K = K_{\text{te flujo ramificado}} + K_{\text{descarga en reservorio}}$$

$$\Sigma K = 1.5 + 1$$

$$\Sigma K = 2.5$$

$$\left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K\right)_{56} = \left(f \cdot \frac{0.500}{0.00952} + 2.5\right)_{56} = (55.52 \cdot f + 2.91)_{56}$$

Se conoce que el flujo total hacia la cámara de enfriamiento con agua y hacia el lavador Venturi es 31.92 gpm (2.013×10^{-3} m³/s); el flujo hacia los ramales 2-3 y 2-5 dependerá de la resistencia que ofrece cada uno (por eso se requiere agregar una mayor resistencia en el ramal 2-5).

Para determinar la cantidad de ingreso del flujo a cada ramal, nos basamos en la siguiente condición (de tuberías en paralelo):

$$\Delta P_{24} + \Delta P_{\text{boquilla rociadora}} = \Delta P_{26}$$

o sea:

$$\begin{aligned} \left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K\right)_{23} \cdot \frac{8 \cdot \rho G_{23}^2}{\pi^2 \cdot D_{23}^4} + \left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K\right)_{34} \cdot \frac{8 \cdot \rho G_{34}^2}{\pi^2 \cdot D_{34}^4} + \Delta P_{\text{boquilla rociadora}} \\ = \left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K\right)_{25} \cdot \frac{8 \cdot \rho G_{25}^2}{\pi^2 \cdot D_{25}^4} + \left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K\right)_{56} \cdot \frac{8 \cdot \rho G_{56}^2}{\pi^2 \cdot D_{56}^4} \end{aligned}$$

La condición de igual caída de presión entre los tramos “2-4-atomizador” y “2-5”, se obtiene con $G_{23} = 1.892 \times 10^{-3}$ m³/s (30 gpm) que es el flujo requerido en la cámara de enfriamiento, con lo cual se tienen todos los datos para hallar las cantidades que dejamos expresadas en función de f, y por consiguiente las cantidades ΔP_{24} y ΔP_{26} .

TABLA 32 PÉRDIDAS EN RAMALES DEL SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN DEL TANQUE A

$G_{23} = 1.89E-03 \text{ m}^3/\text{s}$	$G_{25} = 1.22E-04 \text{ m}^3/\text{s}$
$G_{34} = 4.73E-04 \text{ m}^3/\text{s}$	$G_{56} = 3.05E-05 \text{ m}^3/\text{s}$
$D_{23} = 0.02093 \text{ m}$	$D_{25} = 0.0158 \text{ m}$
$\epsilon/D = 0.00717$	$\epsilon/D = 0.0095$
$D_{34} = 0.01712 \text{ m}$	$D_{56} = 0.00952 \text{ m}$
$\epsilon/D = \text{lisa}$	$\epsilon/D = 0.0158$
$Re_{23} = 2.60E+05$	$Re_{25} = 2.22E+04$
$Re_{34} = 7.95E+04$	$Re_{56} = 9.20E+03$
$f_{23} = 0.034$	$f_{25} = 0.042$
$f_{34} = 0.019$	$f_{56} = 0.05$
$\Delta P_{24} = 9.23E+04 \text{ Pa}$	$\Delta P_{26} = 1.47E+05 \text{ Pa}$
$\Delta P_{\text{boquilla}} = 54752.48 \text{ Pa}$	
$\Delta P_{24} + \Delta P_{\text{boq}} = 1.47E+05 \text{ Pa}$	

En la tabla 32 se muestran los flujos para cada tramo, el número de Reynolds resultante y el factor de fricción f calculado para el diámetro de tubo, con los cuales haciendo la sustitución en la última ecuación se hallan las caídas de presión para cada ramal. Como se puede ver, el coeficiente de pérdida $K_{\text{válvula}} = 765$ provee el equilibrio deseado para mantener un flujo de 30 gpm a la cámara de enfriamiento y 1.92 gpm al lavador Venturi.

