

Sección 6

Controles de Materia Particulada

Capítulo 3

Precipitadores Electrostáticos

James H. Turner
Phil A. Lawless
Toshiaki Yamamoto
David W. Coy
Research Triangle Institute
Research Triangle Park, NC 27709

John D. McKenna, John C. Mycock & Arthur B. Nunn
ETS, Inc.
Roanoke, VA 24018-4394

Gary P. Greiner
John D. McKenna
ETS, Inc.
Roanoke, VA 24018-4394

William M. Vatauvuk
Innovative Strategies and Economics Group, OAQPS
U.S. Environmental Protection Agency
Research Triangle Park, NC 27711

Septiembre de 1999

Contenido

3.1 Descripción del Proceso	3-4
3.1.1 Introducción	3-4
3.1.2 Tipos de PESs	3-4
3.1.2.1 Precipitadores de Placa-Alambre	3-4
3.1.2.2 Precipitadores de Placa Plana	3-7
3.1.2.3 Precipitadores Tubulares	3-8
3.1.2.4 Precipitadores Húmedos	3-9
3.1.2.5 Precipitadores de Dos Etapas	3-9
3.1.3 Equipo Auxiliar	3-9
3.1.4 Teoría de la Precipitación Electrostática	3-12
3.1.4.1 Punto de Operación Eléctrico	3-12
3.1.4.2 Cargado de Partículas	3-15
3.1.4.3 Recolección de la Partícula	3-17
3.1.4.4 Escabullimiento y Reencauzamiento por Golpeteo	3-19
3.2 Procedimiento de Diseño del PES	3-21
3.2.1 Área Específica de Recolección	3-21
3.2.1.1 Procedimiento para SCA con Velocidad de Migración Conocida	3-22
3.2.1.2 Procedimiento Completo para SCA	3-25
3.2.1.3 Área Específica de Recolección para Precipitadores Tubulares	3-31
3.2.2 Velocidad de Flujo	3-31
3.2.3 Cálculos de Caída de Presión	3-33
3.2.4 Características de la Partícula	3-35
3.2.5 Características del Gas	3-35
3.2.6 Limpieza	3-36
3.2.7 Características de Construcción	3-37
3.3 Estimación de la Inversión de Capital Total	3-38
3.3.1 Costo del Equipo	3-38
3.3.1.1 Costos del PES	3-38
3.3.1.2 Factor de Costo de Reconversión	3-43
3.3.1.3 Equipo Auxiliar	3-44
3.3.1.4 Costos de Precipitadores de Dos Etapas	3-44
3.3.2 Costo Total de Equipo Comprado	3-44
3.3.3 Inversión de Capital Total (TCI)	3-44

3.4 Estimación de los Costos Totales Anuales	3-46
3.4.1 Costos Directos Anuales	3-46
3.4.1.1 Mano de Obra de Operación y de Supervisión	3-46
3.4.1.2 Materiales de Operación	3-47
3.4.1.3 Mantenimiento	3-47
3.4.1.4 Electricidad	3-49
3.4.1.5 Combustible	3-50
3.4.1.6 Agua	3-51
3.4.1.7 Aire Comprimido	3-51
3.4.1.8 Disposición de Polvo	3-51
3.4.1.9 Tratamiento de Agua Residual	3-52
3.4.1.10 Costos de Acondicionamiento	3-52
3.4.2 Costos Indirectos Anuales	3-52
3.4.3 Recuperación de Créditos	3-53
3.4.4 Costo Total Anual	3-53
3.4.5 Problema de Ejemplo	3-53
3.4.5.1 SCA de Diseño	3-53
3.4.5.2 Costo del PES	3-57
3.4.5.3 Costos de Auxiliares	3-57
3.4.5.4 Inversión de Capital Total	3-58
3.4.5.5 Costos Anuales-Caída de Presión	3-58
3.4.5.6 Costo Total Anual	3-58
3.5 Reconocimientos	3-58
Referencias	3-62
Apéndice A	3-64

3.1 Descripción del Proceso

3.1.1 Introducción

Un precipitador electrostático (PES) es un dispositivo de control de partículas que utiliza fuerzas eléctricas para mover las partículas fuera de la corriente de gas y sobre las placas del colector. A las partículas se les da una carga eléctrica forzándolas a que pasen a través de una corona, una región en la cual fluyen iones gaseosos. El campo eléctrico que fuerza a las partículas cargadas hacia las paredes, proviene de electrodos que se mantienen a un alto voltaje en el centro de la línea de flujo. La Figura 3.1 es un ejemplo de los componentes del precipitador electrostático.

Una vez que las partículas son recolectadas sobre las placas, deben ser removidas de las placas sin que se re-encaucen en la corriente de gas. Esto se logra usualmente desprendiéndolas de las placas, permitiendo que la capa de partículas recolectada se deslice hacia una tolva desde la cual son evacuadas. Algunos precipitadores remueven las partículas con lavados con agua intermitentes o continuos.

3.1.2 Tipos de PESs

Los PESs están configurados de varias maneras. Algunas de estas configuraciones han sido desarrolladas para una acción de control especial y otras han evolucionado por razones económicas. Los tipos que serán descritos aquí son (1) el precipitador de placa-alambre, la variedad más común, (2) el precipitador de placa plana, (3) el precipitador tubular, (4) el precipitador húmedo, el cual puede tener cualquiera de las configuraciones mecánicas anteriores; y (5) el precipitador de dos etapas. Ver la Figura 1.14 para ejemplos de configuraciones de PES de placa plana y de placa-alambre típicos.

3.1.2.1 Precipitadores de Placa-Alambre

Los PESs de placa-alambre son utilizados en una amplia variedad de aplicaciones industriales, incluyendo calderas que queman carbón, hornos de cemento, incineradores de residuos no-peligrosos, calderas de recuperación en plantas de papel, unidades de refinación de petróleo por desintegración catalítica, plantas de sinterización, hornos básicos de oxígeno, hornos de chimenea abierta, hornos de arco eléctrico, baterías de hornos de coque y hornos de vidrio.

En un PESs de placa-alambre, el gas fluye entre placas paralelas de metal y electrodos a alto voltaje. Estos electrodos son alambres largos con pesas, colgando entre las placas o soportados ahí por estructuras tipo viguetas (armazones rígidas). En cada dirección de flujo, el flujo del gas debe pasar por cada alambre en secuencia a medida que fluye a través de la unidad.

El PES de placa-alambre permite que muchas líneas de flujo operen en paralelo y cada línea puede ser muy alta. Como resultado, este tipo de precipitador es adecuado para manejar grandes volúmenes de gas. La necesidad de golpetear las placas para desprender el material recolectado, ha ocasionado que la placa sea dividida en secciones, en ocasiones tres o cuatro en serie una con otra, las cuales pueden ser golpeteadas independientemente. Con frecuencia, las fuentes de energía son seccionadas de la misma manera para obtener mayores voltajes de operación y puede emplearse un seccionamiento eléctrico adicional para incrementar la seguridad de funcionamiento. El polvo también se deposita en el alambre electrodo de descarga y debe ser removido periódicamente en forma similar a la placa de recolección.

Las fuentes de energía son PES convierten el voltaje industrial de corriente alterna (ca) (220 a 480 V), a voltaje pulsante de corriente directa (cd) en el rango de 20,000 a 100,000 V según se necesite. El suministro consiste de un transformador grande, rectificadores de alto voltaje y, a veces, filtros capacitores. La unidad puede suministrar voltaje rectificado de cd ya sea de media onda o de onda completa. Hay componentes auxiliares y controles para permitir ajustar el voltaje al valor más alto posible sin excesivo chisporroteo y para proteger la fuente y los electrodos en caso de que ocurra un arco fuerte o un corto circuito.

