

Chapter Title: TÉCNICAS DE CONTROL DE EMISIONES DE MATERIAL PARTICULADO

Book Title: Introducción a la contaminación atmosférica

Book Author(s): Héctor Torquera González

Published by: Ediciones UC

Stable URL: <https://www.jstor.org/stable/j.ctt1bhkqvz.10>

---

JSTOR is a not-for-profit service that helps scholars, researchers, and students discover, use, and build upon a wide range of content in a trusted digital archive. We use information technology and tools to increase productivity and facilitate new forms of scholarship. For more information about JSTOR, please contact [support@jstor.org](mailto:support@jstor.org).

Your use of the JSTOR archive indicates your acceptance of the Terms & Conditions of Use, available at <https://about.jstor.org/terms>



Ediciones UC is collaborating with JSTOR to digitize, preserve and extend access to *Introducción a la contaminación atmosférica*

JSTOR

## Capítulo 7

# Técnicas de control de emisiones de material particulado



# TÉCNICAS DE CONTROL DE EMISIONES DE MATERIAL PARTICULADO

## 7.1 Introducción

En este capítulo detallaremos las distintas herramientas tecnológicas que se pueden usar para contribuir al mejoramiento de la calidad del aire en una determinada zona, sea esta urbana, industrial, rural o remota, a través del control del material particulado.

En primer lugar, consideremos cómo se puede estimar la calidad del aire en una determinada zona. En los capítulos anteriores habíamos mostrado que las concentraciones de cierto contaminante inerte eran proporcionales a la emisión de la fuente y a un factor de dispersión que depende de las condiciones de estabilidad atmosférica, distancia a la fuente, topografía y características locales de la turbulencia y del campo de vientos, pero que es *independiente* de la tasa de emisión. De esta forma podemos escribir en general para un determinado punto o receptor sensible (por ejemplo, una comunidad o un ecosistema) que la concentración viene dada por la expresión

$$\langle C \rangle = \langle C_{BASAL} \rangle + \sum_j F_j Q_j \quad \text{Ecuación 7.1}$$

en donde  $\langle C_{BASAL} \rangle$  es la concentración natural de línea base, la que corresponde a la concentración que se mediría en ausencia de todo tipo de fuentes emisoras, es decir, sin la suma del lado derecho en (7.1). Esta concentración basal sería la línea base o valor mínimo que se podría esperar de las concentraciones del contaminante en la zona bajo estudio.<sup>58</sup>

---

<sup>58</sup> Por ejemplo, en el estudio de impactos en salud en tres países europeos, este valor se asumió para el  $MP_{2.5}$  igual a  $7,5 \mu\text{g}/\text{m}^3$ , de acuerdo a recomendaciones de la OMS, ver Capítulo 2.

En la suma de contribuciones de cada fuente emisora  $j$  se multiplican los factores de dispersión  $F_j$  por las tasas de emisión  $Q_j$  de cada fuente. Este enfoque es general, pero ciertamente los factores que mejor se pueden estimar son los correspondientes a fuentes puntuales (por ejemplo: chimeneas), ya que el enfoque gaussiano nos permite tratar el problema de dispersión en forma completa. En el caso de múltiples fuentes se podría plantear un modelo de caja para los distintos contaminantes, lo cual solo requiere conocer información agregada. Sin embargo, si se presentan problemas, tales como depositación de partículas, formación de contaminantes secundarios (ozono, sulfatos y nitratos), o transporte a largas distancias, la estimación de ese factor es más difícil. En estos casos complejos habría que disponer de un modelo de dispersión más avanzado que los gaussianos vistos en el Capítulo 5.

En base a la ecuación (7.1), y puesto que la meteorología y topografía ya están dadas, entonces la única solución es reducir las emisiones de las distintas fuentes presentes en una zona bajo análisis. De todos los mecanismos de abatimiento de emisiones, el más clásico es el de abatir las emisiones justo antes de que se liberen a la atmósfera. Este enfoque tecnológico de control (denominado *end of pipe* en inglés) es el que presentaremos en este capítulo.

## 7.2 Dinámica de una partícula en suspensión

En primer lugar, consideremos qué es lo que ocurre cuando un flujo de gases contiene partículas en suspensión. Considerando que la gravedad no se puede despreciar en este caso, la ecuación de movimiento de una partícula aislada se puede poner como

$$m\vec{a} = m \frac{d\vec{V}_P}{dt} = -3\pi D_p \mu (\vec{V}_P - \vec{V}_G) + m\vec{g} \quad \text{Ecuación 7.2}$$

En donde  $m$  es la masa de la partícula;  $\vec{V}_P$ , su velocidad;  $D_p$ , su diámetro;  $\mu$  es la viscosidad del aire;  $\vec{V}_G$ , la velocidad del aire;  $\vec{a}$ , la aceleración de la partícula; y  $\vec{g}$ , la aceleración de gravedad. Aquí se ha supuesto que las partículas son suficientemente pequeñas, de modo que la fuerza viscosa viene dada por la ecuación de Stokes (es el primer término en el lado derecho de la ecuación (7.2)). En primer lugar, de la ecuación (7.2) se puede encontrar que se cumple para la velocidad horizontal de la partícula

$$\frac{dV_P}{dt} = -\frac{1}{\tau_P}(V_P - V_G) \quad \tau_P = \frac{\rho_P D_P^2}{18\mu} \quad \text{Ecuación 7.3}$$

En donde  $\tau_P$  es un tiempo de respuesta característico de una partícula con densidad  $\rho_P$ . En general, para valores típicos de densidad de partícula, viscosidad del aire y tamaño de partícula bajo  $10 \mu\text{m}$  ( $\text{PM}_{10}$ ), el valor de  $\tau_P$  es extremadamente pequeño, del orden de  $10^{-11}$  s o menos. Esto significa que en la práctica las partículas se equilibran rápidamente con la velocidad local del gas que las transporta; esto se debe a la naturaleza de las fuerzas viscosas que dominan la dinámica de las partículas pequeñas.

Por otra parte, en la dirección vertical también se establece rápidamente una velocidad terminal de sedimentación gravitacional que se puede evaluar igualando los dos términos del lado derecho de (7.2) cuando esta ecuación se proyecta en la dirección vertical y se iguala la aceleración a cero (caso del régimen de Stokes), resultando una velocidad relativa partícula-gas (denotada por  $V_{P/G}$ ) igual a la velocidad terminal de sedimentación  $V_{TS}$ :

$$V_{P/G} = V_P - V_G = \frac{mg}{3\pi\mu D_P} = \frac{g\rho_P D_P^2}{18\mu} = g\tau_P = V_{TS} \quad \text{Ecuación 7.4}$$

Estos resultados los vamos a aplicar en las siguientes secciones de este capítulo.<sup>59</sup>

### 7.3 Ciclones o separadores inerciales

Estos separadores son aparatos de limpieza de gases que emplean la fuerza centrífuga, generada en un flujo de gas con trayectoria curvilínea, para separar el material particulado de la corriente gaseosa (o líquida) que transporta las partículas. Las aplicaciones comunes de estos equipos se encuentran en el procesamiento, almacenamiento y transporte de sólidos industriales, como en la industria minera, de alimentos, manufacturera, celulosa y papel, etcétera.

La unidad de separación puede consistir en una sola cámara grande, o un gran número de cámaras pequeñas en paralelo o en serie. Las unidades en

<sup>59</sup> En el caso general, la velocidad de sedimentación  $V_{TS}$  se debe calcular usando la ecuación (3.1).

paralelo son capaces de procesar mayores flujos de gas sucio, mientras que las unidades en serie proporcionan mayor eficiencia de captura de partículas. Los dos tipos clásicos de ciclón se diferencian en la forma en que el gas se introduce al sistema, de manera de impartirle un movimiento helicoidal (**Figura 7.1**). En el primer caso se ingresa el gas en forma tangencial al ciclón y se promueve una trayectoria helicoidal descendente por la periferia del ciclón y un retorno (también helicoidal) por la zona central del ciclón; en el segundo, el flujo de aire es vertical descendente a la entrada del equipo y se induce un movimiento helicoidal al colocarse deflectores a la entrada del equipo.

En ambos casos, la fuerza centrífuga hace que las partículas (por tener mayor inercia) se muevan hacia la pared del ciclón, de donde se deslizan hacia el fondo del equipo y quedan en un cono de almacenamiento. El gas limpiado invierte su dirección de flujo y retorna en forma de una espiral ascendente. En la zona del cono, el incremento en la velocidad del gas mantiene las partículas contra la pared. Para evitar que los sólidos retornen en la corriente ascendente, el receptor de sólidos debe poseer un espacio muerto importante y debe ser estanco.

Estos equipos se emplean especialmente para remover partículas de tamaño superior a 10 micrones, intervalo de tamaño donde alcanzan eficiencias de captura superiores al 90%. Los ciclones de alta eficiencia son capaces de remover partículas de hasta 5 micrones de tamaño, pero a un mayor costo de operación (mayor caída de presión); asimismo existen los ciclones de alto volumen, con mayores capacidades de procesamiento, pero donde se sacrifica la eficiencia de captura (por esto se usan solo para una primera etapa de limpieza). La **Figura 7.2** muestra la geometría típica de un ciclón y la **Tabla 7.1** entrega las dimensiones comunes de los distintos diseños utilizados en la industria.

TABLA 7  
Características geométricas de los ciclones

Razón geométrica (longitud/diámetro)	Tipo de ciclón		
	Alta eficiencia	Convencional	Alto volumen
H/D	0,44-0,5	0,5	0,75-0,80
W/D	0,20-0,21	0,25	0,35-0,38
D <sub>c</sub> /D	0,4-0,5	0,5	0,75
S/D	0,5	0,6-0,63	0,85-0,88
L <sub>b</sub> /D	1,4-1,5	1,8-2,0	1,5-1,7
L <sub>c</sub> /D	2,5	2,0	2,0-2,5
D <sub>b</sub> /D	0,37-0,4	0,25-0,40	0,37-0,40

FIGURA 7.1

- a) Ciclón con entrada tangencial de gas (lado izquierdo);
- b) Ciclón con entrada anular de gas (lado derecho)

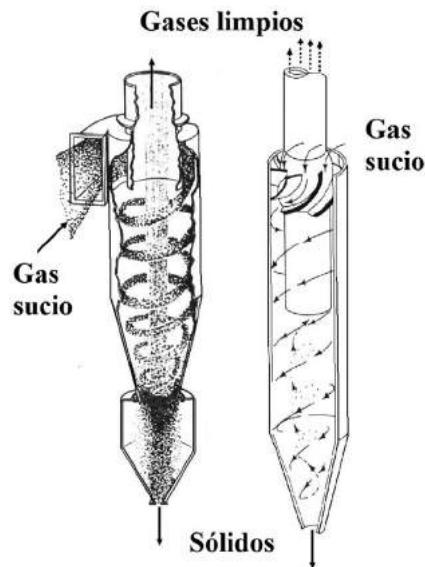
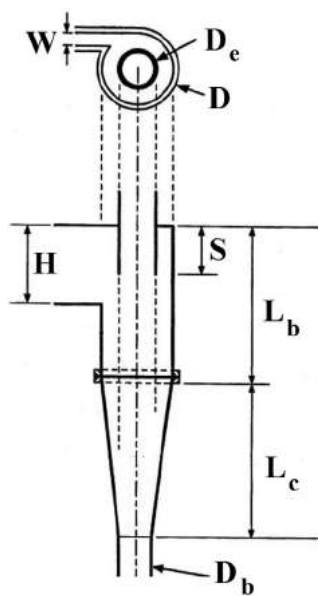


FIGURA 7.2

Geometría típica de un ciclón





### 7.3.1 Análisis de flujo laminar

Una de las variables que interviene en la eficiencia de recolección de partículas es el número de vueltas  $N$  que hace el gas en su paso por el ciclón antes de retornar en forma ascendente. Un modo de estimar este número de vueltas es usar la geometría para aproximar  $N$  mediante:

$$N \approx \frac{L_b + L_c / 2}{H} \quad \text{Ecuación 7.5}$$

Para el análisis de la eficiencia de separación se seguirá el modelo de Lapple (1951). Las hipótesis del modelo son las siguientes:

- Considera el análisis para una partícula de tamaño  $D_p$  fijo.
- Si las partículas ingresan en la posición radial  $r = R_c$  (radio de la pared interna del ciclón), entonces son recolectadas en la pared con un cien por ciento de eficiencia.
- Si las partículas ingresan al ciclón en la posición radial interna  $r = R_i$  del ducto de entrada, entonces *podrían* no ser recolectadas. Para que todas estas partículas sean recolectadas, deben chocar contra la pared durante su trayectoria.
- Sea  $R^*$  el mínimo radio para el cual las partículas de tamaño  $D_p$  alcanzan la pared durante su trayectoria.

De esta forma, asumiendo concentración uniforme de partículas en la corriente gaseosa, se llega a que

$$\eta(D_p) = \frac{\# \text{ choques}}{\# \text{ total}} = \frac{R_c - R^*}{R_c - R_i} = \frac{R_c - R^*}{W} = \frac{V_R \Delta t}{W} \quad \text{Ecuación 7.6}$$

En la ecuación (7.6),  $W$  es el ancho del ducto de entrada;  $\Delta t$ , el tiempo de descenso del gas; y  $V_R$ , la componente radial de la velocidad de la partícula. Ahora bien, en el movimiento helicoidal de la partícula en un plano horizontal se cumple que la velocidad radial del gas es despreciable y que la componente radial de la fuerza de roce se equilibra con la aceleración centrífuga de modo que se cumple

$$3\pi\mu D_p V_R = m \frac{V_\theta^2}{r} = \frac{\pi\rho_p D_p^3 V_G^2}{6r} \quad \text{Ecuación 7.7}$$

En donde se ha aproximado que la velocidad tangencial de entrada de la partícula  $V_\theta$  corresponde a la del gas  $V_G$  (ya se ha alcanzado equilibrio dinámico en el flujo de entrada). Por otra parte, el tiempo de descenso del gas se puede calcular utilizando

$$\Delta t = \frac{2\pi r N}{V_G} \quad \text{Ecuación 7.8}$$

Despejando  $V_R$  de (7.7), utilizando la ecuación (7.8) y la igualdad  $V_G = Q/(HW)$ , donde  $Q$  es el flujo volumétrico de gas, se puede demostrar que la fórmula de la eficiencia queda como

$$\eta(D_p) = \frac{N\pi\rho_p D_p^2 Q}{9\mu HW^2} \quad \text{Ecuación 7.9}$$

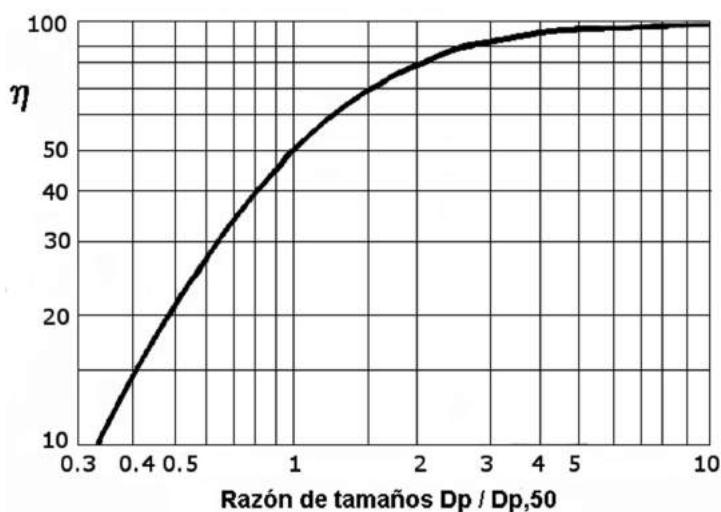
Esto es,  $\eta$  crece cuadráticamente con  $D_p$  hasta alcanzar el cien por ciento y se queda en dicho valor para partículas de mayor tamaño. Sin embargo, los datos experimentales muestran que la eficiencia se aproxima al cien por ciento en forma exponencial con el tamaño de partícula; esto hizo que Lapple (1950, 1951) introdujera el concepto de diámetro de corte para representar mejor los datos experimentales. La idea era que la ecuación (7.9) todavía retenía información relevante respecto a la influencia de los parámetros geométricos y de operación del ciclón, así que Lapple introdujo el concepto de diámetro de corte, definido como aquel tamaño de partícula que es removido con 50% de eficiencia; con esto se puede deducir de la ecuación (7.9) que dicho diámetro de corte satisface

$$D_{p,50} = W \sqrt{\frac{9\mu H}{2\pi N \rho_p Q}} \quad \text{Ecuación 7.10}$$

Nótese que este parámetro es característico del equipo de control utilizado (su geometría) y de las condiciones de operación, pero no tiene necesariamente que ver con la distribución de tamaño de las partículas que vienen en la corriente gaseosa. Lapple empleó datos experimentales de eficiencia de recolección para ciclones de tamaño estándar (como los definidos en la **Tabla 7.1**) y procedió a graficar una curva generalizada de eficiencia de remoción, en función del diámetro adimensional  $D_p/D_{p,50}$ , tal como se muestra en la **Figura 7.3**. La curva se puede representar mediante la ecuación (Theodore y DePaola, 1980):

$$\eta(D_p) = \frac{1}{1 + (D_{p,50}/D_p)^2} \quad \text{Ecuación 7.11}$$

FIGURA 7.3  
Gráfico generalizado de eficiencia del ciclón  
(Lapple, 1951)



Este análisis simplificado del funcionamiento del ciclón muestra que la eficiencia de recolección se puede mejorar utilizando diámetros menores, cilindros más largos y altas velocidades del gas; análogamente, para mejorar la capacidad de procesamiento del ciclón, habría que modificar las variables de diseño en la dirección opuesta (diámetros mayores, cilindros más cortos, etcétera).