La ecuación de la energía entre los puntos 1 y 4 del sistema es:

$$P_1 + \frac{8 \cdot \rho G_{12}^2}{\pi^2 \cdot D_{12}^4} + \rho \cdot g \cdot z_1 + H = P_4 + \frac{8 \cdot \rho G_{34}^2}{\pi^2 \cdot D_{34}^4} + \rho \cdot g \cdot z_4 + \left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K \right)_{12} \frac{8 \cdot \rho G_{12}^2}{\pi^2 \cdot D_{12}^4} + \left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K \right)_{23} \frac{8 \cdot \rho G_{23}^2}{\pi^2 \cdot D_{23}^4} + \left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K \right)_{34} \frac{8 \cdot \rho G_{34}^2}{\pi^2 \cdot D_{34}^4} + \Delta P_{\text{atomizador}}$$

donde los tres últimos términos equivalen $\Delta P_{24} + \Delta P_{\text{atomizador}}$, o sea 1.47×10^5 Pa; aunque este valor depende del flujo en el tramo 1-2, vamos a asumir que se mantiene constante (lo cual es válido en las cercanías del punto de operación deseado); a su vez se asumirá que el flujo se subdivide en las ramificaciones de tal manera que $G_{23} = 0.939 \cdot G_{12}$ (el 93.9% va a la cámara de enfriamiento), y que por lo tanto $G_{34} = G_{23}/4 = 0.234 \cdot G_{12}$. Sustituyendo las cantidades resulta:

$$2032.23 + \frac{8 \cdot 982.8 (G_{12})^2}{\pi^2 \cdot 0.02093^4} + 0 + H = 0 + \frac{8 \cdot 982.8 (0.234 \cdot G_{12})^2}{\pi^2 \cdot 0.01712^4} + 982.8 \cdot 9.8 \cdot 1.674 + (3.43 \cdot f + 8.01)_{12} \cdot \frac{8 \cdot 982.8 G_{12}^2}{\pi^2 \cdot 0.02093^4} + 1.47 \times 10^5$$

$$H = 1.61 \times 10^5 - 3.643 \times 10^9 \cdot G^2 + (73.43 \cdot f + 8.01)_{12} \cdot 4.151 \times 10^9 \cdot G^2$$

ésta última es la curva de operación del sistema, para la cual se puede hallar los puntos H vs G que la definen, tal como se muestra en la tabla 33.

TABLA 33 PUNTOS DE OPERACIÓN PARA EL SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN DEL TANQUE A

G gpm	G m ³ /s	Re ₁₂	f ₁₂	H Pa	H m
28	1.77E-03	2.28E+05	0.034	2.86E+05	29.67
29	1.83E-03	2.36E+05	0.034	2.95E+05	30.61
30	1.89E-03	2.44E+05	0.034	3.04E+05	31.58
31	1.96E-03	2.53E+05	0.034	3.14E+05	32.59
31.92	2.01E-03	2.60E+05	0.034	3.23E+05	33.55
32	2.02E-03	2.61E+05	0.034	3.24E+05	33.63

Con los datos obtenidos procedemos a seleccionar la bomba más adecuada, por lo cual, utilizando el catálogo de Goulds Pumps seleccionamos la bomba modelo 1ST1G1A4 cuya curva característica de operación aparece en el apéndice N; adicionalmente se señala el punto al que debe operar la bomba según los valores calculados.

El consumo de energía real de la bomba, a una eficiencia de 52% es:

$$Pot = \frac{G \cdot H}{\eta} = 2.01 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \cdot 3.18 \times 10^5 \text{ Pa} / 0.52$$

$$Pot = 1231.02 \text{ W}$$

Tanque B

El líquido utilizado en la torre de absorción, se hace recircular desde un tanque diferente al utilizado para la cámara de enfriamiento y el lavador de partículas. Debido a que se requiere agregar constantemente la solución acuosa de hidróxido de sodio, el volumen en el tanque aumentará, por lo que debe eliminarse parte del líquido utilizado. Por tal razón, se ha subdividido el tanque B de manera que se pueda minimizar la pérdida del reactivo; esto se logrará colocando una pared interna en el tanque desde el fondo hasta una altura equivalente a 3 veces el radio del tanque, resultando así una región aislada en la cual se agregará el reactivo químico al agua que fluye hacia esa región, mientras que el líquido eliminado del tanque va a provenir de la zona restante.