El voltaje aplicado a los electrodos causa que el aire entre los electrodos se rompa eléctricamente, una acción conocida como una “corona”. Usualmente, a los electrodos se les da una polaridad negativa porque una corona negativa soporta un voltaje mayor que una corona positiva antes de que ocurran chispas. Los iones generados en la corona siguen las líneas del campo eléctrico desde los alambres hasta las placas recolectoras. Por lo tanto, cada alambre establece una zona de carga a través de la cual las partículas deben pasar.

Las partículas que pasan a través de la zona de carga interceptan a algunos de los iones, los cuales se les adhieren. Las partículas pequeñas de aerosol ($<1\ \mu\text{m}$ diámetro), pueden absorber decenas de iones antes de que su carga total llegue a ser lo suficientemente grande para repeler nuevos iones, y las partículas más grandes ($>10\ \mu\text{m}$ diámetro), pueden absorber decenas de miles. Las fuerzas eléctricas son por lo tanto más fuertes en las partículas más grandes.

A medida que las partículas pasan cada alambre sucesivo, son llevadas cada vez más cerca de las paredes de recolección. Sin embargo, la turbulencia en el gas tiende a mantenerlas uniformemente mezcladas en el gas. El proceso de recolección es por lo tanto, una competencia entre las fuerzas eléctricas y las dispersoras. Eventualmente, las partículas se acercan tanto a las paredes que la turbulencia decae a niveles bajos y las partículas son recolectadas.

Si las partículas recolectadas pudieran ser desprendidas hacia la tolva, el PES sería extremadamente eficiente. El golpeteo que desprende la capa acumulada, también proyecta algunas de las partículas (típicamente el 12 por ciento para cenizas volátiles de carbón), de nuevo a la

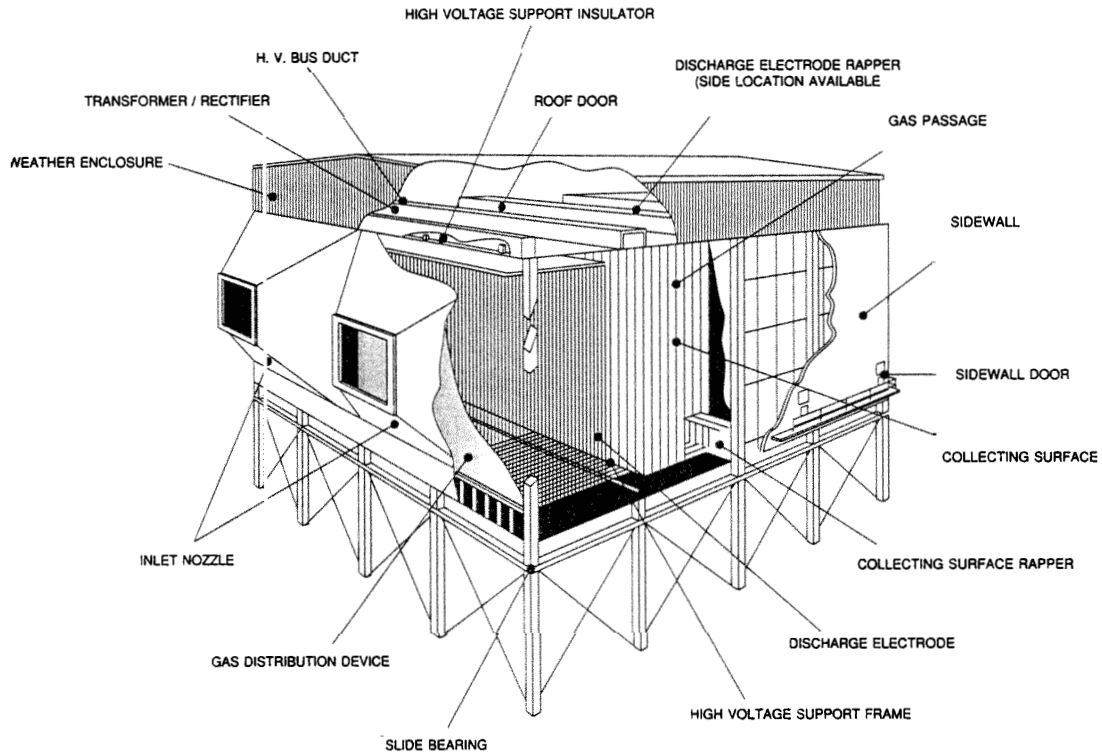


Figura 3.1: Componentes del Precipitador Electrostático
(Cortesía de *the Institute for Clean Air Companies*)

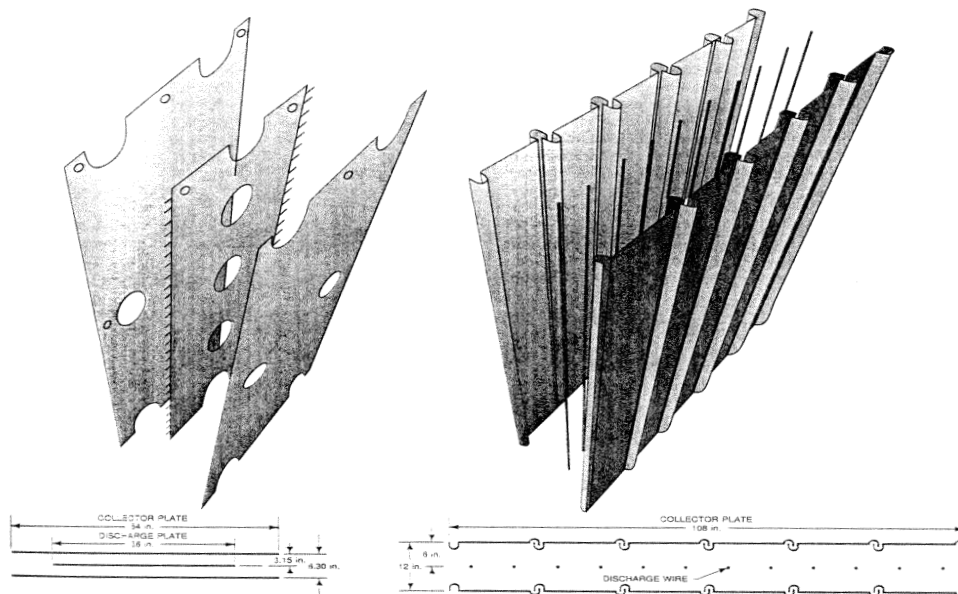


FIGURE 2. Flat-Plate and Plate-Wire ESP Configurations (From United McGill Corp.)

Figura 3.2: Configuraciones de PES de Placa-plana y de Placa-alambre
(Cortesía de *United McGill Corporation*)

corriente del gas. Estas partículas re-encauzadas son entonces procesadas de nuevo por las secciones posteriores, pero las partículas re-encauzadas en la última sección del PES no tienen oportunidad de ser recapturadas y por tanto, escapan de la unidad.

Las consideraciones prácticas para pasar alto voltaje hacia el espacio entre las líneas de flujo y permitir algún claro sobre las tolvas para soportar y alinear los electrodos, deja lugar a que parte del gas fluya alrededor de las zonas cargadas. A esto se le llama “escabullirse” y equivale del 5 al 10 por ciento del flujo total. Usualmente se colocan deflectores anti-escabullimiento para forzar al flujo que se escabulle a que se mezcle con la corriente principal del gas para ser recolectada en secciones posteriores. Pero, de nuevo, el flujo que se escabulle alrededor de la última sección no tiene oportunidad de ser recolectado.