### 7.3.2 Análisis más detallado del flujo en el ciclón

El modelo utilizado por Lapple posee limitaciones, ya que el flujo en el interior del ciclón no es laminar, ni tampoco está totalmente desarrollada la turbulencia, ya que se forma una capa límite. Considerando estos efectos de mezclado turbulento y una estimación mejor del tiempo de residencia del gas en el ciclón, Leith y Licht (1972) desarrollaron un modelo más realista, que es capaz de predecir una relación de eficiencia versus tamaño de partícula que concuerda con la observada experimentalmente, es decir, de la forma

$$\eta(D_p) = 1 - \exp[-A(D_p)^B] \quad \text{Ecuación 7.12}$$

Donde A y B son parámetros positivos, asociados a la geometría del ciclón y a las propiedades del gas. Aunque los parámetros A y B derivados por Leith y Licht no representan adecuadamente los datos experimentales (Kim y otros, 2001), la forma de la ecuación (7.12) sí es la apropiada para correlacionar eficiencias de ciclones con tamaños de partículas. Para una revisión de metodologías, consultar la revisión de Kuo y Tsai (2001).

### 7.3.3 Estimación de la eficiencia global de abatimiento

En ambos tipos de análisis (caso laminar y turbulento), para estimar la eficiencia global de captura de material particulado, hay que ponderar cada eficiencia por el porcentaje en masa de partículas que poseen dicho tamaño a la entrada del equipo; en términos de la distribución másica de tamaño de partículas  $f_M(D_p)$ , se puede escribir

$$\eta_{TOTAL} = \int_0^{\infty} \eta(D_p) f_M(D_p) dD_p \approx \sum x_i \eta(D_{p,i}) \quad \text{Ecuación 7.13}$$

Aquí se ha hecho la aproximación usual de utilizar datos de clasificación de tamaños de partículas para expresar la integral por una suma discreta de fracciones en peso ( $x_i$ ) ponderadas por las respectivas eficiencias puntuales ( $\eta_i$ ).

### 7.3.4 Estimación de Caídas de Presión

Este es un parámetro muy importante porque se relaciona directamente a los costos de operación del equipo. Las mayores eficiencias para un diseño dado se consiguen aumentando la velocidad del gas, pero esto aumenta la caída de

presión; por lo tanto se puede encontrar un óptimo. Una expresión estándar para estimar la caída de presión en ciclones es la dada por la siguiente ecuación de Lapple y Shepherd

$$\Delta P = K \left( \frac{1}{2} \rho_g V_g^2 \right) \left( \frac{HW}{D_e^2} \right)$$

Ecuación 7.14

Donde  $\Delta P$  es la caída de presión (medida en altura de columna de agua);  $\rho_g$  la densidad del gas y  $V_g$  su velocidad de ingreso al ciclón y los demás parámetros dependen de la geometría del ciclón (**Figura 7.2**). La constante K toma los valores 16 y 8 para ciclones tangenciales y anulares, respectivamente (casos a) y b) de la **Figura 7.1**, respectivamente).

La ausencia de partes móviles le otorga al ciclón alta estabilidad y simplicidad de operación, lo cual lo convierte en el dispositivo de control menos costoso entre los que poseen alta eficiencia.

Ejemplo 7.1

Se tiene un ciclón de diseño convencional ( $H/D=1/2=D_c/D$ ;  $W/D=1/4$ ;  $L_b/D=2=L_c/D$ ) con  $D=0,5$  m y donde el aire ingresa en forma tangencial a 25 m/s. La densidad de las partículas en la corriente gaseosa es  $\rho_p = 1.500$  kg/m<sup>3</sup>, la densidad del gas es  $\rho_g = 0,90$  kg/m<sup>3</sup>, y la viscosidad del gas es  $\mu = 1,7 \times 10^{-4}$  g/cm/s. la distribución de tamaños de los sólidos suspendidos en el aire es la siguiente:

Intervalo de tamaños (μm)	Porcentaje en masa (%)
0-4	3
4-10	10
10-20	30
20-40	40
40-80	15
> 80	2

Asumiendo el modelo de Lapple para la eficiencia de captura de partículas, calcule la eficiencia global de captura de sólidos y la distribución en porcentaje

en masa de los sólidos que abandonan el equipo junto con el gas. Calcule la caída de presión en Pa y la potencia consumida por el ciclón, en kW.

- a) Aplicando los parámetros geométricos del ciclón y las condiciones del flujo, se obtiene que  $D_{p50} = 3,68 \mu\text{m}$ , con lo cual se puede construir la siguiente tabla de resultados:

Intervalo de tamaños ( $\mu\text{m}$ )	Tamaño medio ( $\mu\text{m}$ )	Porcentaje en masa (%)	Eficiencia de Lapple	Sale (masa)	Sale (%)
0 a 4	2	3,0	0,228	2,3	33,9
4 a 10	7	10,0	0,784	2,2	31,7
10 a 20	15	30,0	0,943	1,7	24,9
20 a 40	30	40,0	0,985	0,6	8,7
40 a 80	60	15,0	0,996	0,1	0,8
> 80	90	2,0	0,998	0,0	0,0

Luego salen 6,8 g de sólidos, con lo cual la eficiencia global de abatimiento del equipo es del 93,2%.

- b) El flujo que pasa por un ciclón está dado por  $q = H \cdot W \cdot VG = 0,78 \text{ m}^3/\text{s}$ . Aplicando la ecuación 7.13, se obtiene que  $\Delta P = 2.250 \text{ Pa}$ ; finalmente, multiplicando ambos resultados se obtiene la potencia entregada al flujo gaseoso: potencia =  $q \cdot \Delta P = 1,76 \text{ kW}$

7.3.5 Cámara de sedimentación gravitacional

Un dispositivo que se usa a menudo para reducir la carga de sólidos en corrientes gaseosas con altas concentraciones, es una cámara de sedimentación, que consiste simplemente en una caja de longitud L y altura H en la cual ingresa un flujo de gas sucio, el que sale por el otro extremo de la cámara, dándosele tiempo suficiente a las partículas para que sedimenten. En tal caso la eficiencia de recolección viene dada por la ecuación

$$\eta(D_p) = \begin{cases} \min\left(1, \frac{LV_{TS}}{VH}\right) & \text{si } Re < 2,3 \times 10^3 \\ 1 - \exp\left(-\frac{LV_{TS}}{VH}\right) & \text{si } Re > 4 \times 10^3 \end{cases}; \quad Re = \frac{2V\rho_G HW}{\mu_G(H+W)}$$

Ecuación 7.15

Donde  $L$  y  $H$  son la longitud y altura de la cámara, respectivamente;  $V$  es la velocidad del gas y  $V_{TS}$  es la velocidad terminal de las partículas, dada por la Ecuación 3.1. Nótese que el número de Reynolds se ha calculado en función del diámetro equivalente para esta configuración de flujo.

### Ejemplo 7.2

Para una eficiencia de captura de 90% para partículas de  $50\text{ }\mu\text{m}$  de diámetro con una densidad de  $2.000\text{ kg/m}^3$  en una cámara con  $W = H = 3\text{ m}$  y  $V = 0,5\text{ m/s}$ , determine la mínima longitud de la cámara,  $L$ . Considere condiciones ambientales ( $1\text{ atm}$ ,  $25\text{ }^\circ\text{C}$ ).

Solución: para estas condiciones la viscosidad del aire es:  $\mu_G = 1,81 \times 10^{-5}\text{ kg/(m}\cdot\text{s)}$ , y su densidad es  $\rho_G = 1,19\text{ kg/m}^3$ , por lo que el número de Reynolds es:

$$Re = 2 \cdot 0,5 \cdot 1,19 \cdot 3 \cdot 3 / \{1,81 \times 10^{-5} \cdot (3 + 3)\} = 98.312$$

Además para las partículas su velocidad de sedimentación está dada por:  $V_{TS} = 0,15\text{ m/s}$ , por lo que se obtiene:

$$\eta(D_p) = 1 - \exp\left(-\frac{LV_{TS}}{V \cdot H}\right) \rightarrow L = -\frac{V \cdot H}{V_{TS}} \cdot \ln(1 - \eta(D_p)) = -\frac{0,5 \cdot 3}{0,15} \cdot \ln(0,1) = 23,0\text{ m}$$

## 7.4 Colectores húmedos o lavadores de gases (Scrubbers)

En estos equipos se utiliza un líquido (generalmente agua) para capturar partículas o incrementar el tamaño de un aerosol (líquido o sólido); en ambos casos, el aumento de tamaño facilita la remoción del contaminante y la limpieza de la corriente gaseosa. Estos equipos pueden remover partículas de tamaños entre  $0,1$  y  $20$  micrones. La **Figura 7.4** muestra un par de diseños frecuentemente utilizados.

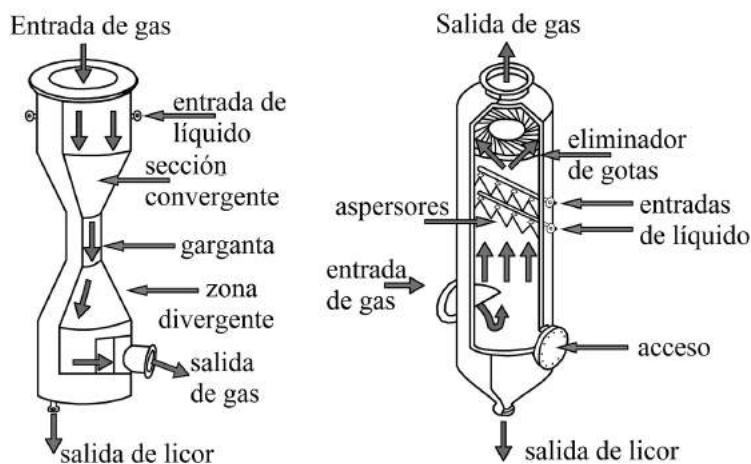
Este tipo de equipos de abatimiento se usan en las siguientes circunstancias:

- el contaminante no se puede eliminar en forma seca
- hay gases solubles presentes (caso de gases ácidos como el  $\text{SO}_2$ )
- hay partículas solubles o hidrofílicas presentes
- el contaminante será sometido posteriormente a un proceso húmedo (por ejemplo, neutralización)

FIGURA 7.4

Diseños comunes de lavadores de gases:

a) Lavador Venturi (panel izquierdo); b) Torre de aspersión (panel derecho)



- e) el equipo de control debe ser compacto
- f) el contaminante se maneja con menos riesgo en forma húmeda (caso de riesgos de explosión con polvos metálicos)

#### 7.4.1 Definiciones de velocidades relativas y retención de líquido

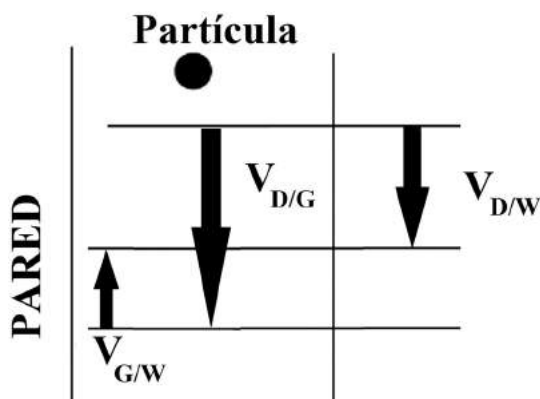
Para los dos diseños más utilizados (**Figura 7.4**) se debe distinguir con precisión las velocidades del gas y del líquido que se presentan, ya que en la torre de aspersión las gotas de líquido alcanzan rápidamente la velocidad terminal de caída libre (calculada utilizando la ecuación (3.1) pero con el diámetro de la gota,  $D_D$ ), mientras que en el lavador Venturi se produce una aceleración de las gotas. A continuación se representan las diferentes velocidades que aparecen en ambas fases.

En el caso de la torre de aspersión (**Figura 7.5**), la velocidad terminal de sedimentación de las gotas en el gas está representado por  $V_{D/G}$ , la velocidad del ascenso del gas por el símbolo  $V_{G/W}$  donde  $W$  representa la pared del equipo. El resultado es que la velocidad neta de las gotas con respecto a la pared del equipo es  $V_{D/W}$  valor importante porque define el tiempo de residencia del líquido en el equipo.



FIGURA 7.5

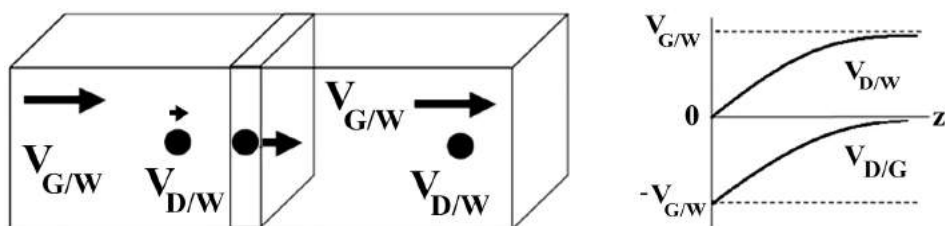
Esquema de velocidades en una torre de aspersión



Las torres de aspersión normalmente cuentan con un eliminador de gotas (*demister*) para evitar que el flujo ascendente de gas arrastre a las gotas más pequeñas producidas en el atomizador (y que poseen menores valores de  $V_{D/G}$ ). Por razones de operación, normalmente se utilizan gotas con un tamaño del orden de 1 mm, es decir, bastante mayores que las partículas suspendidas en la corriente de gas sucio.

FIGURA 7.6

Esquema de velocidades en un lavador Venturi



Por contraste, en un lavador Venturi la gota ingresa con velocidad cero con respecto a la pared del equipo ( $V_{D/W} = 0$ ), y a medida que es acelerada por el flujo de gas, su velocidad aumenta y tiende al valor de la velocidad del gas relativa a la pared del equipo ( $V_{G/W}$ ). La velocidad relativa entre la gota y el gas ( $V_{D/G}$ ) pasa de tener un valor negativo (igual a  $-V_{G/W}$ ) a la entrada del equipo hasta que tiende a un valor cero a la salida del equipo (**Figura 7.6**).

Utilizando las definiciones anteriores, y denotando por  $Z$  la longitud total del equipo, se define la retención de líquido (*hold up*) al interior del equipo mediante el valor:

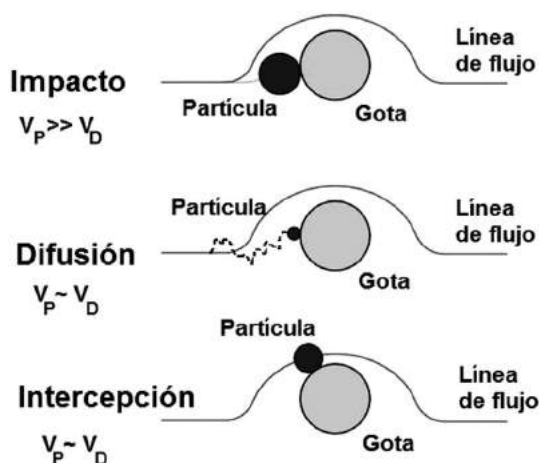
$$H_D = \frac{\text{volumen de gotas}}{\text{volumen del lavador}} = \frac{Q_L \times (Z/V_{D/W})}{A \times Z} = \frac{Q_L}{A \times V_{D/W}} \quad \text{Ecuación 7.16}$$

Es decir, se trata de un parámetro dinámico, que depende de la velocidad a la cual se agrega líquido al equipo y de la velocidad con que se mueven las gotas dentro del lavador. Por lo tanto, la retención es constante para una torre de aspersión, mientras que para un lavador Venturi es muy elevada en el punto de inyección de gotas y tiende al valor  $Q_L/(AV_{G/W})$  a medida que se avanza a lo largo del equipo.