La reacción del hidróxido de sodio con los gases disueltos formará sales, las cuales a diferencia de las originadas con otros agentes químicos, como el carbonato de calcio por ejemplo, no tienden a precipitarse con rapidez, sino más bien a permanecer disueltas en estado acuoso; esto sumado al hecho de que se estará eliminando constantemente el agua junto con parte de las sales disueltas, mientras que se introduce agua limpia al sistema, determina que no se requiera un tanque de gran capacidad, por lo cual sus dimensiones las fijamos arbitrariamente como:

Longitud de la zona desde la que se elimina el líquido: 64.6 cm

Longitud de la zona en la que se introduce el reactivo: 40 cm

Longitud total: 105 cm

Diámetro: 40 cm

Altura de la pared divisora interna: 30 cm

Altura de llenado del tanque: 31 cm

Características adicionales del tanque B, se encuentran en la sección planos (planos 20, 21 y 22).

Una vez establecidas las dimensiones del tanque, procedemos a calcular las pérdidas en la red de tuberías para lo cual es muy útil la siguiente figura:

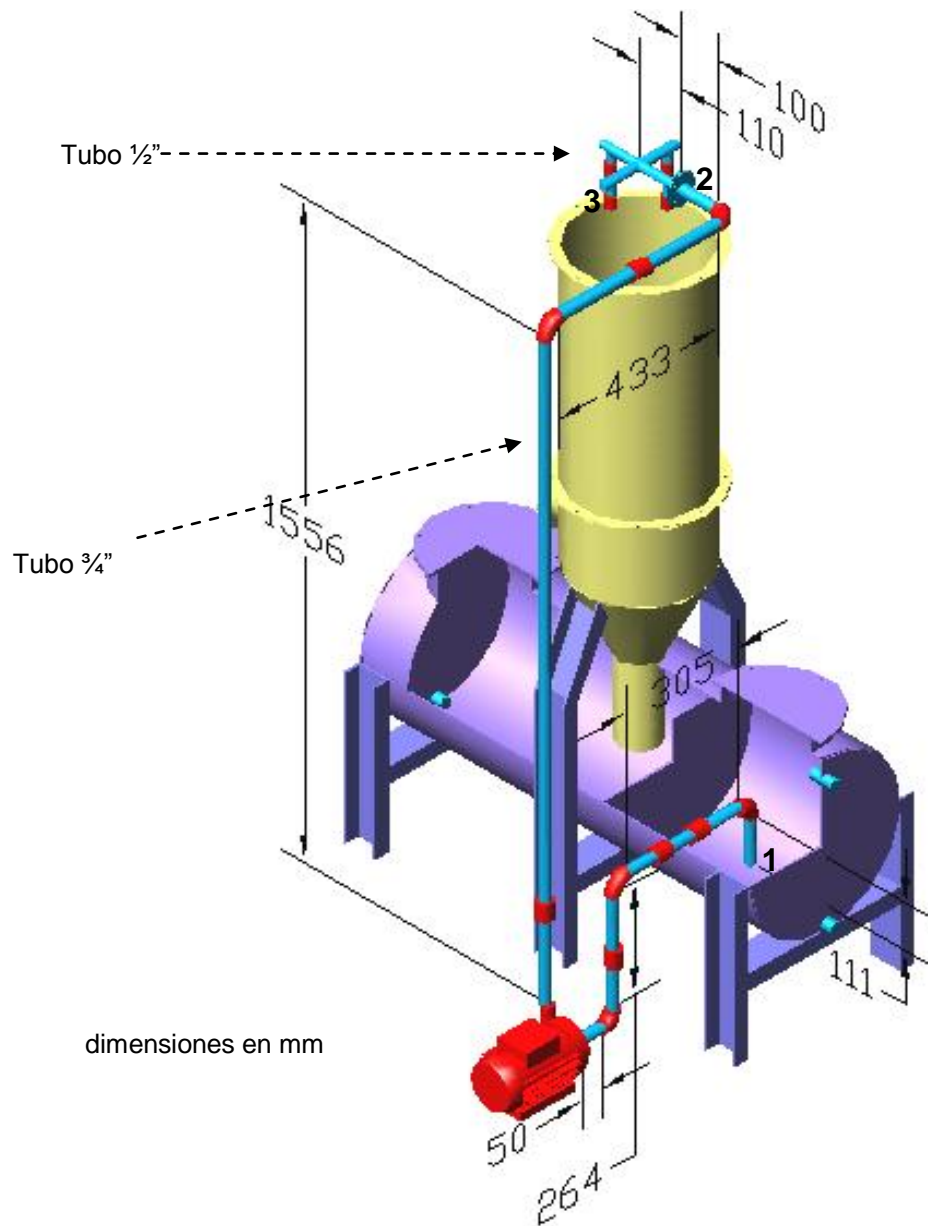


Figura 6.3 Disposición de tubería en el tanque B

En la torre de absorción se rociará el líquido ($4.575 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$) sobre el material de relleno, a través de 4 toberas de flujo en cono sólido tipo 3/8 FCS 90 340 SS; donde para cada una de ellas, un flujo de