Estas pérdidas juegan un papel importante en el funcionamiento global de un PES. Otro factor importante es la resistividad del material recolectado. Debido a que las partículas forman una capa continua sobre las placas del PES, toda la corriente de los iones debe de pasar a través de la capa para alcanzar las placas a tierra. Esta corriente crea un campo eléctrico en la capa y puede llegar a ser lo suficientemente grande para causar un rompimiento eléctrico local. Cuando esto ocurre, nuevos iones de la polaridad contraria son inyectados dentro del claro placa-alambre, donde reducen la carga de las partículas y pueden causar chispas. Esta condición de rompimiento es llamada “corona invertida”.

La corona invertida prevalece cuando la resistividad de la capa es alta, usualmente sobre 2×10^{11} ohm-cm. Para resistividades menores, la operación del PES no se afecta por coronas invertidas, pero las resistividades mucho mayores a 2×10^{11} ohm-cm reducen considerablemente la capacidad de recolección de la unidad, porque la corona invertida severa causa dificultades para cargar las partículas. A resistividades por debajo de 10^8 ohm-cm, las partículas se mantienen en las placas de modo tan suelto, que el re-encauzamiento por golpeteo y sin golpeteo se vuelve más severo. Debe tenerse cuidado al medir o estimar la resistividad porque se afecta fuertemente por variables tales como la temperatura, la humedad, la composición del gas, la composición de partícula y las características de la superficie.

3.1.2.2 Precipitadores de Placa Plana

Un número importante de precipitadores más pequeños (100,000 a 200,000 *acfm*), utilizan placas planas en lugar de alambres para los electrodos a alto voltaje. Estas placas planas (patente de la Corporación United McGill), incrementa el campo eléctrico promedio que puede ser usado para recolectar las partículas y proporcionan un área superficial aumentada para la recolección de las partículas. Las coronas no pueden generarse sobre las placas planas por si mismas, por lo que se colocan electrodos generadores de coronas por delante de, y a veces por detrás de las zonas de recolección de las placas planas. Estos electrodos pueden ser agujas puntiagudas adheridas a los bordes de las placas o alambres de corona independientes. A diferencia de los PESs de placa-

alambre o de los tubulares, este diseño opera igualmente bien con polaridad ya sea negativa o positiva. Los fabricantes han escogido utilizar polaridad positiva para reducir la generación de ozono.

Un PES de placa plana opera con poca o ninguna corriente de corona fluyendo a través del polvo recolectado, excepto directamente bajo las agujas o alambres de la corona. Esto tiene dos consecuencias. La primera es que la unidad es algo menos susceptible a la corona invertida que lo que son las unidades convencionales, porque no se genera corona invertida en el polvo recolectado y las partículas cargadas con ambas polaridades de iones tienen gran superficie de recolección disponible. La segunda consecuencia es que la falta de corriente en la capa recolectada causa una fuerza eléctrica que tiende a remover la capa de la superficie de recolección; esto puede conducir a grandes pérdidas por golpeteo.

Los PESs de placa plana parecen tener amplia aplicación para partículas de alta resistividad con diámetros máxicos medio (*DMMs*) pequeños (de 1 a 2 μm). Estas aplicaciones enfatizan especialmente las fortalezas del diseño porque las fuerzas eléctricas desprendedoras son más débiles para las partículas pequeñas que para las grandes. Las cenizas de carbón han sido recolectadas satisfactoriamente con este tipo de PES, pero una baja velocidad de flujo parece ser crítica para evitar pérdidas altas por golpeteo.

3.1.2.3 Precipitadores Tubulares

Los PESs originales eran tubulares, como las chimeneas donde eran colocados, con los electrodos a alto voltaje orientados a lo largo del eje del tubo. Los precipitadores tubulares tiene aplicaciones típicas en plantas de adición de ácido sulfúrico, limpieza del gas subproducto de los hornos de coque (remoción de alquitrán), y, recientemente, plantas de sinterización de hierro y acero. Tales unidades tubulares aún son utilizadas para algunas aplicaciones, con muchos tubos operando en paralelo para manejar mayores flujos de gas. Los tubos pueden tener forma como un panal circular, cuadrado o hexagonal con el gas fluyendo hacia arriba o hacia abajo. La longitud de los tubos puede seleccionarse según las condiciones. Un PES tubular puede sellarse herméticamente para prevenir fugas de material, especialmente material valioso o peligroso.

Un PES tubular es esencialmente una unidad de una etapa y es única, en que tiene a todo el gas pasando a través de la región del electrodo. El electrodo a alto voltaje opera a un voltaje en toda la longitud del tubo y la corriente varía a lo largo de su longitud a medida que las partículas son removidas del sistema. No hay rutas de escabullimiento alrededor de la región de recolección, pero las deformidades de la corona puede permitir que algunas partículas eviten cargarse en una fracción considerable de la longitud del tubo.

Los PESs tubulares son una porción pequeña de la población de PES y se aplican más comúnmente donde el particulado es húmedo o pegajoso. Estos PESs, usualmente limpiados con

agua, tienen pérdidas por re-encauzamiento de una magnitud menor que la de los precipitadores de particulado seco.

3.1.2.4 Precipitadores Húmedos

Cualquiera de las configuraciones del precipitador discutidas anteriormente puede operar con paredes húmedas en vez de secas. El flujo del agua puede aplicarse intermitente o continuamente, para lavar las partículas recolectadas hacia un cárcamo para su disposición. La ventaja del precipitador de pared húmeda es que no tiene problemas con el reencauzamiento por golpeteo o con coronas invertidas. La desventaja es la mayor dificultad del lavado y el hecho de que el lodo recolectado debe ser manejado más cuidadosamente que un producto seco, aumentando los gastos de disposición.

3.1.2.5 Precipitadores de Dos Etapas

Los precipitadores descritos previamente son todos paralelos en naturaleza, v.g., los electrodos de descarga y de recolección están lado a lado. El precipitador de dos etapas, inventado por Penney es un dispositivo en serie con el electrodo de descarga o ionizador, precediendo a los electrodos de recolección. Para aplicaciones en interiores, la unidad es operada con una polaridad positiva para limitar la generación de ozono.

Las ventajas de esta configuración incluyen más tiempo para cargar las partículas, menos propensión a corona invertida y construcción económica para tamaños pequeños. Este tipo de precipitador es generalmente utilizado para volúmenes de flujo de gas de 50,000 *acfm* y menos y se aplica a fuentes submicrométricas emitiendo rocíos de aceite, humos, gases de combustión u otros particulados pegajosos, porque hay poca fuerza eléctrica para retener a los particulados recolectados sobre las placas. Pueden colocarse módulos en paralelo o en arreglos serie-paralelo, consistentes de un pre-filtro mecánico, ionizador, celda de la placa recolectora, post-filtro y caja de poder. El pre-acondicionamiento de los gases es normalmente parte del sistema. La limpieza puede ser por lavado con agua de los módulos removidos del sistema, hasta automático in-situ, por aspersión del colector con detergente, seguido de secado por sopleteo con aire.

Se considera que los precipitadores de dos etapas son tipos de dispositivos separados y distintos comparados con los PESs grandes de una etapa, de alto volumen de gas. Los dispositivos más pequeños son vendidos usualmente como sistemas en paquete pre-diseñados.