#### 7.4.2 Mecanismos de recolección de partículas y eficiencia de captura para una sola gota

En los lavadores de gases las partículas son removidas al capturarlas en las gotas de líquido dispersadas en el equipo y posteriormente separando las gotas sucias desde la corriente gaseosa. Se han postulado tres tipos de mecanismos de captura de partículas (**Figura 7.7**):

FIGURA 7.7  
Mecanismos de captura de partículas en un lavador de gases



- 1) Impacto directo de la partícula en la gota: la gota sigue una línea de flujo del gas y choca contra la gota.
- 2) Difusión de la partícula hasta que se acerca a la gota y se adhiere: esto es válido para las partículas más pequeñas solamente, en las cuales se manifiesta movimiento browniano.
- 3) Intercepción de la partícula con una gota en movimiento: la partícula se desvía de la línea de flujo del gas (su inercia le impide circular alrededor de la gota) y choca con la gota.

Este tipo de equipo se usa en el control de emisiones pegajosas, para controlar simultáneamente emisiones de gases y de partículas, para controlar gases ácidos (industria química, minera, de celulosa y papel), para recuperar materiales solubles valiosos, para remover partículas desde emisiones de incineradores y controlar polvos metálicos que podrían presentar riesgo de explosión si se manejaran secos.

Para estimar la eficiencia de recolección de partículas en una sola gota, se utiliza la siguiente expresión:

$$\eta_D = \left( \frac{S_{tk}}{S_{tk} + 0,35} \right)^2; \quad S_{tk} = \frac{\rho_p (D_p)^2 V_{D/G}}{18 \mu D_D} \quad \text{Ecuación 7.17}$$

El número de Stokes está calculado para la velocidad relativa entre las gotas y las partículas:  $V_{D/G}$  para el caso de una torre de aspersión, y para el caso de un lavador Venturi se utiliza la velocidad relativa a la entrada del equipo:  $V_{G/W}$ .

Se puede demostrar en el caso del Venturi que el número de Stokes representa la distancia recorrida por la gota hasta que su velocidad se iguala a la de las partículas, es decir, a mayor valor de  $S_{tk}$ , mayor es la cantidad de impactos posibles (ya que es mayor el volumen gaseoso barrido por la gota) y por lo tanto, mayor es la eficiencia de captura de partículas en la gota, como aparece en la ecuación 7.17 (Wark y Wagner, 1998).

### 7.4.3 Eficiencia de una torre de aspersión vertical

Para calcular la eficiencia global de una torre de aspersión, se formula primero un balance diferencial de masa –para las partículas sólidas– en torno a un elemento de longitud  $dZ$  de equipo (**Figura 7.8**). Los supuestos principales que se realizan son:

- La concentración de partículas  $C$  es uniforme en cualquier plano perpendicular al flujo de gas,  $C = C(z)$  solamente.
- La velocidad del gas es uniforme a través del equipo.
- Las gotas son dispersadas uniformemente en la sección transversal del equipo.
- Todas las gotas poseen el mismo tamaño  $D_D$ .
- No se colectan gotas en las paredes.
- Las gotas no se aglomeran.
- Se suponen condiciones de estado estacionario para el equipo.

Ahora se considera que la variación de concentración de partículas en la corriente gaseosa al pasar esta entre las posiciones  $Z$  y  $Z + dZ$  es negativa, ya que las gotas en dicha sección del equipo capturan partículas, de modo que se puede escribir el balance:

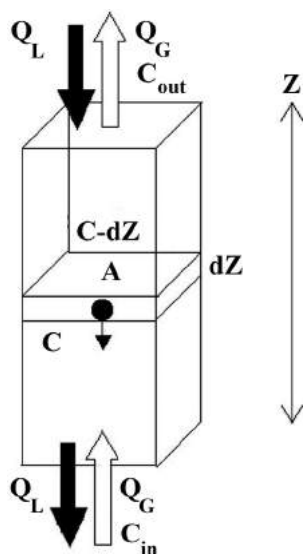
$$Q_G dC = - (A dZ H_D) \left( \frac{\pi D_D^2 / 4}{\pi D_D^3 / 6} \right) V_{D/G} C \eta_D \quad \text{Ecuación 7.18}$$

La ecuación anterior tiene la siguiente interpretación: el lado izquierdo representa la disminución de concentración en el gas cuando pasa por el volumen de control  $A \cdot dZ$  del equipo. En el lado derecho, el primer término representa el volumen de gotas en el volumen de control y el segundo término, la superficie barrida por las gotas disponibles allí, de modo que el producto de los primeros tres términos representa el volumen de gas barrido por las gotas por unidad de tiempo. Al multiplicar por la concentración  $C$ , se obtiene la masa de partículas que fueron barridas por las gotas y finalmente, el factor  $\eta_D$  permite calcular la fracción de partículas capturadas por las gotas.

Reemplazando la ecuación (7.15) para la retención en la ecuación (7.17), se obtiene

$$\int_{C_{in}}^{C_{out}} \frac{dC}{C} = \int_0^Z - \frac{3}{2} \left( \frac{Q_L}{Q_G} \right) \left( \frac{V_{D/G}}{V_{D/W}} \right) \left( \frac{\eta_D}{D_D} \right) dZ \quad \text{Ecuación 7.19}$$

FIGURA 7.8  
Balance de masa para una torre de aspersión



Con lo cual se tiene el resultado:

$$\eta = \frac{C_{in} - C_{out}}{C_{in}} = 1 - \exp \left[ -\frac{3}{2} \left( \frac{Q_L}{Q_G} \right) \left( \frac{V_{D/G}}{V_{D/G} - V_{G/W}} \right) \left( \frac{Z}{D_D} \right) \eta_D \right] \quad \text{Ecuación 7.20}$$

Nótese que la ecuación anterior implica que la eficiencia es alta cuando aumenta la razón de flujo de agua a flujo de gas, y también cuando la velocidad de sedimentación de las partículas es solamente levemente superior a la velocidad de ascenso del gas, es decir, con alta retención de líquido en el equipo (esto trae problemas de arrastre de gotas en la parte superior del equipo). La eficiencia igual se incrementa si la altura de la torre aumenta y si la eficiencia de cada gota ( $\eta_D$ ) es aumentada.

El efecto del tamaño de gota ( $D_D$ ) es más complejo. La ecuación (7.20) muestra que la eficiencia crece a medida que disminuye el diámetro de gota, ya que para la misma cantidad de líquido inyectado, las gotas más pequeñas presentan mayor área de barrido para recolectar partículas. Las gotas más

pequeñas poseen asimismo menores velocidades de sedimentación  $V_{D/G}$ , lo cual disminuye la tasa de barrido de gas y la eficiencia, pero a la vez se incrementa la retención  $H_D$  y la eficiencia. Las gotas más pequeñas poseen menores valores del número de Stokes, lo cual disminuye la eficiencia  $\eta_D$  (ecuación 7.17). Se ha encontrado que la eficiencia  $\eta_D$  se maximiza cuando el tamaño de gota es alrededor de  $1.000 \mu\text{m}$  ( $1 \text{ mm}$ ) para partículas de cualquier tamaño. Sin embargo, la eficiencia global de la torre (7.20) es maximizada cuando el diámetro de gota es tan pequeño que  $V_{D/G}$  se aproxima a  $V_{G/W}$ . No obstante, esta condición lleva a arrastre de gotas, puesto que la atomización no produce gotas de un tamaño único, sino una distribución de tamaños, por lo cual en la práctica se prefiere operar en condiciones tales que las gotas posean una distribución de tamaños alrededor de  $1 \text{ mm}$  de diámetro promedio, para que la operación del equipo sea eficiente.

En general, se encuentra que a medida que se necesita mayor eficiencia de captura de partículas, se necesita mayor caída de presión en el equipo, ya que la fase líquida debe dispersarse mejor y esta condición de flujo de dos fases (líquido y gas) incrementa generalmente la caída de presión en los equipos. A medida que disminuye el tamaño de partícula, hay que utilizar más energía por partícula capturada, ya que crece el área por unidad de volumen y por tanto la tensión superficial que hay que generar.

Dada la distribución de tamaños de partícula de una corriente a ser limpiada y las características de operación de la torre, se puede estimar cuál es la eficiencia global de la separación. Para hacer esto se multiplica la masa de partículas por la eficiencia del lavado en cada intervalo de tamaño de partícula, y los resultados se suman para estimar la remoción total de partículas, tal como en la ecuación (7.12).

### Ejemplo 7.3

La figura muestra una cámara de aspersión horizontal donde ingresa una corriente gaseosa ( $\mu_G = 1,8 \times 10^{-5}$ ) que contiene partículas de tamaño  $D_p = 6 \mu\text{m}$  y densidad  $\rho_p = 2.000 \text{ kg/m}^3$ ; en la cámara se inyectan gotas de diámetro  $D_D = 400 \mu\text{m}$  (velocidad terminal de sedimentación  $V_{D/G} = 1,35 \text{ m/s}$ ) y se constata que la eficiencia  $\eta$  es de 75% en esas condiciones.

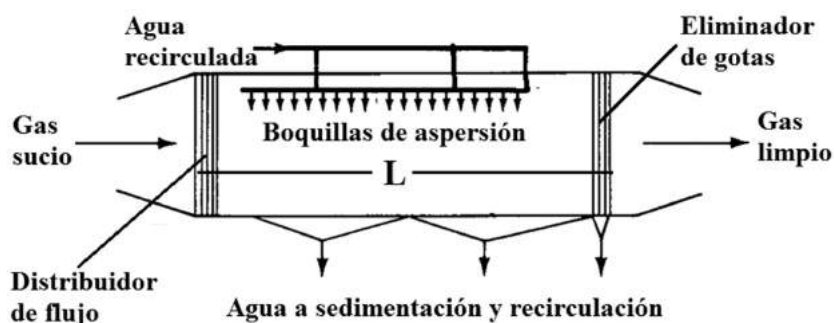
Para mejorar la eficiencia se propone modificar las boquillas de aspersión, de manera que ahora las gotas que se inyectan tengan otro tamaño, manteniendo constantes el flujo de gas ( $Q_G$ ), el de líquido ( $Q_L$ ) y el largo de la cámara ( $L$ ). Calcule si conviene usar gotas con  $D_D = 200 \mu\text{m}$  ( $V_{D/G} = 0,61 \text{ m/s}$ ) o con  $D_D$

$= 600 \mu\text{m}$  ( $V_{D/G} = 2,14 \text{ m/s}$ ). Para este tipo de equipo de control su eficiencia está dada por:

$$\eta = 1 - \exp \left[ -\frac{3}{2} \left( \frac{Q_L}{Q_G} \right) \left( \frac{L}{D_D} \right) \eta_D \right]$$

FIGURA 7.9

Esquema de una torre de aspersión horizontal



Solución: para las condiciones iniciales de operación ( $\eta = 75\%$ ):

$$S_{tk} = \frac{2000 \cdot (6 \times 10^{-6})^2 \cdot 1,35}{18 \cdot 1,8 \times 10^{-5} \cdot 400 \times 10^{-6}} = 0,75 \rightarrow \eta_D = \left( \frac{0,75}{0,75 + 0,35} \right)^2 = 0,465$$

Luego usando la expresión para la eficiencia global del equipo:

$$\exp \left\{ -\frac{3}{2} \left( \frac{Q_L}{Q_G} \right) \cdot L \cdot \frac{\eta_D}{D_D} \right\} = (1 - 0,75) = 0,25 \rightarrow -\frac{3}{2} \left( \frac{Q_L}{Q_G} \right) \cdot L = -1,193 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Con lo cual la expresión para la eficiencia del equipo con cambio en el tamaño de las gotas está dada por:

$$\eta = \exp \left\{ -1,93 \times 10^{-3} \cdot \frac{\eta_D}{D_D} \right\}; \quad S_{tk} = 2,22 \times 10^{-4} \cdot \frac{V_{D/G}}{D_D}$$

Y se obtiene la siguiente tabla de resultados:

$D_D$ ( $\mu\text{m}$ )	$S_{tk}$	$\eta_D$	$\eta$
200	0,677	0,434	0,925
600	0,792	0,481	0,616

Luego, el tamaño más adecuado de la gota, para estos datos, es de 200  $\mu\text{m}$ .

7.4.4 Eficiencia de un lavador Venturi

La dinámica de las gotas al interior de un lavador Venturi es complicada, ya que el movimiento de ellas se produce bajo condiciones turbulentas. Hay varios enfoques de análisis del flujo en el lavador Venturi, pero acá vamos a citar solo algunas de las expresiones de diseño, dejando las demás citadas en la bibliografía al final del capítulo.

Un primer parámetro de relevancia es el tamaño de las gotas que se forman a través del mecanismo de atomización. Una ecuación que se usa frecuentemente es la de Nukiyama y Tanasawa, que está dada por la expresión:

$$D_D = \frac{0,005}{|V_{G/W} - V_{D,I}|} + 0,92 \left( \frac{Q_L}{Q_G} \right)^{3/2}$$

Ecuación 7.21

Donde  $V_{D,I}$  es la velocidad axial inicial que se le imparte a las gotas; en la ecuación anterior el diámetro de la gota está expresado en metros.

Una de las expresiones de diseño más utilizadas es la ecuación de Calvert y otros (1977), la que se deriva a partir de un análisis simplificado del movimiento de las gotas en su paso por el Venturi, junto con un parámetro que se ajusta para representar los resultados experimentales. Se asume que la longitud de la garganta del Venturi es muy larga, de modo que las gotas salen con la misma velocidad que el gas. La expresión para la eficiencia es:

$$\eta = 1 - \exp \left[ \frac{Q_L \rho_L D_D V_{G/W}}{55 Q_G \mu} \cdot \frac{1}{S_{tk}} \left\{ \frac{0,1225}{A} + 0,7 \cdot \ln \left( \frac{A}{0,35} \right) - A \right\} \right];$$

Ecuación 7.22

$$A = 0,35 + f \cdot S_{tk}$$



Donde  $S_{tk}$  está definido por la ecuación (7.17), utilizando en el numerador la velocidad del gas en la garganta del Venturi ( $V_{G/W}$ ), y en el denominador el tamaño de gota dado por la ecuación (7.21) con  $V_{D,I} = 0$ . El parámetro  $f$  está dado por el ajuste de datos experimentales, y el valor recomendado es  $f = 0,5$  para partículas hidrofílicas y  $0,25$  para partículas hidrofóbicas.

Una variante de diseño es el modelo de Calvert y otros (1978), que integra la ecuación de balance de masa a lo largo de la trayectoria de la gota, obteniéndose la siguiente figura, donde la abscisa corresponde a una distancia adimensional  $L^*$  y las curvas de nivel corresponden a distintos valores del número de Stokes; los parámetros  $L^*$  y  $B$  están definidos por:

$$B = \frac{Q_L \cdot \rho_L}{Q_G \cdot \rho_G \cdot C_{D,0}}; \quad L^* = \frac{3 \cdot L \cdot \rho_G \cdot C_{D,0}}{2 \cdot D_D \cdot \rho_L} \quad \text{Ecuación 7.23}$$

Donde:

$\rho_G$  y  $\rho_L$ : son las densidades del gas y del líquido, respectivamente

$Q_L$ ,  $Q_G$ : flujos (caudales) de líquido y gas, respectivamente

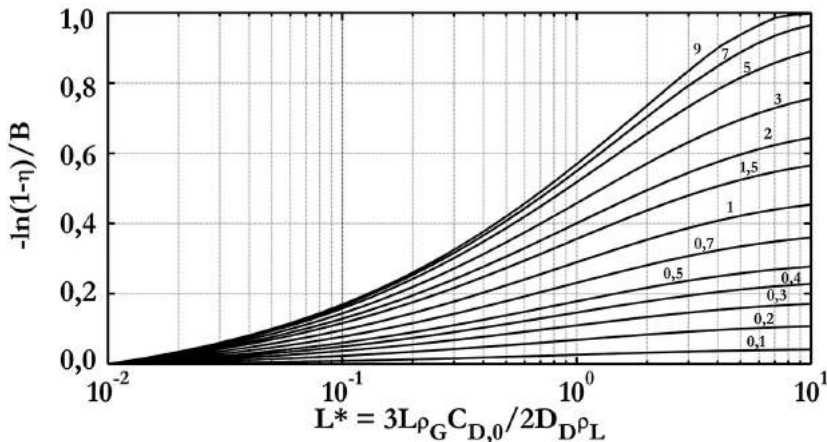
$D_D$ : diámetros de las gotas

$C_{D,0}$ : coeficiente de resistencia aerodinámico de las gotas a la entrada del Venturi

FIGURA 7.10

Gráfico del modelo de Calvert y otros (1978) para la eficiencia de un lavador de gases.