1.81 gpm ($1.143 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$), equivale a una caída de presión de 9.39 psi (64768.93 Pa), según la extrapolación en el catálogo del apéndice L.

Las propiedades del agua a 61°C son $\rho = 982.8 \text{ kg/m}^3$, $\mu = 4.63 \times 10^{-4} \text{ kg/m-s}$. Se utiliza tubería de acero galvanizado cédula 40 de $\frac{3}{4}$ " para el tramo 1-2 y tubería de acero inoxidable cédula 10 de $\frac{1}{2}$ " para el tramo 2-3; la tubería de acero inoxidable se asume lisa y la de acero galvanizado con una rugosidad de $\epsilon = 0.15 \text{ mm}$ ($\epsilon/D = 0.007$). El diámetro interno en el tramo 1-2 es $D_{12} = 0.02093 \text{ m}$ y en el tramo 2-3 es $D_{23} = 0.01712 \text{ m}$.

La presión en el punto 1, viene dada por:

$$P_1 = \rho \cdot g \cdot h = 982.8 \cdot 9.8 \cdot (0.111 + 0.110) = 2128.54 \text{ Pa}$$

Entonces, para el tramo 1-2 se tiene:

$$G_{12} = G, D_{12} = 0.02093 \text{ m}$$

$$l = 0.111 + 0.305 + 0.264 + 0.05 + 1.556 + 0.433 + 0.100 = 2.819 \text{ m}$$

$$\Sigma K = K_{\text{válvula cheque vertical con rejilla}} + K_{\text{codo}} + K_{\text{unión}} + K_{\text{unión}} + K_{\text{codo}} + K_{\text{unión}} +$$

$$K_{\text{codo}} + K_{\text{unión}} + K_{\text{codo}} + K_{\text{unión}} + K_{\text{codo}}$$

$$\Sigma K = 7.5 + 0.75 + 0.04 + 0.04 + 0.75 + 0.04 + 0.75 + 0.04 + 0.75 + 0.04 + 0.75$$

$$\Sigma K = 11.45$$

$$\left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K \right)_{12} = \left(f \cdot \frac{2.819}{0.02093} + 11.45 \right)_{12} = (134.68 \cdot f + 11.45)_{12}$$