3.1.3 Equipo Auxiliar

En la Figura 3.3 se muestra esquemáticamente el equipo auxiliar típicamente asociado con un sistema de PES. Junto con el propio PES, un sistema de control usualmente incluye el siguiente equipo auxiliar: un dispositivo de captura (v.g. campana o conexión directa a la extracción);

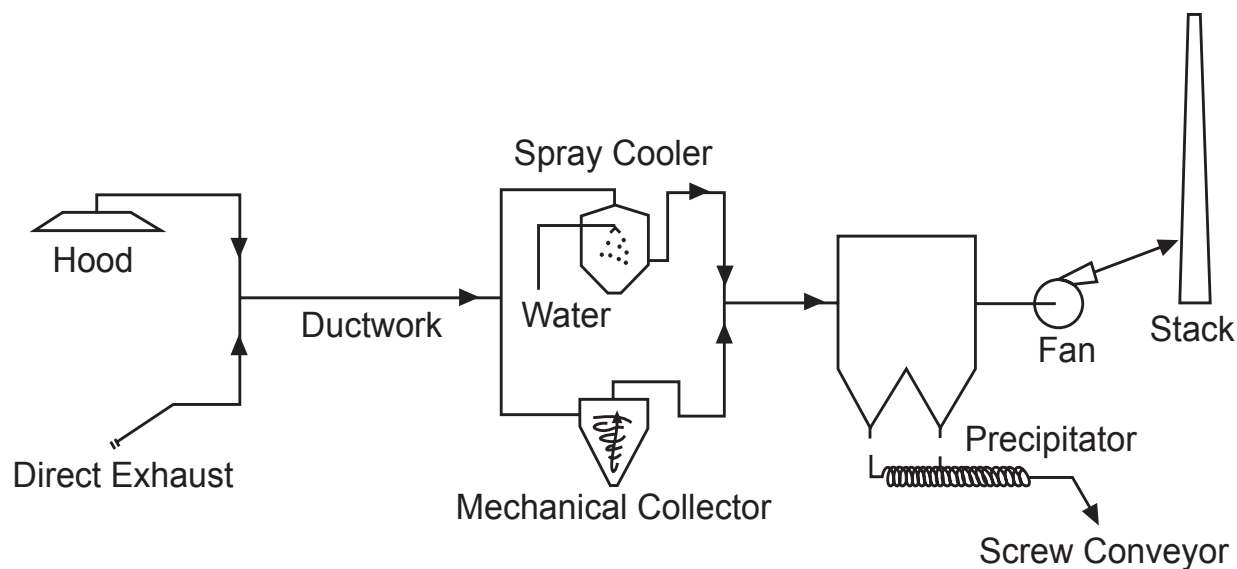


Figura 3.3: Dispositivo de Control y Equipo Auxiliar Típico

conductos, equipo de remoción de polvo (transportadores de gusano, etc.), ventiladores, motores y arrancadores; y chimenea. Adicionalmente, pueden necesitarse enfriadores por aspersión y colectores mecánicos para pre-acondicionar al gas antes de que llegue al PES. Usualmente, los dispositivos de captura son campanas que extraen a los contaminantes hacia los conductos o son extracciones directas acopladas a un equipo de combustión o de proceso. Estos dispositivos usualmente están recubiertos de refractario, enfriados por agua o simplemente fabricados de acero al carbón, dependiendo de las temperaturas de la corriente de gas. Los dispositivos de captura refractarios o enfriados por agua son utilizados donde las temperaturas de pared exceden los 800°F; el acero al carbón es utilizado para temperaturas menores. Los conductos, al igual que el dispositivo de control, deben ser enfriados por agua, refractarios o de acero inoxidable para procesos calientes o de acero al carbón para temperaturas del gas por debajo de 1,150°F (temperaturas de la pared del conducto <800°F). Los conductos deben dimensionarse para velocidades del gas de aproximadamente 4,000 pies/min para el caso promedio, para prevenir la deposición de las partículas en los conductos. Las partículas grandes o densas pueden requerir velocidades mayores, pero raramente se usarán velocidades más bajas. Las cámaras de aspersión pueden requerirse para procesos en los que la adición de humedad o la disminución de la temperatura o del volumen de gas, pueden mejorar la precipitación o proteger al PES contra torceduras. Para procesos de combustión con temperaturas de los gases debajo de aproximadamente 700 °F, no se requerirá de enfriamiento y los gases de extracción pueden entregarse directamente al precipitador.

Cuando la mayor parte de la carga de contaminantes consiste de partículas relativamente grandes, pueden utilizarse colectores mecánicos, tales como los ciclones, para reducir la carga al

PES, especialmente con concentraciones altas de entrada. Los ventiladores proporcionan la potencia impulsora para el movimiento del aire y pueden montarse antes o después del PES. Una chimenea, normalmente usada, ventea la corriente limpia a la atmósfera. En ocasiones se utilizan transportadores de gusano o neumáticos para retirar el polvo capturado del fondo de las tolvas.

Los PESs húmedos requieren que se inyecte o rocíe una fuente de agua para lavado, cerca de la tapa de las placas colectoras, ya sea continuamente o a intervalos de tiempo. El agua fluye con las partículas recolectadas hacia un cárcamo desde el cual el fluido es bombeado. Una porción del fluido puede ser reciclado para reducir la cantidad total de agua requerida. El resto es bombeado directamente a una fosa de asentamiento o pasado a través de un proceso de remoción de agua y la subsecuente disposición del lodo.

Ocasionalmente se utiliza equipo de acondicionamiento de gas para mejorar el funcionamiento del PES al cambiar la resistividad, como parte del diseño original, pero es utilizado más frecuentemente para mejorar PESs existentes. El equipo inyecta un agente en la corriente del gas antes del PES. Usualmente, el agente se mezcla con las partículas y altera su resistividad para promover una velocidad de migración mayor y por consiguiente, una eficiencia de recolección mayor. Sin embargo, las propiedades eléctricas del gas pueden cambiar, en vez de la resistividad del polvo. Por ejemplo, enfriar el gas permitirá que se aplique más voltaje antes de que ocurran las chispas. Los agentes acondicionantes importantes que se utilizan incluyen al SO_3 , H_2SO_4 , compuestos de sodio, amoníaco y agua, pero el principal agente acondicionante por su uso es el SO_3 . Una dosificación típica para cualquiera de los agentes es de 10 a 30 ppm por volumen.

El equipo requerido para el acondicionamiento depende del agente utilizado. Un acondicionar típico de SO_3 requiere el suministro de azufre fundido. Se almacena en un recipiente calentado y es suministrado al quemador, donde se oxida a SO_2 . El gas SO_2 pasa sobre un catalizador para otra oxidación más a SO_3 . El gas SO_3 es entonces inyectado en la corriente de los gases de combustión a través de un conjunto de sondas de múltiple salidas perforadas en el conducto. En lugar de un quemador de azufre para proporcionar SO_2 , se puede vaporizar SO_2 líquido desde un tanque de almacenamiento. Aunque los costos totales anuales son más altos, los sistemas de SO_2 líquido tienen costos de capital menores y son más fáciles de operar que los sistemas basados en azufre fundido.

La inyección de agua o de amoníaco requiere de un conjunto de boquillas de aspersión en el conducto, junto con el equipo de bombeo y de control.

El acondicionamiento con sodio es a veces realizado recubriendo el carbón sobre un transportador, con un compuesto pulverizado o una solución acuosa del compuesto deseado. Para este propósito, en ocasiones se posiciona una tolva o tanque de almacenamiento sobre el transportador.

3.1.4 Teoría de la Precipitación Electrostática

La teoría de la operación del PES requiere de muchas disciplinas científicas para describirla completamente. El PES es básicamente un máquina eléctrica. Las principales acciones son cargar eléctricamente las partículas y forzarlas hacia las placas recolectoras. La cantidad de materia particulada cargada afecta al punto de operación eléctrico del PES. El transporte de las partículas se afecta por el nivel de turbulencia en el gas. Las pérdidas mencionadas anteriormente, el escabullimiento y el reencauzamiento por el golpeteo, son las principales influencias en el comportamiento total del sistema. Las propiedades de partícula también causan un efecto importante en la operación de la unidad.

Las siguientes subsecciones explicarán la teoría detrás de (1) puntos de operación eléctricos en el PES, (2) carga de partículas, (3) recolección de partículas y, (4) escabullimiento y reencauzamiento por golpeteo. Las referencias generales para estos tópicos son White [1] o Lawless y Sparks [2].