Las curvas de nivel corresponden al valor de  $S_{tk}$



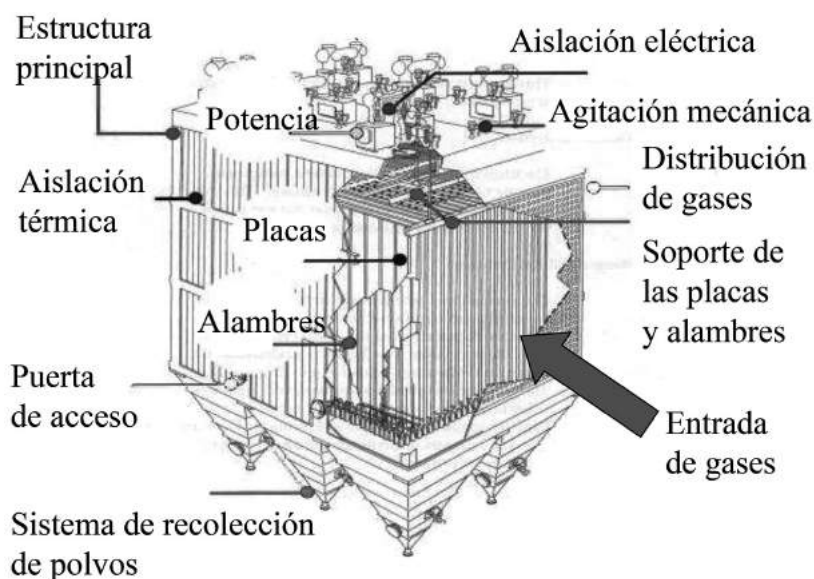
## 7.5 Precipitadores electrostáticos

Estos equipos de abatimiento de emisiones utilizan fuerzas electrostáticas para mover las partículas desde el flujo de gas y recolectarlas en placas de electrodos. Las partículas adquieren carga eléctrica al hacerlas pasar por una región en la que existe un campo eléctrico donde se cargan las partículas. Es el campo eléctrico el que fuerza a las partículas hacia las paredes, y este campo eléctrico proviene de electrodos que se mantienen a alto voltaje en el centro de la línea de flujo de los gases. La **Figura 7.11** muestra el esquema de operación de un precipitador electrostático.

Las ventajas de este equipo es que puede procesar un gran volumen de gas sucio, las eficiencias de recolección son elevadas incluso para partículas de pequeño tamaño, bajo consumo de energía en operación y capacidad de procesar corrientes a alta temperatura. Es común que las eficiencias de estos equipos estén por sobre el 98%, con bajas caídas de presión, menores a una pulgada de agua. Esto los hace los equipos de uso preferido en la industria termoeléctrica, del cemento, del acero y en la manufactura de celulosa y papel. Su bajo costo de operación se debe a que la energía se aplica mayoritariamente en las partículas y no en la corriente gaseosa.

FIGURA 7.11

Esquema de un precipitador electrostático



### 7.5.1 Movimiento de partículas en campo eléctrico

Las partículas que poseen carga, estando en presencia de un campo eléctrico, serán sometidas a una fuerza eléctrica; igualando la fuerza eléctrica con la ecuación de Stokes para la fuerza viscosa, se obtiene la velocidad terminal eléctrica dada por:

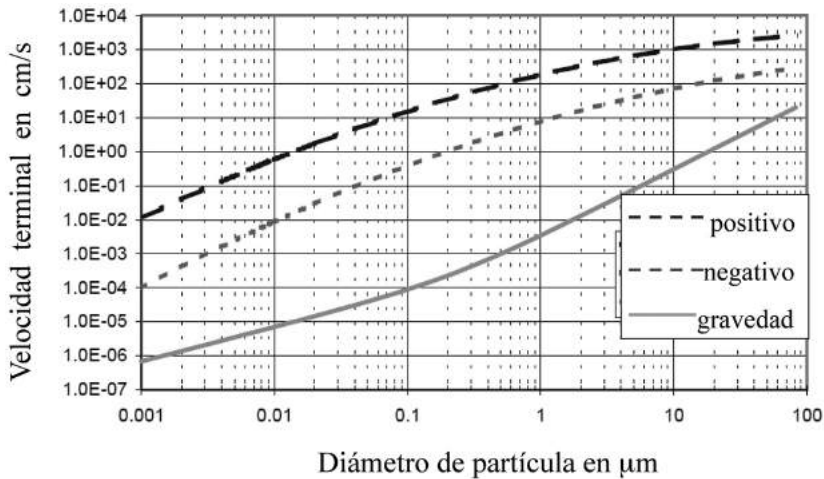
$$V_{TE} = \frac{q_p \cdot E}{3\pi \cdot \mu \cdot D_p} \equiv q_p \cdot E \cdot B \quad \text{Ecuación 7.24}$$

En donde  $q_p$  es la carga de la partícula,  $E$  la intensidad del campo eléctrico,  $\mu$  la viscosidad del gas,  $D_p$  el diámetro de partícula y  $B$  su movilidad eléctrica. A pesar de su simplicidad, en la ecuación anterior la carga  $q_p$  de cada partícula depende del tiempo, de la intensidad del campo eléctrico y del diámetro de partícula también. El proceso de cargado de las partículas se produce por difusión (colisiones aleatorias de las partículas con iones gaseosos) y por acción del campo eléctrico (rápido movimiento de iones que chocan con las partículas); el primer mecanismo es más importante en partículas pequeñas ( $< 1 \mu\text{m}$ ), mientras que el segundo es más importante en partículas de diámetros superiores a  $1 \mu\text{m}$ . Esto lleva a que la movilidad eléctrica  $B$  tenga una dependencia no lineal con el diámetro de partícula, al igual que la velocidad terminal eléctrica de las partículas.

Las partículas solo pueden soportar un máximo de carga que dependerá de la superficie disponible, y sobre ese valor máximo, las partículas emitirán iones en forma espontánea. Los límites son distintos para partículas positivas y negativas, siendo mayores (en valor absoluto) para las partículas cargadas positivamente. Luego las emisiones gaseosas poseen partículas cargadas positiva y negativamente, siendo en conjunto la carga neutra.

Las velocidades que adquieren las partículas cargadas en un campo eléctrico, Ecuación (7.24), son considerablemente mayores que la velocidad terminal de sedimentación gravitacional dada por la **Ecuación (3.1)**. La **Figura 7.12** muestra dichas velocidades calculadas con la máxima carga posible para cada tamaño de partícula.

FIGURA 7.12  
Valores máximos de velocidades terminales y velocidad de sedimentación,  
para partículas esféricas



7.5.2 Mecanismo de captura

La gran diferencia de potencial aplicado entre los electrodos causa que los electrones en movimiento se asocien a las moléculas de gas y las ionicen, lo cual produce un halo azul característico (llamado corona). La colisión de estos iones con las partículas sólidas hace que estas adquieran carga electrostática (mecanismo de polarización de las partículas).

El siguiente paso en el mecanismo de recolección consiste en la migración de las partículas con carga hacia los electrodos, donde son recolectadas. La velocidad de migración depende de la fuerza electrostática y de la fuerza viscosa que actúa sobre la partícula, como se indica en la Ecuación (7.24). Sin embargo, este análisis no considera efectos de turbulencia ni inerciales, de manera que en la práctica es mejor medir experimentalmente esa velocidad, y la **Tabla 7.2** resume los valores típicos de este parámetro en distintas aplicaciones industriales.

TABLA 7.2

Velocidades de migración típicas VTE (cm/s). Caso de diseño con placas y alambres

Fuente de material particulado	Eficiencia de diseño (%)			
	95,0	99,0	99,5	99,9
Ceniza de carbón bituminoso	12,6	8,1	9,3	8,2
Ceniza de carbón bituminoso	3,1	2,5	2,4	2,1
Producción de cemento	1,5	1,5	1,8	1,8
Producción de cemento	0,6	0,6	0,5	0,5
Fabricación de vidrio	1,6	1,6	1,5	1,5
Fabricación de vidrio	0,5	0,5	0,5	0,5
Ceniza de incinerador	15,3	11,4	8,6	9,4
Horno de reverbero de cobre	6,2	4,2	3,7	2,9
Tostador de cobre	6,2	5,5	5,3	4,8
Siderúrgica	6,8	6,2	6,6	6,3

El tercer paso en el mecanismo de captura es la depositación de las partículas en el electrodo, con el consiguiente desarrollo de una capa de polvo en ellos. Las fuerzas electrostáticas y de adhesión deben ser suficientes para prevenir que las partículas sean nuevamente arrastradas por el flujo gaseoso. Para esto es crítico el valor de la resistencia eléctrica del material particulado. Hay dos casos extremos:

- i) Si la resistencia es muy baja (menor a  $10^4$  ohm cm) hay un rápido movimiento de carga desde el sólido depositado hacia la placa recolectora, por lo que queda poca carga para sustentar electrostáticamente las partículas, y se produce arrastre en la corriente gaseosa, con lo cual baja la eficiencia de captura.
- ii) Si la resistencia es muy elevada (mayor a  $10^{10}$  ohm cm), un gran porcentaje de la caída de voltaje ocurre en la capa de sólido recolectada, de modo que queda solo una fracción para ionizar el gas y cargar las partículas. Además, puede ocurrir que el aire atrapado en la capa de polvo sea ionizado, lo cual puede llevar a chispazos (denominados *back corona* o BC en inglés) que envían partículas de vuelta a la corriente gaseosa, bajando también la eficiencia del equipo. Para prevenir esto se agregan a veces

gases acondicionadores que mejoran las propiedades de resistencia eléctrica, tales como trióxido de azufre o amoníaco, los cuales actúan como electrolitos y reducen la resistencia en la capa de polvo recolectado. El uso de esos gases no afecta significativamente las emisiones, ya que ellos son adsorbidos por los sólidos y se van junto con las partículas recolectadas.

### 7.5.3 Diseño del área del precipitador

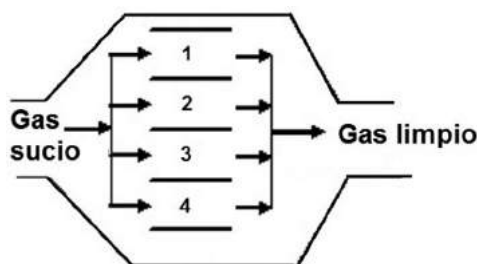
El cálculo del área total requerida se determina mediante la ecuación de Anderson-Deutsch, que indica que el área específica de recolección por unidad de flujo ingresado está dada por

$$SCA = \frac{A}{Q} = -\frac{\ln(1 - \eta)}{V_{TE}} \quad \text{Ecuación 7.25}$$

En donde  $A$  es el área de recolección de los electrodos,  $Q$  el flujo volumétrico de gas tratado, y  $V_{TE}$  la velocidad terminal de migración de las partículas (ver **Tabla 7.2**). Nótese que la eficiencia depende del tamaño de partícula a través de  $V_{TE}$ ; la ecuación anterior asume un solo tamaño de partículas, por lo que si hay una distribución de tamaños de partículas en la entrada al precipitador, hay que realizar los cálculos para cada tamaño por separado y luego aplicar la Ecuación (7.13) para estimar la eficiencia global de captura.

#### Ejemplo 7.4

Un precipitador electrostático se emplea para limpiar una corriente de gases que tienen partículas sólidas de un solo tamaño. El precipitador electrostático posee cuatro cámaras idénticas que operan en paralelo (ver **figura**).



En las condiciones iniciales, la eficiencia global de captura de partículas ( $\eta$ ) es de 92%. Luego se produce un desperfecto en el sistema de distribución del gas y el flujo se redistribuye, pasando 40% por la cámara 2, 30% por la cámara 3 y un 15% por las cámaras 1 y 4. Si el flujo total sigue siendo el mismo, ¿cuál es ahora la eficiencia global de captura de partículas en el precipitador?

Solución: en la condición inicial todas las cámaras tienen los mismos parámetros de operación, por lo que la eficiencia es la misma y está dada por:

$$\frac{A_i}{Q_i} = \frac{A/4}{Q/4} = \frac{A}{Q} = -\frac{\ln(1-\eta)}{V_{TE}} = -\frac{\ln(1-0,92)}{V_{TE}} = \frac{2,526}{V_{TE}}$$

Posteriormente cuando hay cambios en los flujos, las nuevas eficiencias van a ser diferentes, y hay que calcularlas usando:

$$\eta_i = 1 - \exp\left\{-\frac{A_i}{Q_{i,nuevo}} \cdot V_{TE}\right\} = 1 - \exp\left\{-2,526 \cdot \frac{Q_{i,base}}{Q_{i,nuevo}}\right\}; \quad i = 1, \dots, 4$$

Con ello se obtiene la siguiente tabla de resultados:

Cámara	$Q_{i,base}$	$Q_{i,nuevo}$	$\eta_{i,nuevo}$	$Q_{i,nuevo} \cdot \eta_{i,nuevo}$
1	0,25	0,15	0,985	0,148
2	0,25	0,4	0,794	0,318
3	0,25	0,3	0,878	0,263
4	0,25	0,15	0,985	0,148

Y sumando los resultados de la última columna se obtiene que la nueva eficiencia global es  $\eta = 87,6\%$ ; luego la distribución desigual del flujo produce una reducción de la eficiencia del equipo.

### 7.6 Filtración de partículas

La filtración de partículas es un proceso físico de separación en el cual un gas que contiene partículas sólidas pasa a través de un medio poroso, que retiene los sólidos. La filtración es un proceso *discontinuo* que se ha adaptado para una operación continua, con remoción periódica de los sólidos retenidos en el medio filtrante.

Un filtro es en general cualquier estructura porosa compuesta de material granular o fibroso que tiende a retener las partículas a medida que el gas pasa por los espacios vacíos del filtro. El filtro está construido de un material compatible con las propiedades del gas y de las partículas; y existen dos tipos de equipos de filtración:

- a) Un lecho de fibras textiles, distribuidas en capas y con gran porcentaje de espacios vacíos, entre 97% y 99% del volumen, y que se emplean en limpiar gases con bajas concentraciones de material particulado y por largo tiempo; se encapsulan en un marco rígido y generalmente son desechables. Como ejemplos podemos mencionar la filtración de aire en ambientes interiores y en lugares de trabajo (incluyendo hospitales), así como la aspiración de aire en motores de combustión interna.
- b) Los filtros de manga están constituidos por múltiples mangas de tejido (mantos cilíndricos) que se ubican en compartimientos múltiples para proporcionar grandes áreas de filtración para el paso del gas (**Figura 7.16**). Estos filtros poseen eficiencias del 99% o mayores con partículas de  $0,5 \mu\text{m}$  y pueden recolectar cantidades sustanciales de partículas con tamaños mayores a  $0,01 \mu\text{m}$ . Se utilizan en la industria del cemento, en plantas termoeléctricas a carbón, en fundiciones, etcétera.

### 7.6.1 Mecanismos de captura en filtros de fibras

Los mecanismos de captura de partícula en los filtros de fibras textiles son los mismos que en el caso de los lavadores de gases, con el añadido de que las fuerzas electrostáticas también pueden ser importantes en algunos casos (partículas menores a  $1 \mu\text{m}$ ) para retener las partículas adheridas a las fibras. La diferencia en el análisis es que la fibra permanece estática y solo se mueve el gas (con las partículas que arrastra) a lo largo del equipo. La **Figura 7.13** muestra el volumen de control donde las partículas pueden ser recolectadas por la fibra a medida que pasa el gas. La recolección de partículas se puede hacer por diversos mecanismos (**Figura 7.14**), los cuales poseen diferentes eficiencias, que se detallan a continuación.