Para el tramo 2-3 se tiene:

$$G_{23} = G/4, \quad D_{23} = 0.01712 \text{ m}$$

$$l = 0.110 + 0.110 = 0.220 \text{ m}$$

$$\Sigma K = K_{\text{contracción } A3/A2 \approx 0.7} + K_{\text{te flujo cruzado}} + K_{\text{te flujo cruzado}}$$

$$\Sigma K = 0.10 + 1.5 + 1.5$$

$$\Sigma K = 3.1$$

$$\left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K \right)_{23} = \left(f \cdot \frac{0.220}{0.01712} + 592.1 \right)_{23} = (12.85 \cdot f + 3.1)_{23}$$

La ecuación de la energía entre los puntos 1 y 3 del sistema es:

$$P_1 + \frac{8 \cdot \rho \cdot G_{12}^2}{\pi^2 \cdot D_{12}^4} + \rho \cdot g \cdot z_1 + H = P_2 + \frac{8 \cdot \rho \cdot G_{23}^2}{\pi^2 \cdot D_{23}^4} + \rho \cdot g \cdot z_3 + \left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K \right)_{12} \frac{8 \cdot \rho \cdot G_{12}^2}{\pi^2 \cdot D_{12}^4} + \left(f \cdot \frac{l}{D} + \Sigma K \right)_{23} \frac{8 \cdot \rho \cdot G_{23}^2}{\pi^2 \cdot D_{23}^4} + \Delta P_{\text{boquilla a persora}}$$

sustituyendo los valores encontrados se tiene:

$$2128.54 + \frac{8 \cdot 982.8 \cdot G^2}{\pi^2 \cdot 0.02093^4} + 982.8 \cdot 9.80 + H = 0 + \frac{8 \cdot 982.8 \cdot (G/4)^2}{\pi^2 \cdot 0.01712^4} + 982.8 \cdot 9.81 \cdot 4.03 + \left(34.68 \cdot f + 11.45 \right)_{12} \frac{8 \cdot 982.8 \cdot G^2}{\pi^2 \cdot 0.02093^4} + \left(12.85 \cdot f + 3.1 \right)_{23} \frac{8 \cdot 982.8 \cdot (G/4)^2}{\pi^2 \cdot 0.01712^4} + 64768.93$$

Entonces:

$$H = 76153.30 - 0.579 \times 10^9 \cdot G^2 + (134.68 \cdot f + 11.45)_{12} \cdot 4.151 \times 10^9 \cdot G^2 + (12.85 \cdot f + 3.1)_{23} \cdot 0.579 \times 10^9 \cdot G^2$$

Esta es la ecuación de la curva de operación del sistema, para la cual se hallan los puntos H vs G en la tabla siguiente:

TABLA 34 PUNTOS DE OPERACIÓN PARA EL SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN DEL TANQUE B

G gpm	G m³/s	Re₁₂	f₁₂	Re₂₃	f₂₃	H Pa	H m
7	0.000442	60702.00	0.035	74211.03	0.019	89504.29	9.31
7.25	0.000457	62869.92	0.0345	76861.42	0.019	90416.48	9.41
8	0.000505	69373.71	0.034	84812.60	0.0185	93447.97	9.72
9	0.000568	78045.42	0.0335	95414.18	0.0185	97951.74	10.19

A partir del catálogo mostrado en el apéndice N, se selecciona la bomba modelo 1ST2B1A4, la cual operará a una eficiencia de 42%, entonces, el consumo de energía real de la bomba es:

$$\text{Pot} = \frac{G \cdot H}{\eta} = 4.57 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s} \cdot 90416.48 \text{ Pa} / 0.42$$

$$\text{Pot} = 98.38 \text{ W}$$

Tanque C y suministro de la solución acuosa de NaOH

Para proveer el reactivo químico, hidróxido de sodio, a la solución que se verterá sobre el material de relleno, se utilizará un tanque externo al tanque B, desde el cual fluirá la solución por efecto de la gravedad. Se ha establecido que se empleará un tanque plástico de

PVC, con capacidad de 1200 litros, en el cual se preparará la solución a una molaridad de 0.1 M.