3.1.4.1 Punto de Operación Eléctrico

El punto de operación eléctrico de una sección de PES es el valor del voltaje y la corriente al cual opera la sección. Tal y como podría ser, la mejor recolección ocurre cuando está presente el mayor campo eléctrico, lo cual corresponde aproximadamente con el voltaje más alto en los electrodos. En este trabajo, el término “sección” representa un conjunto de placas y electrodos en la dirección del flujo. Esta unidad es comúnmente llamada un “campo” y una “sección” o “sección conductora” representa una subdivisión de un “campo” perpendicular a la dirección del flujo. En un PES modelo y en aplicaciones para determinar tamaño, los dos términos “sección” y “campo” son utilizados equivalentemente porque la subdivisión en secciones conductoras no debe tener efecto en el modelo. Esta terminología probablemente ha surgido debido al uso frecuente de la palabra “campo” para referirse al campo eléctrico.

El voltaje más bajo aceptable es el voltaje requerido para la formación de la corona, la descarga eléctrica que produce iones para cargar las partículas. La corona (negativa) se produce cuando un electrón libre ocasional cerca del electrodo a alto voltaje, producido por un rayo cósmico, gana suficiente energía del campo eléctrico para ionizar al gas y producir más electrones libres. El campo eléctrico por el cual este proceso se auto-sostiene, ha sido determinado experimentalmente. Para alambres redondos, el campo en la superficie del alambre está dado por:

$$E_c = 3.126 \times 10^6 d_r \left[1 + 0.0301 \left(\frac{d_r}{r_w} \right)^{0.5} \right] \quad (3.1)$$

donde

$$\begin{aligned} E_c &= \text{campo de formación de la corona en la superficie del alambre (V/m)} \\ d_r &= \text{densidad relativa del gas, referido a 1 atm de presión y 20°C (adimensional)} \\ r_w &= \text{radio del alambre, metros (m)} \end{aligned}$$

Este es el campo requerido para producir corona “resplandeciente”, la forma usualmente vista en el laboratorio sobre alambres lisos y limpios. El resplandor aparece como una luz difusa, uniforme, moviéndose rápidamente alrededor del electrodo. Después de un período de operación, el movimiento se concentra en pequeños puntos sobre la superficie del alambre, y la corona adquiere una apariencia como de penacho. El campo para producir corona en “penacho”, la forma encontrada en PESs a escala completa, es 0.6 veces el valor de E_c .

El voltaje que debe aplicarse al alambre para obtener este valor de campo, V_c , se encuentra integrando el campo eléctrico desde el alambre hasta la placa. El campo sigue una dependencia simple de “1/r” en geometría cilíndrica. Esto lleva a una dependencia logarítmica del voltaje en las dimensiones del electrodo. En la geometría placa-alambre, la dependencia del campo es algo más compleja, pero el voltaje aún muestra la dependencia logarítmica. V_c está dado por:

$$V_c = E_c r_w \ln \left(\frac{d}{r_w} \right) \quad (3.2)$$

donde

$$\begin{aligned} V_c &= \text{voltaje de formación de la corona (V)} \\ d &= \text{radio del cilindro exterior para PES tubular (m)} \\ &\quad 4/B \times (\text{separación placa-alambre}) \text{ para PES de placa-alambre (m)} \end{aligned}$$

No fluirá corriente hasta que el voltaje alcance este valor, pero la cantidad de corriente se incrementará pronunciadamente para voltajes arriba de este valor. La densidad máxima de corriente (amperios/metro cuadrado) en la placa o cilindro directamente debajo del alambre, está dada por

$$j = \mu \epsilon \frac{V^2}{L^3} \quad (3.3)$$

donde

$$\begin{aligned} j &= \text{densidad máxima de corriente (A/m}^2\text{)} \\ \mu &= \text{movilidad del ión (m}^2\text{/Vs) (metros}^2\text{/voltio-segundo)} \\ \epsilon &= \text{permitividad de espacio libre (8.845 x 10}^{-12}\text{ F/m)(Farad/metro)} \\ V &= \text{voltaje aplicado (V)} \\ L &= \text{distancia más corta del alambre a la superficie de recolección (m)} \end{aligned}$$

Para la corona en penacho, la densidad de la corriente es cero hasta que se alcanza el voltaje de formación de la corona, cuando brinca casi hasta este valor de j dentro de unos pocos cientos de voltios, directamente debajo de un penacho.

La región cerca del alambre está fuertemente influida por la presencia de iones ahí, y la magnitud del voltaje de formación de la corona muestra variaciones espaciales fuertes. Fuera de la región de la corona, es muy uniforme.

El campo eléctrico es más fuerte a lo largo de la línea de alambre a placa y es aproximado bastante bien, excepto cerca del alambre, por:

$$E_{\max} = \frac{V}{L} \quad (3.4)$$

donde

$$E_{\max} = \text{fuerza máxima del campo (V/m)}$$

Cuando el campo eléctrico en todo el claro entre el alambre y la placa se vuelve suficientemente fuerte, ocurrirá una chispa, y el voltaje no podrá ser incrementado sin que ocurra centelleo severo. El campo al cual ocurre la chispa no está definido precisamente, pero un valor razonable está dado por:

$$E_s = 6.3 \times 10^5 \left(\frac{273}{T} P \right)^{1.65} \quad (3.5)$$

donde

$$\begin{aligned} E_s &= \text{fuerza del campo centelleante (V/m)} \\ T &= \text{temperatura absoluta (K)} \\ P &= \text{presión del gas (atm)} \end{aligned}$$

Este campo podría alcanzarse a un voltaje de, por ejemplo, 35,000 V para un espaciamiento placa-alambre de 11.4 cm (4.5 in.) a una temperatura de 149°C (300°F). El PES operaría generalmente cerca de este voltaje en ausencia de corona invertida. E_{\max} será igual o menor que E_s .

En lugar del centelleo, puede ocurrir corona invertida si el campo eléctrico en la capa de polvo, resultante del flujo de corriente en la capa, alcanza un valor crítico de cerca de 1×10^6 V/m. Dependiendo de las condiciones, la corona invertida, puede realzar el centelleo o puede

generar tanta corriente que el voltaje no pueda aumentarse más. El campo en la capa está dado por:

$$E_l = j\rho \quad (3.6)$$

donde

$$\begin{aligned} E_l &= \text{campo eléctrico en la capa de polvo (V/m)} \\ D &= \text{resistividad del material recolectado (ohm-m)} \end{aligned}$$

3.1.4.2 Cargado de Partículas

El cargado de las partículas toma lugar cuando los iones bombardean la superficie de una partícula. Una vez que un ión está cerca de la partícula, es ligado fuertemente debido a la carga imagen en la partícula. La “carga imagen” es una representación de la distorsión de la carga que ocurre cuando una carga real se aproxima a una superficie conductora. La distorsión es equivalente a una carga de magnitud opuesta a la carga real, localizada tan abajo de la superficie como la carga real está por encima de ella. La noción de una carga ficticia es similar a la noción de una imagen en el espejo, de ahí el nombre. A medida que más iones se acumulan sobre la partícula, la carga total tiende a prevenir más bombardeo iónico.

Hay dos mecanismos de carga principales: carga por difusión y carga por campo. La carga por difusión resulta de la energía cinética térmica de los iones venciendo la repulsión de los iones que ya están sobre en la partícula. La carga por campo ocurre cuando los iones siguen las líneas del campo eléctrico hasta que terminan sobre una partícula. En general, ambos mecanismos operan para todos los tamaños de partículas. La carga por campo, sin embargo, agrega un porcentaje más grande de carga de partículas mayores de cerca de $2\mu\text{m}$ en diámetro, y la carga por difusión agrega un porcentaje mayor de partículas menores a acerca de $0.5\mu\text{m}$.