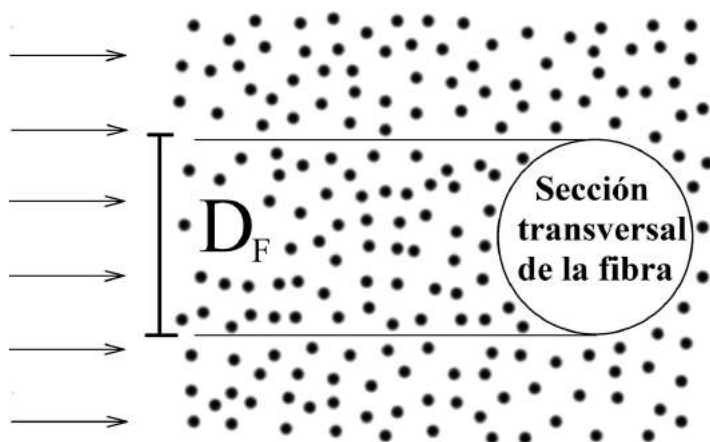
#### 7.6.1.1 Captura por intercepción

En este caso, las partículas son interceptadas por la fibra si la trayectoria que sigue la partícula a lo largo de una línea de flujo del gas pasa lo suficientemente cerca de la fibra para que se produzca la colisión. Los parámetros que



FIGURA 7.13

Volumen de control donde se produce la captura de partículas en la fibra



determinan la eficiencia de este mecanismo de captura son el cociente del tamaño de partícula y el diámetro de la fibra:

$$R = D_p / D_F \quad \text{Ecuación 7.26}$$

Y el número de Kuwabara, dado por la expresión:

$$Ku = -\ln(\alpha) / 2 - (3 / 4) + \alpha - (\alpha^2 / 4) \quad \text{Ecuación 7.27}$$

Donde  $\alpha$  es la fracción volumétrica de fibras en el equipo, cuyos valores están normalmente entre 0,001 a 0,2, con valores típicos de 0,01 (o 99% de porosidad del filtro). Luego, la eficiencia de captura por intercepción viene dada por la expresión:

$$\eta_R = \frac{1+R}{2Ku} \left[ 2\ln(1+R) - 1 + \alpha + \left( \frac{1}{1+R} \right)^2 \left( 1 - \frac{\alpha}{2} \right) - \frac{\alpha}{2} (1+R)^2 \right] \quad \text{Ecuación 7.28}$$

### 7.6.1.2 Captura por impacto

Este mecanismo se produce cuando una partícula cruza las líneas de flujo del gas debido a su mayor inercia, así que en vez de pasar alrededor de la fibra, se desvía de la trayectoria del aire y choca con ella, tal como se muestra en la **Figura 7.14**. Para este mecanismo de captura se ha encontrado la siguiente expresión para la eficiencia:

$$\eta_i = \frac{S_{ik}}{(2Ku)^2} \left[ (29,6 - 28\alpha^{0,62})R^2 - 27,5R^{2,8} \right] \quad \text{Ecuación 7.29}$$

Donde el número de Stokes se calcula con la velocidad del gas,  $V_G$ . Este mecanismo es importante cuando las velocidades del gas son altas y las partículas grandes.

### 7.6.1.3 Captura por difusión

Las partículas también poseen movimiento browniano importante cuando son suficientemente pequeñas, de manera que vibran alrededor de las líneas de flujo del gas, por lo que se puede dar que una partícula cambie de posición justo cerca de la fibra y quede capturada allí.

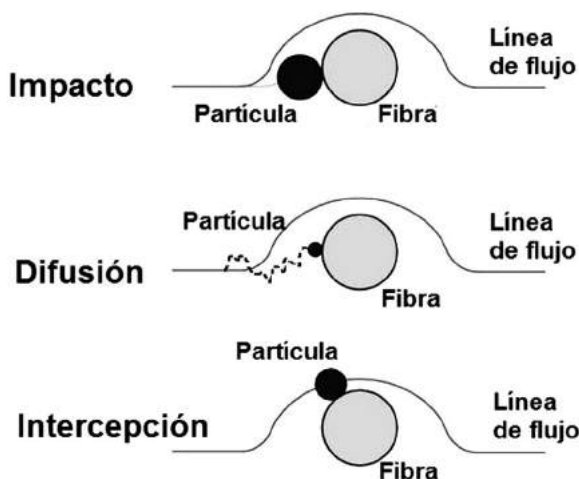
Para este mecanismo se ha encontrado que la eficiencia de captura de una sola fibra viene dada por la expresión

$$\eta_D = 2,58 \left( \frac{1 - \alpha}{Ku} \right) (Pe)^{-2/3} ; \quad Pe = \frac{D_F V_G}{D_{diff,P}} \quad \text{Ecuación 7.30}$$

Donde el número de Peclet se calcula usando la difusividad de las partículas en aire<sup>60</sup>.

<sup>60</sup> Usar por ejemplo: <http://aerosolcalculator.seas.harvard.edu/webMathematica/SingleParticle.jsp>

FIGURA 7.14  
Mecanismos de captura de partículas en fibras



Entre el tamaño pequeño de partícula para el cual se aplica la ecuación (7.30) y los valores mayores para los que se aplican las otras eficiencias anteriormente presentadas, se recomienda utilizar la siguiente expresión, que caracteriza la transición entre los distintos límites:

$$\eta_{DR} = \frac{1,24R^{2/3}}{\sqrt{KuPe}} \quad \text{Ecuación 7.31}$$

Finalmente, la eficiencia total de una sola fibra ( $\eta_T$ ) viene dada por la expresión:

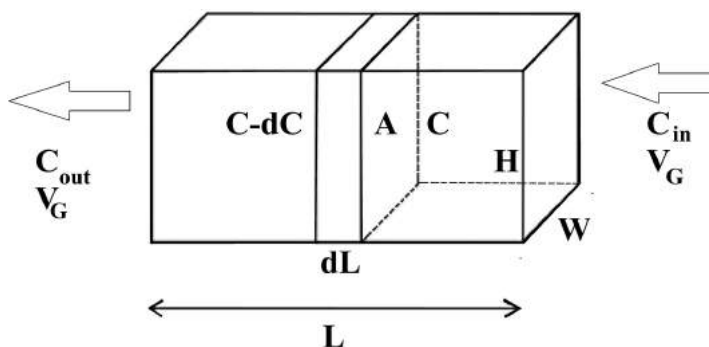
$$\eta_T = 1 - (1 - \eta_R) \cdot (1 - \eta_I) \cdot (1 - \eta_D) \cdot (1 - \eta_{DR}) \quad \text{Ecuación 7.32}$$

Donde se ha supuesto que cada mecanismo de recolección opera en forma independiente, es decir, no hay interacciones entre los distintos mecanismos de recolección. Esto es particularmente válido cuando todas las eficiencias son pequeñas.

### 7.6.1.4 Eficiencia de un filtro de fibras

Consideremos ahora el balance de masa en un volumen de control que consiste en un medio relleno con filtro textil, donde el gas fluye a velocidad constante  $V_G$  y el lecho posee altura  $H$  y espesor  $W$ , tal como se muestra en la **Figura 7.15**.

FIGURA 7.15  
Esquema del volumen de control en lecho de filtro textil



A continuación desarrollaremos el balance de masa para un elemento de volumen diferencial  $A \cdot dL$ , considerando los siguientes supuestos:

- La concentración de partículas  $C$  es uniforme en cualquier plano perpendicular a la dirección del flujo gaseoso.
- La velocidad del gas es uniforme en el valor  $V_G$  (condiciones de flujo pistón).
- No existe rebote ni escape de las partículas desde las fibras, es decir, una vez capturadas las fibras se mantienen allí.
- Todas las fibras están orientadas de manera que sus ejes son perpendiculares a la dirección principal del flujo (igual que en la **Figura 7.13**).

Con estos supuestos, entonces podemos escribir el siguiente balance diferencial:

$$V_G H W dC = - (H W dL \alpha) \left( \frac{D_F L_F}{\pi L_F D_F^2 / 4} \right) \left( \frac{V_G}{1 - \alpha} \right) C \eta_r \quad \text{Ecuación 7.33}$$

La ecuación anterior tiene la siguiente interpretación: el lado izquierdo representa la disminución de concentración en el gas cuando pasa por el volumen de control  $HWdZ$  del equipo. En el lado derecho, el primer término representa el volumen de fibras en el volumen de control, el segundo término la superficie barrida por las fibras disponibles allí, de modo que el producto de los primeros tres términos representa el volumen de gas barrido por las fibras por unidad de tiempo; al multiplicar por la concentración  $C$  se obtiene la masa de partículas que fueron barridas por las gotas y finalmente el factor  $\eta_T$  permite calcular la fracción de partículas capturadas por las fibras.

Integrando la ecuación (7.33) entre la entrada y la salida del equipo se encuentra la siguiente expresión para la eficiencia global del filtro:

$$\eta = 1 - \exp \left[ -\frac{4}{\pi} \left( \frac{\alpha}{1-\alpha} \right) \left( \frac{L}{D_F} \right) \eta_T \right] \quad \text{Ecuación 7.34}$$

Nótese que en esta ecuación  $\eta$  representa la eficiencia global de recolección de una partícula de un cierto tamaño  $D_p$ , mientras que  $\eta_T$  es la eficiencia de una sola fibra en capturar la misma partícula. Ambos valores no son comparables. La eficiencia global  $\eta$  se incrementa al crecer el volumen de fibras ( $\alpha$ ), y al aumentar la relación longitud/diámetro en las fibras utilizadas.

Para estimar la caída de presión a través de un filtro de fibras, se puede usar la expresión

$$\Delta P = \frac{16 \mu \alpha V_G L}{(Ku) D_F^2} \quad \text{Ecuación 7.35}$$

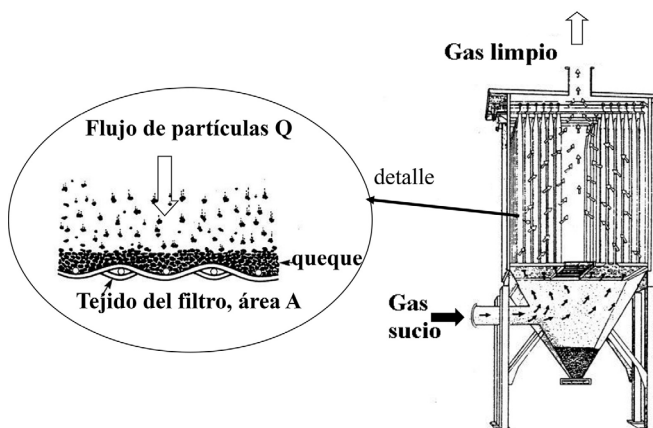
### 7.6.2 Diseño de un filtro de mangas

Un filtro de mangas consiste en uno o más compartimientos aislados que contienen filas de mangas textiles cilíndricas. Generalmente, el gas sucio ingresa por la parte inferior del filtro y el gas limpiado sale por la parte superior del equipo una vez que atraviesa las mangas (**Figura 7.15**). Cuando las fibras comienzan a recolectar partículas, el flujo cambia alrededor de ellas, lo que afecta la eficiencia de cada fibra y también la caída de presión. Durante la operación del filtro, las partículas se empiezan a acumular y a obstruir el filtro de modo parcial, formándose una torta de partículas (**Figura 7.16**), lo cual baja

la permeabilidad del filtro y, por lo tanto, aumenta la caída de presión a través de él. El filtro se opera periódicamente, alternando períodos de filtración con cortos lapsos de limpieza.

FIGURA 7.16

Esquema de operación de un filtro de mangas



En este tipo de filtros, el queque de partículas acumuladas sobre la tela garantiza una elevada eficiencia de captura de los sólidos, típicamente por sobre 99% para todo tamaño de partículas. Por esto *solo* se considera en el análisis y diseño la caída de presión a través del compartimiento, que corresponde a la caída de presión a través de las mangas, más las caídas en los ductos de entrada y salida de aire. Los valores típicos de la caída de presión total en un compartimiento están entre 5 y 20 pulgadas de agua.

El parámetro de diseño más importante es la velocidad superficial de filtración (cantidad de  $\text{m}^3/\text{s}$  de gas que pasan a través de  $1 \text{ m}^2$  de filtro), y el parámetro de operación más importante es la caída de presión a través del sistema. Luego los filtros de mangas requieren de limpieza frecuente para evitar que suba demasiado la caída de presión en ellos.

Los tipos de limpieza del filtro definen el diseño mecánico y geométrico de ellos, y se pueden clasificar en

- a) limpieza por agitación mecánica (*shake cleaning*)
- b) limpieza por flujo revertido (*reverse air cleaning*)
- c) limpieza con chorro pulsante (*pulse-jet cleaning*)

Para cada tipo de limpiado, se debe impartir suficiente energía a la manga para que supere las fuerzas de adhesión de las partículas que las sostienen en la tela. Para proceder a cambiar un filtro por uno nuevo es necesario hacer un análisis económico, balanceando costos de operación con mayores caídas de presión versus el costo de instalación de un filtro nuevo. Esto cambia de aplicación en aplicación, por lo que no es posible entregar un criterio cuantitativo general.

En los dos primeros modos de limpieza, el compartimiento que se limpia por agitación mecánica o por flujo revertido queda fuera de operación, por lo que el área total de filtración es mayor que el área efectiva (o neta) de filtración en el equipo. Además, normalmente el gas ingresa por el interior de las mangas, quedando los sólidos depositados en la cara interior del filtro.

En el caso de la agitación mecánica, las mangas están suspendidas en una estructura que oscila; este movimiento se puede impartir de varias formas (vertical u horizontal), pero el efecto común es generar una onda sinusoidal a lo largo de la manga, la que ayuda a remover la capa de partículas, que caen hacia el cono de almacenamiento de sólidos. Los valores típicos de la onda son de 4 Hz de frecuencia y 2" a 3" de amplitud. Debido a esta acción de agitación vigorosa, se necesita usar materiales textiles resistentes a la tensión.

En el modo de limpieza por flujo revertido (**Figura 7.17**), las mangas están cerradas en su parte superior y fijas al equipo, mientras que el aire ingresa por dentro de ellas. Cuando se limpia el compartimiento, se detiene el flujo de aire y se deja que el polvo sedimente en el fondo del equipo; luego mediante un segundo soplador se inyecta aire limpio en sentido opuesto (a una velocidad superficial igual o mayor a la de la filtración normal), lo que causa que las mangas se contraigan y se desprendan las partículas de la superficie interior, recolectándose en el cono inferior de almacenamiento.

En el caso del filtro con limpieza por chorro pulsante (**Figura 7.18**), las mangas se limpian por filas, sin detener la operación del compartimiento (ya que el pulso solo toma una fracción de segundo en recorrer la manga), con lo cual se reduce el costo de capital, ya que todos los compartimientos operan siempre en el equipo. Sin embargo, las mayores velocidades superficiales de filtración producen mayores caídas de presión, aumentando los costos de operación.

En este tipo de filtros las mangas están cerradas en la parte inferior, abiertas en la parte superior y apoyadas en rejillas metálicas. El gas sucio fluye hacia adentro de las mangas y luego hacia el ducto de salida (**Figura 7.18**), pasando primero por deflectores para evitar impactos de las partículas más gruesas en las mangas, y acumulándose el polvo en la cara exterior de las mangas.