Esto equivale a diluir en 1200 lt de agua, una cantidad de:

$$n = (0.1 \text{ moles/litro}) \cdot 1200 \text{ litros} = 120 \text{ moles, ó}$$

$$m = (39.98 \text{ g/mol}) \cdot 120 \text{ moles} = 4797.6 \text{ g NaOH}$$

$$m = 4.8 \text{ kg de NaOH}$$

Se sabe que el flujo a la torre de absorción es de 7.25 gpm (27.44 lt/min), y que al verter la solución sobre el relleno, debe existir un flujo másico de 1.08 libras de NaOH por hora (0.204 mol NaOH/min).

Entonces la solución que se vierte sobre el relleno de la torre de absorción deberá tener una molaridad calculada en:

$$M = \frac{\frac{\text{moles}}{\text{min}}}{\frac{\text{lt}}{\text{min}}} = \frac{0.204 \frac{\text{mol}}{\text{min}}}{27.44 \frac{\text{lt}}{\text{min}}} = 0.007 \text{ M}$$

Si fluyen 27.44 lt/min de la solución hacia el relleno de la torre de absorción, entonces, también fluyen 27.44 lt/min de agua con sales diluidas hacia la zona de mezcla del tanque B, entonces para mantener una concentración de 0.007 M en esa zona, y por lo tanto en la solución que será vertida en el relleno, debe de ingresar al tanque cierta cantidad de NaOH 0.1 M, tal que se mantenga en 0.007 M. Esa cantidad se calcula de la manera siguiente:

$$0.007 \text{M} = \frac{\frac{\text{moles}}{\text{min}}}{27.44 \frac{\text{lt}}{\text{min}}}, \text{ despejando el término moles/min resulta:}$$

$$\frac{\text{moles}}{\text{min}} = 0.204 \frac{\text{moles de NaOH} \cdot 0.1 \text{M}}{\text{min}}$$

que expresado en términos de flujo volumétrico equivale a:

$$\left(0.1 \frac{\text{mol}}{\text{lt}}\right) \cdot \left(\frac{\text{lt}}{\text{min}}\right) = 0.204 \frac{\text{mol}}{\text{lt}}$$

$$\frac{\text{lt}}{\text{min}} = 2.04 \frac{\text{lt de NaOH} \cdot 0.1 \text{M}}{\text{min}}$$

es decir, que el tanque de 1200 lt, se consumirá en alrededor de 9.8 horas, que es un tiempo ligeramente superior al tiempo establecido de operación (8 h).

Lo último, implica que se debe desechar 979.2 lt de agua por día de operación, pues como ya se indicó debe eliminarse parte del líquido para mantener el nivel en el tanque; el objetivo de la válvula de flotador es impedir que baje el nivel, mientras que el drenaje se realiza para impedir que suba.

En realidad, es muy difícil predecir con exactitud el flujo de NaOH 0.1 M requerido, sin embargo los resultados demuestran que el tanque C tiene un tamaño adecuado; el flujo real que se necesita se deberá determinar con la torre de absorción operando a las condiciones reales, para lo cual se debería regular la apertura de las válvulas,

según se obtenga un pH aproximadamente neutro en la zona de evacuación de agua del tanque B.

Hidróxido de Sodio - Precauciones

La soda cáustica o hidróxido de sodio, es una sustancia altamente corrosiva, y su mal manejo puede provocar lesiones serias en la piel, ojos, y órganos internos si no se toman las debidas precauciones.

A pesar de ello, en aplicaciones al control de gases contaminantes es común encontrar sistemas que utilizan soluciones acuosas de ésta sustancia, pues entre otras cosas, no se requiere de grandes cantidades del reactivo para la neutralización estequiométrica de los gases disueltos. Sin embargo, es muy importante que quien diluya el reactivo en agua para preparar la solución, esté debidamente capacitado e informado sobre los peligros que implica manejar incorrectamente el hidróxido de sodio; entre otras cosas, si se diluye demasiado rápido, se liberará una gran cantidad de calor que podría generar un incendio en materiales combustibles. Antes de manipular la sustancia, se recomienda consultar la ficha internacional de seguridad química del hidróxido de sodio.