La carga por difusión, derivada según White [1], produce un nivel de carga de partícula que se incrementa logarítmicamente, dado por:

$$q(t) = \left[\frac{rkt}{e} \right] \ln(1 + r) \quad (3.7)$$

donde

$$\begin{aligned} q(t) &= \text{carga de la partícula (C) como función del tiempo, } t, \text{ en segundos} \\ r &= \text{radio de la partícula (m)} \\ k &= \text{constante de Boltzmann (j/K)} \\ T &= \text{temperatura absoluta (K)} \\ e &= \text{carga del electrón (} 1.67 \times 10^{-19} \text{C)} \\ \tau &= \text{tiempo adimensional dado por:} \end{aligned}$$

$$\tau = \frac{\pi r v N e^2 \theta}{k T} \quad (3.8)$$

donde

- v = velocidad térmica media de los iones (m/s)
 N = concentración del número de iones cerca de la partícula (No./m³)
 θ = tiempo real de exposición en la zona de carga (s)

La carga por difusión nunca alcanza un límite, pero se vuelve muy lenta después de cerca de tres unidades de tiempo adimensional. Para tiempos de exposición fijos, la carga en las partículas es proporcional a su radio.

La carga por campo también exhibe una dependencia del tiempo, dada por:

$$q(t) = \frac{q_s \theta}{\theta + \tau'} \quad (3.9)$$

donde

- q_s = carga de saturación, carga a tiempo infinito (C)
 θ = tiempo real (s)
 τ' = otra unidad de tiempo adimensional

La carga de saturación está dada por:

$$q_s = 12 \pi \epsilon r^2 E \quad (3.10)$$

donde

- ϵ = permitividad de espacio libre (F/m)
 E = campo eléctrico externo aplicado a la partícula (V/m)

La carga de saturación es proporcional al cuadrado del radio, lo cual explica por qué la carga por campo es el mecanismo dominante para partículas grandes. La constante de tiempo de la carga por campo está dada por:

$$r' = \frac{4\epsilon}{N e \mu} \quad (3.11)$$

donde

μ = movilidad del ión

Hablando estrictamente, ambos mecanismos de carga, por difusión y por campo, operan al mismo tiempo en todas las partículas y ninguno es suficiente para explicar las cargas medidas en las partículas. Se ha encontrado empíricamente que una muy buena aproximación a la carga medida está dada por la suma de las cargas predichas por las Ecuaciones 3.7 y 3.9 independientemente una de otra.

$$q_{tot} = q_d(t) + q_f(t) \quad (3.12)$$

donde

$q_{tot}(t)$ = carga de la partícula debida a ambos mecanismos
 $q_d(t)$ = carga de la partícula debida a carga por difusión
 $q_f(t)$ = carga de la partícula debida a carga por campo

3.1.4.3 Recolección de la Partícula

El campo eléctrico en la zona de recolección produce una fuerza sobre una partícula, proporcional a la magnitud de su campo y a la carga:

$$F_e = qE \quad (3.13)$$

donde

F_e = fuerza debida al campo eléctrico (N)
 q = carga en la partícula (C)
 E = campo eléctrico (V/m)

Debido a que el mecanismo de carga por campo proporciona una carga última proporcional al campo eléctrico, la fuerza sobre las partículas grandes es proporcional al cuadrado del campo, lo cual muestra la ventaja de mantener un campo tan alto como sea posible.

Al movimiento de las partículas bajo la influencia del campo eléctrico se le opone la tensión viscosa del gas. Al comparar la fuerza eléctrica y el componente de la fuerza de tensión debido al campo eléctrico (de acuerdo con la ley de Stokes), podemos obtener la velocidad de la partícula:

$$v(q, E, r) = \frac{q(E, r) E C(r)}{6\pi \eta r} \quad (3.14)$$

donde

$v(q, E, r)$	=	velocidad de la partícula (m/s)
$q(E, r)$	=	carga de la partícula (C)
$C(r)$	=	corrección de Cunningham a la ley de Stokes (adimensional)
η	=	velocidad del gas (kg/ms)

La velocidad de la partícula, es la rapidez a la cual la partícula se mueve a lo largo de las líneas del campo eléctrico, v.g. hacia las paredes.

Para un campo eléctrico dado, esta velocidad está usualmente en un mínimo para partículas de diámetro de cerca de $0.5 \mu\text{m}$. Las partículas más pequeñas se mueven más rápido porque la carga no decrece mucho, pero el factor de Cunningham se incrementa rápidamente a medida que el radio decrece. Las partículas más grandes tienen una carga que se incrementa como r^2 y una tensión viscosa incrementándose solo como r^1 ; la velocidad entonces, se incrementa como r .

La ecuación 3.14 da la velocidad de partícula con respecto a aire en reposo. En un PES, el flujo es usualmente turbulento, con velocidades instantáneas del gas de la misma magnitud que las velocidades de las partículas, pero en direcciones aleatorias. El movimiento de las partículas hacia las placas de recolección es por tanto un proceso estadístico, con un componente promedio impartido por el campo eléctrico y un componente fluctuante por la turbulencia del gas.

Este movimiento estadístico conduce a una ecuación exponencial de recolección, dada por:

$$N(r) = N_o(r) \exp\left(\frac{-vr}{v}\right) \quad (3.15)$$

donde

$N(r)$	=	concentración de partículas de tamaño r a la salida de la zona de recolección (No./m ³)
$N_o(r)$	=	concentración de partículas de tamaño r a la entrada de la zona (No./m ³)
$v(r)$	=	velocidad de partícula dependiente del tamaño (m/s)

v_o = velocidad característica del PES (m/s), dada por:

$$v_o = \frac{Q}{A} = \frac{1}{SCA} \quad (3.16)$$

donde

Q = rapidez de flujo volumétrico del gas (m³/s)
 A = área de la placa de la zona de recolección del PES (m²)
 SCA = área específica de recolección (A/Q) (s/m)

Cuando esta ecuación de recolección es promediada para todos los tamaños de partícula y ponderada de acuerdo a la concentración de cada tamaño, la ecuación de Deutsch resulta, con una penetración (fracción de partículas que escapan) dada por:

$$p = \exp(-w_e \times SCA) \quad (3.17)$$

donde

p = penetración (fracción)
 w_e = velocidad efectiva de migración para el conjunto de partículas (m/s)

La eficiencia de recolección está dada por:

$$Eff (\%) = 100 (1 - p) \quad (3.18)$$

y es el número más frecuentemente utilizado para describir el comportamiento de un PES.

3.1.4.4 Escabullimiento y Reencauzamiento por Golpeteo

El escabullimiento y el reencauzamiento son considerados mejor en las bases de las secciones dentro de un PES. El escabullimiento ocurre cuando una parte del flujo del gas evita la zona de recolección de una sección. Generalmente, la porción del gas que evita la zona, está totalmente mezclado con el gas que pasa a través de la zona antes de que todo el gas entre a la siguiente sección. No puede suponerse siempre este mezclado, y cuando existen rutas de escabullimiento alrededor de varias secciones, el funcionamiento de todo el PES es seriamente afectado. Para describir matemáticamente los efectos del escabullimiento y del reencauzamiento por golpeteo, primero consideramos el escabullimiento por si mismo y luego consideramos los efectos del golpeteo como un promedio de muchos ciclos de golpeteo.