FIGURA 7.17  
Filtro de mangas con limpieza por flujo revertido

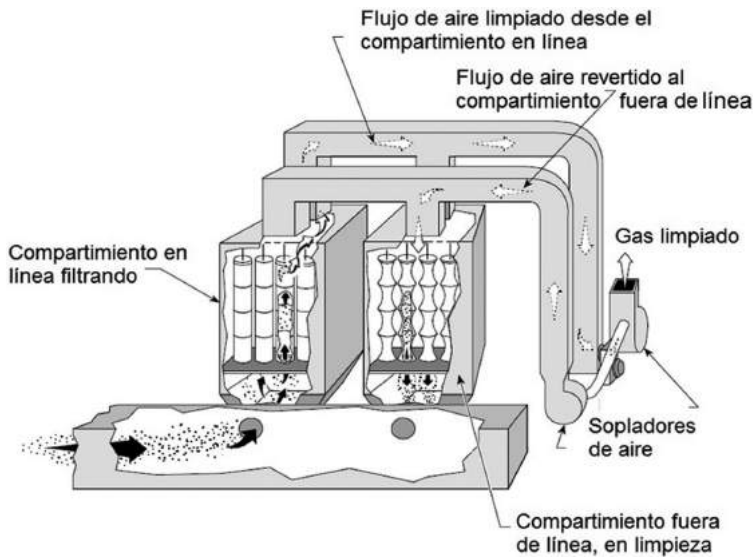
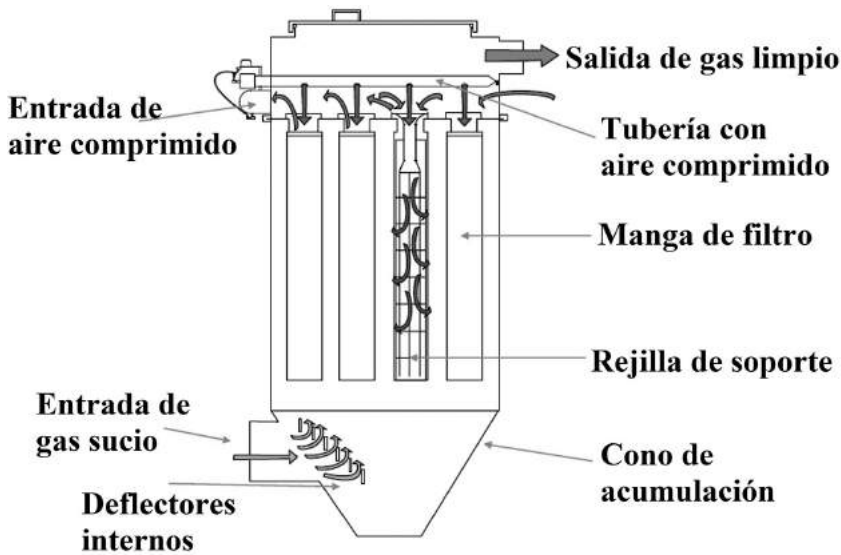


FIGURA 7.18  
Filtro de mangas con limpieza por chorro pulsante





En esta forma de limpieza se usa aire comprimido, que se envía con un pulso de 0,03 a 0,1 s de duración y de 400 a 800 kPa de presión, pasando por un tubo Venturi para arrastrar más aire dentro de la manga, estableciéndose una onda de presión que desciende por la manga, expandiendo y contrayendo rápidamente la superficie de la manga, y con ello separando las partículas adheridas. El ciclo de limpieza se regula con una válvula solenoide y se descarga en cañerías que poseen boquillas de distribución ubicadas encima de las mangas.

Debido a que el pulso de presión es de corta duración, no es necesario detener el flujo de gas para limpiar las mangas; las otras mangas siguen operando, captando más flujo de gas debido a la limpieza de una fila de mangas, luego no hay cambio en la caída de presión a través de las mangas debido al limpiado. Estas características permiten que el filtro opere en forma continua sin partes móviles excepto el sistema de inyectado de aire de limpieza. La frecuencia de limpieza es mayor que en el caso de los otros sistemas de limpieza ya descritos. Como el pulso remueve prácticamente todas las partículas adheridas, no se forma un queque de sólidos, por lo que se usan como materiales textiles fibras crudas o membranas poliméricas. Por lo mismo, estos filtros son capaces de operar con altas velocidades superficiales de filtración, tratando mayores flujos y concentraciones de partículas que en el caso de los otros dos tipos de filtros (para una misma área neta de filtración).

#### ***7.6.2.1 Caída de presión a través de un filtro de mangas (limpieza por agitación mecánica o flujo revertido)***

Como ya se ha comentado, el proceso de filtración es transitorio, con cambios en la resistencia de un filtro, de un compartimiento de filtros y del sistema completo (incluyendo ductos de entrada y salida de aire). La siguiente figura muestra una curva típica de operación de una sola manga de filtro.

En el caso de múltiples compartimientos, la forma de la curva cambia y es menos pronunciada que en el caso de una sola manga, adquiriendo una forma más aproximada a un crecimiento más lineal de  $\Delta P$  en el tiempo, con valores mínimos asociados a la entrada en limpieza de un compartimiento, como se muestra en la siguiente figura.

El modelo cuantitativo que se ocupa para predecir el aumento de la presión a través del filtro es el modelo lineal de resistencia hidráulica, el que se puede poner para una bolsa (con limpieza por agitación mecánica o flujo revertido) como:

FIGURA 7.19  
Caída de presión para una manga

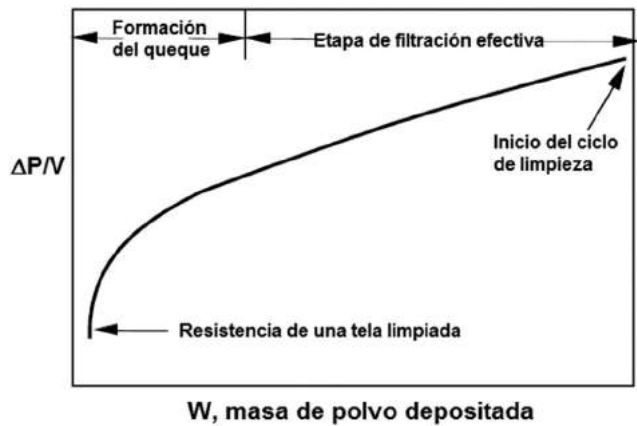
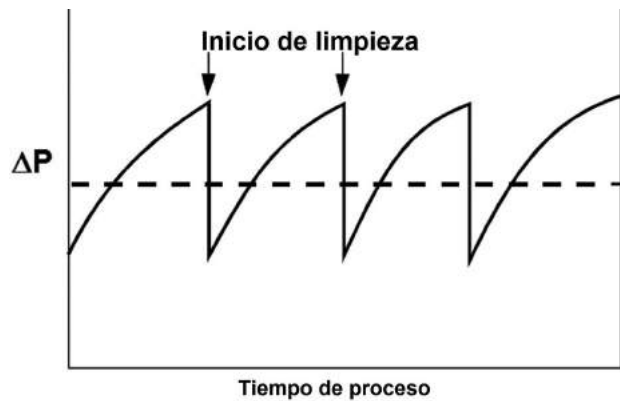


FIGURA 7.20  
Caída de presión total para un conjunto de compartimientos



$$S = \Delta P / V = K_1 + K_2 \cdot (L \cdot V \cdot t) \qquad \text{Ecuación 7.36}$$

En donde:  
S: resistencia hidráulica de la manga =  $\Delta P/V$   
L: carga de sólidos en el gas,  $g/m^3$   
 $\Delta P$ : caída de presión a través del filtro

$V$ : velocidad de filtración del gas = flujo de gas/(área del filtro)

$t$ : tiempo transcurrido

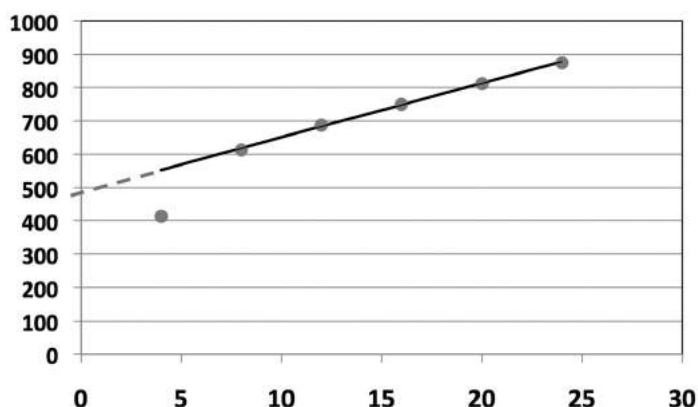
Las constantes  $K_1$  y  $K_2$  se obtienen haciendo una regresión lineal de  $\Delta P/V$  como función de  $W = L \cdot V \cdot t =$  carga de sólidos en la tela ( $\text{g/m}^2$ ), donde se toman en cuenta solamente los puntos en que la relación es lineal, ya que cuando se parte con un filtro limpiado la caída de presión es menor inicialmente, porque aquel no está aún completamente cubierto por sólidos; de esta manera se puede predecir la máxima caída de presión, que es un parámetro crítico del sistema. El siguiente ejemplo muestra cómo proceder.

### Ejemplo 7.5

A partir de los siguientes datos de caída de presión versus tiempo para un filtro, estimar las constantes  $K_1$  y  $K_2$ . Datos del gas: velocidad superficial de filtración:  $V = 0,8 \text{ m/min}$ , carga de sólidos en el gas:  $L = 1 \text{ g/m}^3$ .

Tiempo (min)	5	10	15	20	25	30
$\Delta P$ (Pa)	330	490	550	600	650	700

Transformado los datos a las variables  $S$  y  $W$ , se obtiene la siguiente figura.



De donde se obtiene por regresión lineal que  $K_1 = 487,5 \text{ Pa} \cdot \text{min/m}$  y que  $K_2 = 16,25 \text{ Pa} \cdot \text{min} \cdot \text{m/g}$ . Nótese que el primer punto de datos no cae en la recta de ajuste de la ecuación 7.34, ya que corresponde al período de formación del queque (**Figura 7.19**).

### 7.6.2.2 Diseño para un filtro de mangas con limpieza por agitación mecánica o flujo revertido

Cuando hay múltiples compartimientos con filtros de mangas, todos ellos en paralelo, en cada uno la caída de presión del flujo gaseoso es la misma, e igual a la del sistema completo. Luego, como cada compartimiento se limpia en forma cíclica, la velocidad de filtración de cada compartimiento cambia en el tiempo a medida que se cargan de sólidos las mangas textiles. El análisis detallado requiere entonces establecer un procedimiento iterativo de cálculo, ya que usualmente la velocidad media de filtración y la máxima caída de presión en el sistema son dados (Turner y otros, 1998). En esta sección mostraremos un análisis aproximado presentado por Copper y Alley (2002), que es suficiente para fines de dimensionar el filtro.

El algoritmo considera que hay  $N$  compartimientos como el de la **Figura 7.16**, donde uno está fuera de línea por limpieza. También se denota al compartimiento más sucio como  $j$ , el que está justo por limpiarse en el siguiente ciclo, y es el que determina la máxima caída de presión en el sistema. El proceso de diseño es el siguiente:

- 1) Establecer la velocidad máxima de filtración según el tipo de sólidos (**ver Tabla 7.3**).
- 2) Usar el resultado anterior para calcular el área neta de filtración y el número de compartimientos requeridos según **Tabla 7.4**.
- 3) Corregir el área por  $N/(N-1)$  para obtener el área de diseño (considerando un compartimiento que estará en limpieza).
- 4) Con las dimensiones de las bolsas (largo, diámetro), calcular el número de bolsas por compartimiento.
- 5) Calcular la velocidad de filtración con todos los compartimientos operando ( $V_N = Q/\{N \cdot A_C\}$ ) o con un compartimiento en limpieza ( $V_{N-1} = Q/\{(N-1) \cdot A_C\}$ ).
- 6) La relación que se debe cumplir entre número de compartimientos ( $N$ ), tiempo de filtrado ( $t_f$ ), de limpieza ( $t_c$ ) y de operación ( $t_r$ ), es:  

$$t_f = N(t_r + t_c) - t_c$$
- 7) La carga de sólidos en el compartimiento que se limpia al final está dada por:  $W_j = (N-1) \cdot (V_N \cdot L \cdot t_r + V_{N-1} \cdot L \cdot t_c)$
- 8) Con  $W_j$  y las constantes de filtración se calcula  $S_j = K_1 + K_2 \cdot W_j$ .
- 9) Con la **Tabla 7.5** se calcula la corrección por ensuciamiento y se obtiene  $V_j = f_N \cdot V_{N-1}$
- 10) Finalmente, la caída de presión máxima se obtiene mediante:  $\Delta P_m = S_j \cdot V_j$

TABLA 7.3  
 Velocidades de filtración máximas para filtros con limpieza mecánica  
 o por flujo revertido

Material	Velocidad máxima, m/min
Carbón activado, hollín, detergente, humos de fundición	0,45
Óxido de aluminio, fertilizante, grafito, carbón, óxido de calcio, pigmentos de pintura, ceniza volante, tinturas	0,60
Aluminio, arcilla, coke, cocoa, óxido de plomo, mica, jabón, azúcar, talco	0,70
Harina, vidrio, plásticos, cemento, cerámica, bauxita, mineral de cromo, feldespato	0,75
Asbestos, cuarzo, caliza, sílice	0,85
Corcho, mármol, sal, granos	0,95
Cuero, papel, tabaco, madera	1,10

TABLA 7.4  
 Número de compartimientos en función del área neta de filtración

Área neta de filtración* (m²)	Número de compartimientos
1- 370	2
370 – 1.100	3
1.100 – 2.300	4-5
2.300 – 3.700	6-7
3.700 – 5.600	8-10
5.600 – 7.500	11-13
7.500 – 10.000	14-16
10.000 – 14.000	17-20
> 14.000	>20

\*: Corresponde a la superficie de filtración operativa efectiva, considerando que uno de los filtros está fuera de operación por limpieza.

TABLA 7.5

Coefficiente de corrección de la velocidad de filtración considerando mayor obstrucción en los filtros más sucios

Número total de compartimientos, N	$f_N = V_j / V_{N-1}$
3	0,87
4	0,80
5	0,76
7	0,71
10	0,67
12	0,65
15	0,64
20	0,62

El siguiente ejemplo muestra cómo proceder en este tipo de diseño.

Ejemplo 7.6

Para un material textil cuyas constantes del modelo de resistencia lineal son  $K_1 = 0,577 \text{ "H}_2\text{O} \cdot \text{min}/\text{ft}$  y  $K_2 = 0,01 \text{ "H}_2\text{O} \cdot \text{min} \cdot \text{ft}/\text{g}$ , diseñe un filtro de mangas (con limpieza por flujo revertido) para filtrar  $20.000 \text{ ft}^3/\text{min}$  de aire con  $2,5 \text{ g}/\text{ft}^3$  de harina en suspensión. Suponga un tiempo de limpieza de 3 minutos y un tiempo de filtración de 60 minutos. Especifique el número de compartimientos, la velocidad de filtración, el área de filtración por compartimiento y el número total de mangas que se necesitan, si es que ellas son de 10 ft de largo y 1 ft de diámetro. Calcule además la máxima caída de presión que se puede generar en el equipo.

- a) Usando la información de la **Tabla 7.3** para harina:  $V = 2,5 \text{ ft}/\text{min}$ , con lo cual el área neta de filtración es:  $A = Q / V = 20.000 \text{ ft}^3/\text{min} / 2,5 \text{ ft}/\text{min} = 8.000 \text{ ft}^2$ .
- b) De la **Tabla 7.4** se obtiene que  $N = 3$  compartimientos. Luego el área total requerida es:  
 $A = (3/2) \cdot 8.000 \text{ ft}^2 = 12.000 \text{ ft}^2$ ,  
Área de una manga =  $\pi \cdot 10'1' = 31,4 \text{ ft}^2$ ,

Número de mangas:  $n = 12,000 \text{ ft}^2 / 31.4 \text{ ft}^2 = 382$  mangas, y como queremos igual número en cada compartimiento, consideramos  $n = 384$  mangas.

Área por compartimiento:  $A_C = (384/3) \cdot 31.4 \text{ ft}^2 = 4022 \text{ ft}^2$ .

- c) Para el cálculo de la máxima concentración de partículas en las mangas del compartimiento  $j$  evaluamos:

$$V_N = 2.5 \text{ ft/min} \cdot (2/3) = 1.7 \text{ ft/min},$$

$$V_{N-1} = 2.5 \text{ ft/min},$$

$$N = 3$$

$$t_r = (t_f - (N-1)t_c)/N = (60 - 2 \cdot 3)/3 = 18 \text{ min},$$

$$t_c = 3 \text{ min},$$

$$L = 2.5 \text{ g/ft}^3,$$

$$W_j = 190.5 \text{ g/ft}^2,$$

- d) Finalmente evaluamos la resistencia del filtro, la velocidad en el compartimiento  $j$  y la caída de presión máxima:

$$S_j = K_1 + K_2 W_j = 2.45 \text{ " H}_2\text{O} \cdot \text{min/ft},$$

$$V_j = 0.87 \cdot 2.5 \text{ ft/min} = 2.17 \text{ ft/min},$$

$$\Delta P_{\max} = S_j \cdot V_j = 5.3 \text{ " H}_2\text{O}$$

### 7.6.2.3 Diseño para un filtro de mangas con limpieza por chorro pulsante<sup>61</sup>

En este caso de filtros se opera normalmente usando un solo compartimiento, y donde los filtros se limpian de manera individual o por filas. Luego, la caída de presión a través de una sola manga de filtro (o una fila de ellas) queda como en la **Figura 7.19**, excepto que los valores absolutos de caída de presión son mayores, ya que este tipo de filtros opera con mayores velocidades de filtración.

Una ecuación para la caída de presión a través de una sola manga está dada por:

$$\Delta P = \frac{P_B + K_1 \cdot V - \sqrt{(P_B - K_1 \cdot V)^2 - 4 \cdot W \cdot V \cdot K_2 / K_3}}{2} + K_V \cdot V^2 \quad \text{Ecuación 7.37}$$

<sup>61</sup> Se presenta aquí un resumen del análisis de Leith y Ellenbecker (1980), extendido por Koehler y Leith (1983).

En donde  $P_B$  (en Pa) es la presión generada dentro de la manga por el pulso de aire (a presión  $P_p$  en kPa),  $W = L \cdot V \cdot t$  = carga de sólidos en la tela, donde  $t$  ahora es el tiempo entre pulsos de limpieza para cada manga;  $K_v$  es una constante de pérdida de carga para el tubo Venturi que está ubicado en la parte superior de cada manga (**Figura 7.17**) y se puede obtener haciendo pasar solamente aire limpio por el filtro ( $W = 0$  en la Ecuación 7.34) y graficando  $\Delta P/V$  a distintas velocidades  $V$ ; la pendiente de la recta corresponde a  $K_v$ .

Una correlación para estimar la presión del pulso de limpieza en la manga está dada por:

$$P_B \text{ (Pa)} = 164 \cdot [P_p \text{ (kPa)}]^{0.6}$$

Ecuación 7.38

Las constantes  $K_1$ ,  $K_2$  y  $K_3$  dependen de las características de la superficie de la tela (y no de los sólidos que se filtran), como se muestra en la siguiente tabla.

TABLA 7.6  
Características hidráulicas de algunos materiales

Tipo	$K_1$ , resistencia de la tela limpia, Pa·s/m	$K_2/K_3$ , Pa/s
Textil crudo	700	$0,67 \times 10^{10}$
Textil tejido a máquina	600	$0,44 \times 10^{10}$
Membrana de teflón	1.500	$1,88 \times 10^{10}$

Si la caída de presión a través del filtro está dada, entonces la Ecuación 7.37 se maneja asumiendo dada  $\Delta P$  y despejando la razón  $K_2/K_3$ , la que se puede calcular para una aplicación específica:

$$K_2/K_3 = \frac{(P_B - K_1 \cdot V)^2 - [P_B + K_1 \cdot V - 2(\Delta P - K_v \cdot V^2)]^2}{4 \cdot W \cdot V}$$

Ecuación 7.39

Y luego se puede usar el resultado anterior para utilizarlo en otras condiciones de operación. Para calcular la caída de presión total a través del equipo, se puede emplear la correlación empírica de Belba y otros (1992) dada por:

$$\Delta P = 1,7 \cdot V \pm 40\%$$

Ecuación 7.40



Donde  $\Delta P$  está en “H<sub>2</sub>O y V en ft/min. Nótese la alta incertidumbre de la ecuación anterior, lo que indica que hay que usarla con precaución. Además, en las ecuaciones 7.37 y 7.38 hay varias constantes que no se pueden predecir, que se calculan analizando datos experimentales.

## 7.7 Resumen: selección de equipos de captura de partículas

El equipo de control específico que debería escoger una determinada industria, con el objeto de cumplir con ciertos estándares de emisión, depende de varios parámetros de proceso, siendo el más importante en principio el flujo de gases a ser limpiados. Si el equipo no tiene la capacidad de procesar dichos flujos, no podrá cumplir con las exigencias. Por otra parte, la eficiencia máxima que se puede alcanzar es importante, dado que muchos procesos industriales tienden a veces a operar por sobre las condiciones de diseño.

Las eficiencias de recolección de distintos equipos son afectadas por operación por encima o debajo de los valores de diseño. Las características físicas y químicas de las partículas también afectan la selección del equipo (distribución de tamaños, por ejemplo).

La concentración de sólidos en el gas es relevante y en casos de altas concentraciones se deberá colocar primero un equipo de pretratamiento, como una cámara de sedimentación, por ejemplo. También se debe considerar la posibilidad de que haya cambios repentinos de temperatura, así como los requerimientos de mantención de los distintos tipos de equipos.

### 7.7.1 Selección de equipos de abatimiento

A continuación se hace un listado de las situaciones en las cuales es preferible alguno de los cuatro tipos de equipo de control analizados en este capítulo.

- Los ciclones se usan típicamente cuando: a) el material particulado es grueso; b) las concentraciones son altas (mayores a 1 g/ft<sup>3</sup>); c) se desea clasificar los sólidos; d) no se necesita alta eficiencia.
- Los lavadores de gases (*scrubbers*) son recomendados cuando: a) Se debe remover partículas finas con alta eficiencia; b) Es deseable enfriar el gas y no hay problemas con la mayor humedad; c) Los gases son combustibles; d) Se debe remover tanto gases como partículas.
- Los filtros de tela son aconsejables cuando: a) Se necesitan altas eficiencias; b) Se debe recolectar un material valioso en seco; c) El gas está siempre

sobre su punto de rocío; d) Los flujos y temperaturas son razonablemente bajos.

- Los precipitadores electrostáticos son factibles cuando: a) Se requiere alta eficiencia con partículas finas; b) Se debe manejar altos flujos de gases; c) El material particulado es valioso y se debe recuperar seco; d) Los flujos están a temperaturas elevadas (gases de combustión, por ejemplo)

La siguiente tabla resume en los criterios anteriormente señalados.

TABLA 7.7

Criterios para seleccionar equipos de abatimiento de emisiones de material particulado.  
Adaptado de Hanly y Petchonka (1993)

Tecnología de captación	$D_p, \mu_m$	$\Delta P, \text{pulg. de agua}$	Grado de limpieza esperado	Condición del efluente	Sensibilidad al punto de rocío
Cámaras de sedimentación	$> 150$	$< 1$	50% para tamaños bajo 50 mm y 95% para tamaños mayores a 300 $\mu m$	Seco o húmedo dependiendo del acondicionamiento	No es muy sensible
Ciclones	$> 10$	1 - 3	80% para tamaños bajo 20 $\mu m$ y mayor al 95% para tamaños sobre 50 $\mu m$	Seco o húmedo dependiendo del acondicionamiento	Crítico
Torres de aspersión	$> 3$	2 - 7	98% para partículas sobre 5 $\mu m$ y 50% en partículas bajo 3 $\mu m$	Húmedo	Insensible; puede afectar el material de construcción
Lavadores de gases tipo Venturi	$> 0,3 - 1$	15 - 30	90-99% en partículas bajo 5 $\mu m$	Húmedo	Insensible; puede afectar el material de construcción
Filtros textiles	$> 0,5 - 1$	1 - 10	95-99% en partículas bajo 5 $\mu m$	Seco o húmedo dependiendo del acondicionamiento	Muy crítico
Precipitador electrostático	$> 0,001$	0,25 - 0,5	80-99% en todas las partículas	Seco o húmedo dependiendo del acondicionamiento	Crítico

## 7.8 Referencias

- 1) Belba, V.H., W.T. Grubb y R. Chang. "The potential of pulse-jet baghouses for utility boilers- part I: a worldwide survey of users". *J Air & Waste Manage Assoc* 42, 2 (1992), 209.
- 2) Calvert, S. y H. Englund, H. *Handbook of Air Pollution Technology*. Nueva York: Wiley, 1984.
- 3) Coker, A.K. Understand cyclone design". *Chemical Engineering Progress* 89, 12 (1993), 51-55.
- 4) Dietz, P.W. "Collection efficiency of cyclone separators". *AIChE Journal* 27 (1981), 888.
- 5) Dirgo, J. y D. Leith. "Cyclone collection efficiency: Comparison of experimental results with theoretical predictions". *Aerosol Science and Technology* 4 (1985), 401-415.
- 6) Hanly, J. y J.J. Petchonka., J.J. (1993) "Equipment Selection for Solid Gas Separation", *Chemical Engineering*, Vol. 100, N° 7, Julio, 83-85.
- 7) Hinds, William C., *Aerosol Technology*, 2ª Ed., John Wiley & Sons, New York, 1998.
- 8) Iozia, D. L. y Leith, D. (1989), "Effect of Cyclone Dimensions on Gas Flow Pattern and Collection Efficiency", *Aerosol Science and Technology*, 10: 491.
- 9) Iozia, D. L. y Leith, D. (1990), "The Logistic Function and Cyclone Fractional Efficiency", *Aerosol Science and Technology*, 12: 598-606.
- 10) Kim, H.T., K. W. Lee, M. R. Kuhlman (2001), "Exploratory design modifications for enhancing cyclone performance", *J. Aerosol Science* 32, 1135-1146
- 11) Koehler, J. L. y Leith, D. (1983), "Pressure Drop in a Pulse-Jet Cleaned Fabric Filter: Theory and Calibration," *Atmos. Environ.*, 17: 1909.
- 12) Kuo, K-Y. y Tsai, Ch-L., On the theory of particle cutoff diameter and collection efficiency of cyclons, *AAQR*, 1, 1, 47-56, 2001.
- 13) Lapple, C. E. (1950), "Gravity and centrifugal separation", *Industrial Hygiene Quarterly*, 11, 40.
- 14) Lapple, C.E. (1951), "Processes use many collector types", *Chem. Eng.* 58, 144-151.
- 15) Leith, D. y Licht, W. (1972), "The collection efficiency of cyclone type particle collectors, a new theoretical approach", *AIChE Symposium Series*, 126 (68), 196-206.

- 16) Leith, D. y Ellenbecker, M.J. (1980), "Theory for Pressure Drop in a Pulse-Jet Cleaned Fabric Filter", *Atmos Environ* 14 (1980), 845.
- 17) Licht, W. *Air pollution control engineering: Basic calculations for particulate collection*. 2ª ed. Nueva York: Marcel Dekker, 1988.
- 18) Lucke, T. y H. Fissan. "The prediction of filtration performance of high efficiency gas filter elements". *Chem Eng Sci* 51, N° 8 (1996), 1199-1208.
- 19) Pulley, R.A. "Modelling the performance of venturi scrubbers". *Chem Eng J* 67 (1997), 9-18.
- 20) Ramachandran, G., D. Leith, J. Dirgo y H. Feldman. "Cyclone Optimization Based on a New Empirical Model for Pressure Drop". *Aerosol Science and Technology* 15 (1991), 135-148.
- 21) Rudnick, S.N., J.L.M. Koehler, K.P. Martin, D. Leith y D.W. Cooper. "Particle collection efficiency in a Ventura scrubber: comparison of experiments with theory". *Environ Sci Technol*, Vol 20, N° 3 (1986), 237-242.
- 22) Shepherd, C.B. y C.E. Lapple. "Flow pattern and pressure drop in cyclone dust collectors". *Ind Eng Chem* 31 N° 8 (1939); *ibid.* 32, N° 9 (1940).
- 23) Smith, B.R. "Monitoring Wet Scrubber performance". *Chemical Engineering* (June 1995), 96-101.
- 24) Theodore, L. y V. DePaola. *Predicting Cyclone Efficiency*, JAPCA, 30 (1980), 1132-1133.
- 25) Turner, J.H., J.D. McKenna, J.C. Mycock y A.B. Nunn. Section 6, Particulate Matter Controls, Environmental Protection Agency, EE EU, <http://www.epa.gov/ttn/catc/dir1/cs6ch1.pdf>
- 26) Wark, K., C.F. Warner y W.T. Davies. *Air Pollution: Its Origin and Control*, 3ª ed. Nueva York: Addison Wesley, 1998..
- 27) Yung, S., S. Calvert y F.H. Barbarika. "Venturi Scrubber Performance Model". *Publicación EPA 600* (1977), 2-77-172.
- 28) Yung, S., S. Calvert, F.H. Barbarika, F.H. y L.E. Sparks. "Venturi Scrubber Performance Model". *Environmental Science and Technology*, 12, 4 (1978), 456-459.

## 7.9 Problemas propuestos

- 1) Se empleará un ciclón para limpiar una corriente gaseosa que contiene  $4 \text{ g/m}^3$  de partículas, con la siguiente distribución de tamaños en masa:

Diámetro ( $\mu\text{m}$ )	5	10	25	50	100
% en peso	15	15	40	20	10

Los datos del ciclón son los siguientes:

Ancho del ducto de entrada: 12"      Número de giros efectivos: 5  
Velocidad del gas a la entrada: 20 pie/s;      Densidad de las partículas:  
1,6 g/cm<sup>3</sup>;  
Viscosidad del gas:      0,045 lb/(pie h)

La eficiencia del ciclón viene dada por la expresión:

$$\eta(D_p) = 1 - \exp \left[ -a \left( D_p / D_{p,50} \right)^b \right]$$

donde a = 0,7; b = 1,22 y D<sub>p,50</sub> es el diámetro de corte definido según Lapple.

Calcule la distribución en masa y la concentración total de partículas a la salida del ciclón.

- 2) Una corriente de aire trae en suspensión material particulado con la siguiente distribución de tamaño:

Diámetro (μm)	5	10	30	50	100	200
% en peso	10	15	25	30	15	5

Se ha instalado un ciclón para efectuar el abatimiento de las emisiones de material particulado; la eficiencia de captación de partículas del ciclón está dada por la expresión:

$$\eta(D_p) = 1 - \exp \left[ -A \left( D_p \right)^B \right]$$

en donde A = 0,232 y B = 0,588 cuando D<sub>p</sub> se mide en μm.

- a) Si la corriente que ingresa al ciclón posee una concentración total de sólidos de 1 g/m<sup>3</sup>, ¿es posible cumplir a la salida con la norma de emisión de material particulado de 56 mg/m<sup>3</sup>?
- b) Si se agregara un segundo ciclón, idéntico al anterior y conectado en serie, ¿cuál sería ahora la concentración de material particulado a la salida del sistema de abatimiento?
- 3) Determine la eficiencia de colección de un ciclón usando la metodología de Lapple y asumiendo un diseño convencional de acuerdo a la **Tabla 7.1**.

Suponga que el diámetro del ciclón es  $D = 0,5\text{ m}$  y que la velocidad de entrada del gas es de  $25\text{ m/s}$ . Estime además el costo anual de operación si el valor de la electricidad es de  $\text{US\$ } 0,02/\text{KW-h}$  y el ciclón opera 24 horas al día durante 330 días al año. Otros datos:  $\rho_P = 1.500\text{ kg/m}^3$ ,  $\rho_G = 0,90\text{ kg/m}^3$ ,  $\mu = 1,7 \times 10^{-4}\text{ g/[cm x s]}$ .  $1\text{ kW} = 1.000\text{ J/s}$ . Las características de los sólidos se dan en la siguiente tabla:

Intervalo de tamaño ( $\mu\text{m}$ )	% en masa
0-4	3
4-10	10
10-20	30
20-40	40
40-80	15
> 80	2

- 4) (Diseño de un ciclón). El aire evacuado desde una operación de molienda de roca posee la distribución de tamaño que se muestra en la tabla siguiente:

$D_p\ (\mu\text{m})$	100	70	50	30	20	10	5	1
% masa bajo $D_p$	72	67	52	38	25	14	9	4

La concentración total de partículas en la corriente de aire (a  $20\text{ }^\circ\text{C}$ ) es de  $7\text{ g/m}^3$ , el flujo es de  $4.000\text{ pie}^3/\text{min}$  y la densidad de los sólidos es de  $2,5\text{ g/cm}^3$ . Se propone diseñar un ciclón para recolectar las partículas en la corriente de aire que proviene del molino, para lo cual se sugiere usar la herramienta Solver, de Excel, que permite optimizar funciones multivariantes sujetas a restricciones (en este caso, los intervalos de valores dados en la **Tabla 7.1**). El procedimiento es el siguiente:

- i) Escoger un diámetro y altura de ciclón, sujetos a la restricción de la **Tabla 7.1**
- ii) Escoger una caída de presión (entre  $0,1$  y  $4\text{ kPa}$ , por ejemplo) y calcular el mínimo diámetro de corte según Lapple –ecuación (7.10)– que satisface la ecuación (7.14). Para esto use Solver, de Excel (por

ejemplo), sujeto a las restricciones de dimensiones del ciclón dadas por la Tabla 8.1.