Con la suposición de que el gas está bien mezclado entre secciones, la penetración de

cada sección puede ser expresada como:

$$p_s = S_N + [(1 - S_N) \times p_c(Q')] \quad (3.19)$$

donde

$$\begin{aligned} p_s &= \text{penetración fraccional de la sección} \\ S_N &= \text{fracción del gas que evita la sección (escabullimiento)} \\ p_c(Q') &= \text{fracción de las partículas penetrando la zona de recolección, la cual es} \\ &\quad \text{funcionalmente dependiente de } Q_t, \text{ la rapidez de flujo volumétrico del} \\ &\quad \text{gas en la zona de recolección, reducida por el escabullimiento (m}^3\text{/s)} \end{aligned}$$

La penetración de todo el PES es el producto de las penetraciones de las secciones. El escabullimiento establece un límite más bajo en la penetración de partículas a través de la sección.

Para calcular los efectos del golpeteo, primero calculamos la cantidad de material capturado en las placas de la sección. La fracción del material que es atrapado está dada por:

$$\frac{m}{m_0} = 1 - p_s = 1 - S_N - [(1 - S_N) \times p_c(Q')] \quad (3.20)$$

donde

$$m/m_0 = \text{fracción masa recolectada de la corriente de gas}$$

Este material se acumula hasta que las placas son golpeadas, después de lo cual la mayor parte del material cae dentro de la tolva para su disposición, pero una fracción es re-encauzado y sale de la sección. Se han conducido mediciones experimentales en PESs para cenizas flotantes para evaluar la fracción re-encauzada, la cual promedia cerca de 12 por ciento.

La penetración promedio para una sección, incluyendo escabullimiento y re-encauzamiento, es:

$$p_s = S_N + [(1 - S_N) \times p_c(Q')] + RR (1 - S_N)[1 - p_c(Q')] \quad (3.21)$$

donde

$$RR = \text{fracción re-encauzada}$$

Esto puede escribirse en una forma más compacta como:

$$p_s = LF + [(1 - LF) \times p_c(Q')] \quad (3.22)$$

substituyendo LF (factor de pérdida) por $S_N + RR(1 - S_N)$. Estas fórmulas pueden permitir cantidades variables de escabullimiento y reencauzamiento por golpeteo para cada sección, pero no existe evidencia experimental para sugerir que sea necesario.

Los precipitadores para cenizas flotantes analizados de esta manera tienen un S_N promedio de 0.07 y un RR de 0.12. Estos valores son los mejores de que se dispone ahora, pero algunos PESs húmedos, que presumiblemente no tienen pérdidas por golpeteo, han mostrado valores de S_N de 0.05 o menos. Estos valores ofrecen un medio para estimar el funcionamiento de PESs cuyas características actuales no son conocidas, pero acerca de los cuales puedan hacerse afirmaciones generales. Por ejemplo, se esperaría que los PESs húmedos tuvieran $RR = 0$, como lo tendrían los PESs que recolectan partículas húmedas o pegajosas. Se esperaría que los materiales particulados con un diámetro másico medio, MMD , mucho menor que las cenizas flotantes, tuvieran un factor RR menor porque son retenidas mas fuertemente a las placas y entre ellas. Los factores de escabullimiento son más difíciles de ser calculados; a menos que se hayan hecho esfuerzos especiales en el diseño para controlar el escabullimiento, debe usarse el valor de 0.07.

3.2 Procedimiento de Diseño del PES

3.2.1 Área Específica de Recolección

El *specific collection area* - SCA (área específica de recolección) es un parámetro utilizado para comparar PESs y estimar burdamente su eficiencia de recolección. El SCA es el área total de la placa recolectora dividida por la rapidez de flujo volumétrico del gas y tiene unidades de s/m o s/pie . Puesto que el SCA es la relación A/Q , es con frecuencia expresada como $m^2/(m^3/s)$ o $ft^2/kacfm$, donde $kacfm$ son mil $acfm$. El SCA es también uno de los factores más importante al determinar el capital y varios de los costos anuales del PES (por ejemplo, costos de mantenimiento y de disposición del polvo), porque determina el tamaño de la unidad. Debido a los varios modos

Tabla 3.1: $SCAs$ Pequeñas, Medianas y Grandes Expresadas en Varias Unidades

Unidades	Pequeñas	Mediana	Grande
$ft^2/kacfm^a$	100	400	900
s/m	19.7	78.8	177
s/ft	6	24	54

^a $5.080 \text{ ft}^2/kacfm = 1 \text{ (s/m)}$

en los cuales puede expresarse el *SCA*, en la Tabla 3.1 se proporcionan *SCAs* equivalentes en las diferentes unidades para la que puede ser considerada como *SCA* chica, mediana y grande .

El procedimiento de diseño está basado en el enfoque del factor de pérdida de Lawless y Sparks [2] y considera un número de parámetros de proceso. Puede ser calculado a mano, pero es más convenientemente utilizado con un programa de hoja de cálculo. Para muchos usos, las tablas de velocidades efectivas de migración pueden ser utilizadas para obtener el *SCA* requerida para una eficiencia dada. En la siguiente sub-sección, las tablas han sido calculadas utilizando el procedimiento de diseño para un número de diferentes fuentes de partículas y para diferentes niveles de eficiencias. Si se encuentra una situación que no esté cubierta en estas tablas, entonces debe utilizarse el procedimiento completo que aparece en la subsección subsecuente.

3.2.1.1 Procedimiento para *SCA* con Velocidad de Migración Conocida

Si la velocidad de migración es conocida, entonces la Ecuación 3.17 puede ser re-arreglada para dar el *SCA*:

$$SCA = \frac{-\ln(p)}{w_e} \quad (3.23)$$

Una solución gráfica a la Ecuación 3.23 está dada en la Figura 3.4. Las velocidades de migración han sido calculadas para tres tipos principales de precipitadores: placa-alambre, placa plana y PES húmedos del tipo placa-alambre. En las siguientes tres tablas, asociadas a la eficiencia de diseño como una cantidad variable, se resumen las velocidades de migración bajo varias condiciones:

- En la Tabla 3.2, las velocidades de migración están dadas para un PES placa-alambre sin condiciones de corona invertida o corona invertida severa; temperaturas apropiadas para cada proceso han sido asumidas
- En la Tabla 3.3, las velocidades de migración calculadas para un PES de pared húmeda del tipo de placa-alambre, asumen ausencia de corona invertida y reencruzamiento por golpeteo.
- En la Tabla 3.4, las velocidades de migración calculadas de un PES de tipo de placa plana están dadas solo para condiciones sin corona invertida porque parece afectarse menos que los tipos de placa-alambre.

Generalmente se espera por experiencia, que las velocidades de migración decrecerán con incrementos en la eficiencia. En las Tablas 3.1 a la 3.4, sin embargo, las velocidades de