- iii) Calcular la eficiencia global de separación ( $\eta$ ) para este ciclón y para los datos de la distribución de tamaño de partículas dada más arriba. Suponer que se cumple que:

$$\eta_j = \frac{1}{1 + (D_{p50}/D_{pj})^2}, \text{ donde } D_{p50} \text{ es el diámetro de corte definido según Lapple.}$$

- iv) Repetir los pasos anteriores y desarrollar un gráfico de eficiencia global versus caída de presión en el ciclón.
- v) Si el objetivo de diseño es mantener la concentración de sólidos a la salida del ciclón bajo  $500 \text{ mg/m}^3$ , determine las dimensiones del ciclón a partir de los resultados en iv).
- 5) Calcule la longitud de una cámara que permita capturar 90% de un flujo de gas (velocidad:  $0,5 \text{ m/s}$ ), con partículas de  $50 \text{ }\mu\text{m}$  de tamaño y densidad de  $2 \text{ g/cm}^3$  ( $v_{TS} = 15 \text{ cm/s}$ ). La altura de la cámara es de  $3 \text{ m}$ . ¿Qué pasaría si se colocaran bandejas dentro de la cámara, de manera de reducir la altura efectiva del flujo de gases a  $1 \text{ m}$ ?
- 6) Una cámara de sedimentación se usa para recolectar partículas con una densidad de  $1.200 \text{ kg/m}^3$  de una corriente de aire a presión de  $1 \text{ atm}$  y a  $350 \text{ K}$ . El caudal de la corriente es de  $15 \text{ m}^3/\text{s}$ . La cámara tiene una altura de  $2,5 \text{ m}$  y un ancho de  $3 \text{ m}$ .
- a) ¿Cuál es el largo requerido en la cámara para 98% de remoción de partículas de  $60 \text{ }\mu\text{m}$ ?
- b) ¿Cuál es el largo requerido en la cámara para 99,5% de remoción de partículas de  $60 \text{ }\mu\text{m}$ ?
- c) ¿Cuáles son las eficiencias de remoción para partículas de tamaños de  $50, 40, 30$  y  $10 \text{ }\mu\text{m}$ , si se utiliza el largo calculado en la parte a)? Grafique la curva de eficiencia versus tamaño de partícula para este caso.
- 7) Aire a  $298 \text{ K}$  y  $1 \text{ atm}$  que proviene de un proceso de manufactura está contaminado con neblina ácida. Se hace pasar el aire sucio por una cámara de sedimentación de sección transversal cuadrada, de  $8 \text{ m}$  de largo y  $1 \text{ m}$  de altura. La neblina se considera formada por partículas esféricas de  $80 \text{ }\mu\text{m}$  de diámetro y  $1 \text{ g/cm}^3$  de densidad. Encuentre el máximo caudal de aire que se puede tratar ( $\text{en m}^3/\text{h}$ ) que permite 90% de remoción de neblina.

- 8) A usted le piden una recomendación con respecto al siguiente diseño de una cámara de sedimentación gravitacional que se espera alcance 90% de eficiencia de recolección para material particulado. La corriente de gas proviene de la combustión de carbón. Las partículas tienen un diametro de 10  $\mu\text{m}$  con densidad de 1,0  $\text{g/cm}^3$ . Las condiciones de la corriente gaseosa son 130  $^{\circ}\text{C}$  y 750 mm Hg; el caudal es de 16.300  $\text{m}^3/\text{h}$  a esas condiciones de proceso, y su composición es de 76% de  $\text{N}_2$ , 7% de  $\text{CO}_2$ , 8% de  $\text{H}_2\text{O}(\text{g})$ , 8,7% de  $\text{O}_2$ , 2.600 ppm de  $\text{SO}_2$ , 250 ppm de  $\text{NO}$ , y 150 ppm de  $\text{CO}$ , todos en base de volumen.  
El tamaño propuesto para la cámara es:  $H = 5 \text{ m}$ ;  $L = 5 \text{ m}$ ;  $W = 5 \text{ m}$ ;  $n = 20$ . ¿Usted recomendaría este diseño preliminar?
- 9) En una empresa se ha decidido agregar un precipitador electrostático antes de la chimenea, para abatir las emisiones de material particulado. A Ud. le piden que analice un precipitador electrostático cuya eficiencia de captura viene dada por la ecuación:

$$\eta(D_p) = 1 - \exp\left[-A(D_p)^B\right]$$

en donde  $A = 0,92$  y  $B = 0,62$  cuando  $D_p$  se mide en  $\mu\text{m}$ .

Se desea calcular la emisión de material particulado a la salida del precipitador, en t/año, y el área requerida de electrodos en el precipitador. El flujo de gases a tratar es de 550.000  $\text{m}^3/\text{h}$ . Se conocen los siguientes datos de la distribución de tamaños de partícula emitidas por la chimenea, antes de instalar el precipitador electrostático:

DP ( $\mu\text{m}$ )	Porcentaje en peso
1	43,4
2,5	26,2
5	11,4
10	12,7
15	3,7
20	2,6

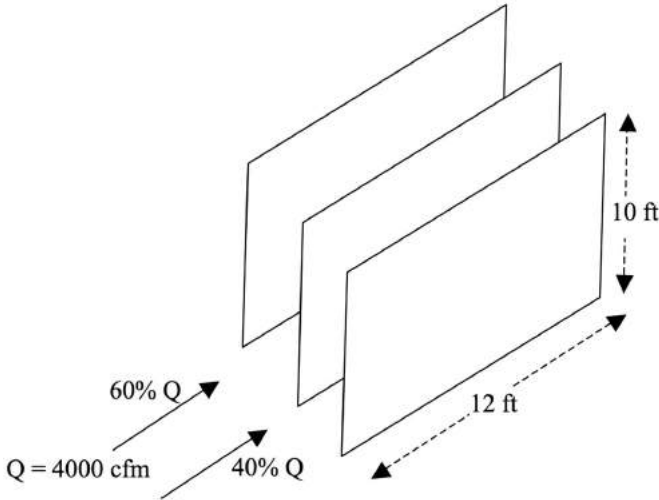
En este caso la velocidad de migración es  $V_{TE} = 0,1 \text{ m/s}$  para este tipo de material particulado.



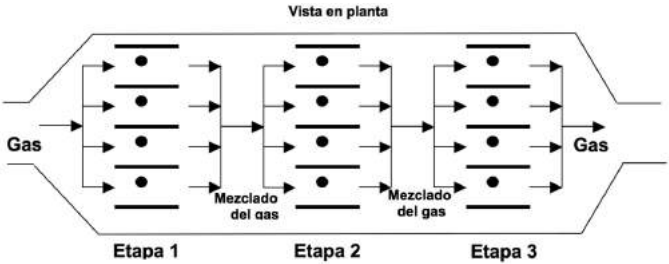
- 10) Una planta termoeléctrica produce una corriente de gases de combustión que contiene cenizas volantes, las que tienen un flujo másico de 6 g/s y cuya concentración en la corriente gaseosa es de 700 mg/m<sup>3</sup>. Se ha colocado un precipitador electrostático para controlar estas emisiones. La siguiente tabla entrega la composición de las partículas que ingresan al precipitador electrostático y la eficiencia de este en abatirlas de la corriente gaseosa. Calcule la cantidad de ceniza volante que se emite por la chimenea, en g/s. Si no hay variación significativa de P y T en el gas al pasar por el precipitador, verificar si se cumple o no la norma de emisión de material particulado que es de 56 mg/m<sup>3</sup>.

Tamaño (μm)	0-5	5-10	10-20	20-40	> 40
% en peso	14	17	21	23	25
Eficiencia (%)	70,0	92,5	96,0	99,0	100

- 11) Un precipitador electrostático posee dos ductos, con placas de recolección (electrodos) de 12 ft largo y 10 ft de alto (ver figura). Las placas poseen una separación de 8 pulgadas. El gas a tratar posee 80% de partículas mayores a 10 μm (i.e., 20% bajo 10 μm). La velocidad de migración es de 0,6 ft/s para las partículas mayores a 10 μm y 0,2 ft/s para las partículas menores a 10 μm. Calcule la eficiencia total si a un ducto ingresa 60% del gas y al otro 40%. El flujo total a ser tratado es de 4.000 cfm.



- 12) Un precipitador electrostático está compuesto por tres etapas de limpieza, cada una con cinco placas recolectoras en paralelo (ver figura). El gas sucio a ser tratado tiene un flujo de  $500 \text{ m}^3/\text{min}$ . Las velocidades de migración ( $w$ ) en las tres etapas son de 8, 6 y  $4 \text{ m/min}$ , respectivamente. Las dimensiones de las placas son: 3 m de altura y 4 m de longitud. Se asume que el flujo de gas se distribuye uniformemente entre las placas en cada una de las etapas del equipo.
- a) Calcular la eficiencia de captura de partículas en cada etapa y la eficiencia global del equipo.
- b) Si se descomponen todos los electrodos de la etapa 2, calcular la eficiencia global del equipo en esta situación. Asuma que el resto de las condiciones de operación no cambian.



- 13) Para una distribución dada de sólidos, se ha encontrado que la eficiencia y la pérdida de carga por unidad de flujo ( $\Delta P/Q$ ) en un Venturi están relacionadas entre sí por las siguientes expresiones:  $\eta = 1 - \exp(-N_t)$ , donde  $N_t$  es el número de unidades de transferencia (adimensional), y  $N_t = \alpha (\Delta P/Q)^\beta$ , donde  $\alpha$  y  $\beta$  son constantes empíricas para cada tipo de sólidos y ( $\Delta P/Q$ ) debe ser expresado en HP/1.000 cfm (1 pulgada de agua = 0,1575 HP/1.000 cfm) .
- a) Si se han encontrado los siguientes resultados experimentales:

$\Delta P/Q$ (in $\text{H}_2\text{O}$ )	$\eta$ (%)
12,7	56,0
38,1	89,0

Calcular la pérdida de carga por unidad de flujo requerida para obtener una eficiencia del 97%.

- b) Se instala un lavador Venturi en una fábrica de talco ( $\alpha=2,97$  y  $\beta=0,362$ ). Para una pérdida de carga por unidad de flujo de 25,4 pulgadas de agua y una concentración inicial de 1,5 g/ft<sup>3</sup>, ¿cuál es la concentración a la salida?
- 14) (Diseño de un lavador Venturi). La distribución de tamaño del material particulado producido en una operación de molienda es la siguiente:

$D_p$ ( $\mu\text{m}$ )	0,1	0,2	0,5	1	2	3	5	7	8
% masa bajo $D_p$	0,01	0,05	0,2	1,0	5,0	40,	95,0	99,9	99,99

Las partículas poseen una densidad de 2,7 g/cm<sup>3</sup> y la temperatura del gas a tratar es de 200 °C, siendo su flujo de 8.000 pie<sup>3</sup>/min. Se requiere una eficiencia de 99% en la base másica.

Diseñe un lavador Venturi que alcance esta eficiencia requerida. Ud. debe especificar:

- La velocidad del gas a través de la garganta del Venturi, en m/s.
- La cantidad de agua a ser inyectada, en m<sup>3</sup>/h.
- La caída de presión al pasar el flujo por la garganta del Venturi.
- La eficiencia global alcanzada.

Desarrolle sus cálculos utilizando Solver, de Excel (por ejemplo), para explorar diferentes condiciones de operación del Venturi, particularmente la caída de presión versus la eficiencia global.

NOTA: para la caída de presión a través del Venturi, considere que se cumple la siguiente expresión:

$$\Delta P = 0,85 \rho_L \left( \frac{Q_L}{Q_G} \right) (V_{G/W})^2$$

- 15) Las condiciones de operación de una torre de aspersión en contracorriente son las siguientes:  $Q_L/Q_G = 1$  L/m<sup>3</sup>,  $V_{G/W} = 20$  cm/s,  $D_D = 300$   $\mu\text{m}$  y  $Z = 1$  m. Calcule la eficiencia de recolección de partículas de 8  $\mu\text{m}$  de diámetro. Suponer presión atmosférica, 25 °C y  $\rho_p$  de 1 g/cm<sup>3</sup>.
- 16) Se tiene una torre de aspersión vertical de altura  $Z = 3$  m y que opera con una razón líquido/gas de 1 L/m<sup>3</sup>; en la torre se producen gotas de 200  $\mu\text{m}$  de diámetro ( $V_{D/G} = 0,7$  m/s) y la velocidad del aire en la torre

es  $V_{G/W} = 0,2$  m/s, y su viscosidad es  $\mu = 2 \times 10^{-5}$  kg/(m·s). La eficiencia de captura de esa misma partícula en su paso a través de la torre está dada por la ecuación 7.20. Sin embargo, en esa ecuación se ha asumido implícitamente que el total del líquido se puede convertir en gotas, lo que no es realista. Suponiendo que solamente 40% del líquido inyectado forme gotas, calcule la eficiencia global de abatimiento de la siguiente distribución de tamaños de partículas (de densidad  $\rho_p = 1.500$  kg/m<sup>3</sup>) que ingresan en el gas a la torre:

$D_p$ (μm)	0-2	2-4	4-10	10-20	20-30
% en masa	7,0	35,0	28,0	22,0	8,0

¿Cuál sería la eficiencia de abatimiento para el  $MP_{10}$  solamente?

- 17) Una torre de aspersión de flujo cruzado está recolectando 90% de partículas de 6 μm de diámetro y densidad  $\rho_p = 2.000$  kg/m<sup>3</sup>; las gotas de aguas son todas de diámetro 400 μm.
- a) Ahora se instalan nuevas boquillas de aspersión que producen gotas de agua de tamaño uniforme igual a 200 μm.  $Q_L$  y  $Q_G$  no cambian. ¿Cuál es la nueva eficiencia de colección? Suponga que se opera en condiciones ambientales (1 atm, 25 °C).
- b) Para el mismo equipo, calcule la eficiencia de captura por impacto,  $\eta_p$ , y la eficiencia de colección,  $\eta_D$ , para partículas de 6 μm, si los diámetros de gota son de 200, 400, 700, 1.000, 1.500, 2.000 y 3.000 μm, respectivamente. Grafique ambas eficiencias versus el diámetro de la gota. Para este caso, la velocidad terminal de sedimentación en aire de las gotas se puede calcular mediante la expresión siguiente (todas las unidades en SI):

$$V_{D/G} = 0,153 \frac{g^{0,71} (D_p)^{1,14} (\rho_p - \rho_G)^{0,7}}{(\rho_G)^{0,29} (\mu_G)^{0,43}}$$

- 18) Estimar la eficiencia combinada  $\eta_T$  de una sola fibra cilíndrica de 1 μm de diámetro cuando se hace pasar aire con partículas sólidas de 0,1 μm ( $D_{diff,P} = 7 \times 10^{-6}$  cm<sup>2</sup>/s) en forma perpendicular al eje de la fibra, a una velocidad de 10 cm/s. Suponga que las condiciones son ambientales ( $\mu = 1,8 \times 10^{-4}$  g/[cmxs]),  $\alpha = 0,04$  y densidad de partículas de 3 g/cm<sup>3</sup>. Comente qué mecanismos son importantes y cuáles no.

- 19) El Llanero Solitario está cabalgando a través de una tormenta de arena ( $\rho_p = 2.600 \text{ kg/m}^3$ ) y se cubre su nariz con un pañuelo, el que se puede considerar que está compuesto de fibras textiles en paralelo, de  $300 \mu\text{m}$  de diámetro y que ocupan 75% del área de flujo. La velocidad del aire aproximándose a la tela es de 1 m/s.
- Estime la eficiencia de captura de partículas de arena de  $10 \mu\text{m}$  de diámetro, y el diámetro de corte  $D_{p50}$  para este caso.
  - Si ahora el Llanero Solitario dobla la tela para taparse la nariz, repita los cálculos de a).
  - Si ahora el Llanero Solitario decide doblar la tela todas las veces que sea necesario para que el diámetro de corte  $D_{p50}$  tenga el valor de  $1 \mu\text{m}$ , ¿cuántas capas de tela debería usar?
- 20) A partir de los siguientes datos de caída de presión versus tiempo para un filtro, estimar la caída de presión a los 70 min de operación. Datos del gas: velocidad de filtración:  $V = 0,9 \text{ m/min}$ , carga de sólidos en el gas:  $L = 5 \text{ g/m}^3$ .

T, [min]	0	5	10	20	30	60
$\Delta P$ , [Pa]	150	380	505	610	690	990

- 21) Estime el área de filtración para un filtro de mangas con agitación mecánica que debe filtrar  $40.000 \text{ ft}^3/\text{min}$  de aire con  $10 \text{ g/ft}^3$  de polvo de harina. Especifique además el número de compartimientos que se deben usar y el número de bolsas requeridas si cada una tiene 8 ft de largo y 6" de diámetro.
- 22) Para el filtro del problema anterior, suponga que la caída de presión queda definida por las constantes:  $K_1 = 1 \text{ "H}_2\text{O} \cdot \text{min/ft}$  y  $K_2 = 0,003 \text{ "H}_2\text{O} \cdot \text{min} \cdot \text{ft/g}$ . Suponga que cada compartimiento se limpia y retorna a servicio en 4 min. Para un tiempo (ciclo) de filtración de 60 min, calcular la máxima caída de presión que se debe proveer al sistema.