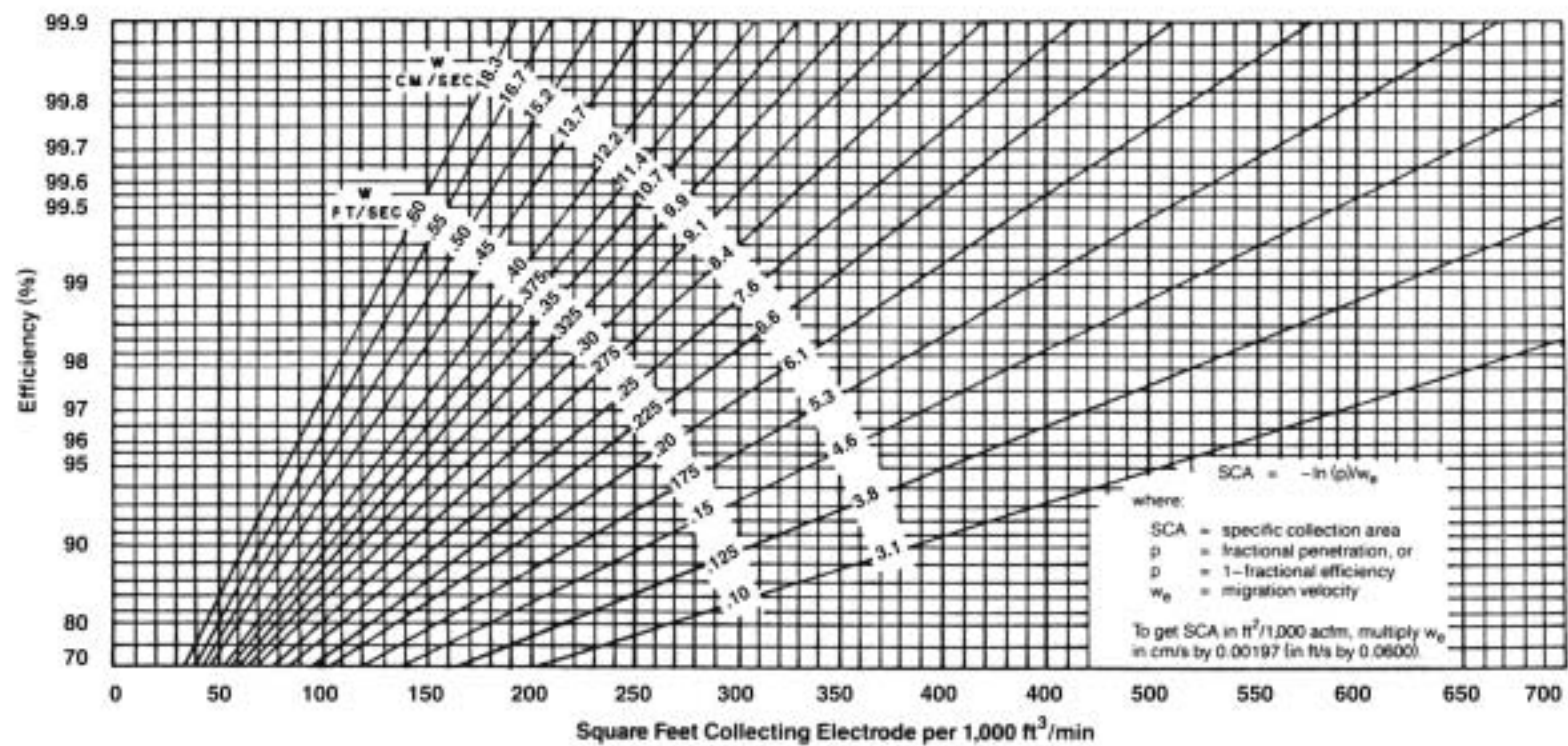


Figura 3.4: Gráfica para Encontrar SCA

Tabla 3.2: Velocidades de Migración en PES de Placa-Alambre de Pared Húmeda (cm/s)^a

Fuente de Partículas		Eficiencia de Diseño %			
		95	99	99.5	99.9
Ceniza flotante de carbón bituminoso ^b	(no CI)	12.6	10.1	9.3	8.2
	(CI)	3.1	2.5	2.4	2.1
Ceniza flotante de carbón bituminoso de calderas con fogón tangencial ^b	(no CI)	17.0	11.8	10.3	8.8
	(CI)	4.9	3.1	2.6	2.2
Otros carbones ^b	(no CI)	9.7	7.9	7.9	7.2
	(CI)	2.9	2.2	2.1	1.9
Horno de Cemento ^c	(no CI)	1.5	1.5	1.8	1.8
	(CI)	0.6	0.6	0.5	0.5
Planta de Vidrio ^d	(no CI)	1.6	1.6	1.5	1.5
	(CI)	0.5	0.5	0.5	0.5
Polvo de planta sinterización de Hierro/Acero con precolector mecánico ^b	(no CI)	6.8	6.2	6.6	6.3
	(CI)	2.2	1.8	1.8	1.7
Caldera de recuperación de papel Kraft ^b	(no CI)	2.6	2.5	3.1	2.9
Ceniza flotante del incinerador ^e	(no CI)	15.3	11.4	10.6	9.4
Horno de cobre reverbatorio ^f	(no CI)	6.2	4.2	3.7	2.9
Convertidor de Cobre ^h	(no CI)	5.5	4.4	4.1	3.6
Quemador de Cobre ^h	(no CI)	6.2	5.5	5.3	4.8
Chimenea de planta de combustión de Coque ⁱ	(no CI)	1.2 ^j	-	-	-

CI = corona invertida

^a Para convertir cm/s a ft/s, multiplique cm/s por 0.0328. Los procedimientos computacionales utilizan unidades SI; Para convertir cm/s a m/s, multiplique cm/s por 0.01. Suponga el mismo tamaño de partícula que el dado en el procedimiento computacional completo.

^b A 300°F. Dependiendo en condiciones individuales de cada caldera, naturaleza química de la ceniza flotante y disponibilidad de agentes acondicionadores de ocurrencia natural (e.g., humedad en el flujo de gas). Velocidades de migración pueden variar considerablemente de estos valores. Valores probables están en el rango de corona invertida a no corona invertida.

^c A 600°F.

^d A 500°F.

^e A 250°F.

^f 450°F a 570°F

^g 500°F a 700°F

^h 600°F a 660°F

ⁱ 360°F a 450°F

^j Data disponible solo para concentraciones en el rango de 0.02 to 0.2 g/s m³ y para eficiencias de menos de 90%.

Tabla 3.3: Velocidades de Migración en PES de Placa-Alambre de Pared Húmeda (sin corona invertida, cm/s)^a

Fuente de Partículas ^b	Eficiencia de Diseño %			
	95	99	99.5	99.9
Ceniza flotante de carbón bituminoso	31.4	33.0	33.5	24.9
Ceniza flotante de carbón bituminoso de calderas con fogón tangencial	40.0	42.7	44.1	31.4
Otros carbones	21.1	21.4	21.5	17.0
Horno de Cemento	6.4	5.6	5.0	5.7
Planta de Vidrio	4.6	4.5	4.3	3.8
Polvo de planta sinterización de Hierro/Acero con precolector mecánico	14.0	13.7	13.3	11.6

^a Para convertir cm/s a ft/s, multiplique cm/s por 0.0328. Los procedimientos computacionales utilizan unidades SI; Para convertir cm/s a m/s, multiplique cm/s por 0.01 Suponga el mismo tamaño de partícula que el dado en el procedimiento computacional completo.

^b Todas las fuentes se suponen a 200 °F.

migración muestran algunas fluctuaciones. Esto es porque el número de secciones debe incrementarse a medida que incrementa la eficiencia, y la cambiante seccionalización afecta la velocidad global de migración. Este efecto es particularmente notorio, por ejemplo, en la Tabla 3.4 para plantas de vidrio. Cuando las velocidades de migración en las tablas son utilizadas para obtener *SCAs* para las diferentes eficiencias en las tablas, las *SCAs* se incrementan a medida que se incrementa la eficiencia.

3.2.1.2 Procedimiento Completo para SCA

Aquí se presenta el procedimiento completo para determinar el *SCA* para PESs grandes de placa-alambre, placa plana y tubulares secos (con restricciones). Este procedimiento no se aplica para los precipitadores de dos etapas más chicos porque éstos son paquetes modulares generalmente dimensionados y vendidos en base a la rapidez de flujo volumétrico del gas residual. Ni se aplica este procedimiento a la determinación del *SCA* de PESs húmedos. El procedimiento completo consiste de los 15 pasos que se dan enseguida:

Tabla 3.4: Velocidades de Migración en PES de Placa Plana^a
(sin corona invertida, cm/s)

Fuente de Partículas	Eficiencia de Diseño %			
	95	99	99.5	99.9
Ceniza flotante de carbón bituminoso ^c	13.2	15.1	18.6	16.0
Ceniza flotante de carbón bituminoso de calderas con fogón tangencial ^c	28.6	18.2	21.2	17.7
Otros carbones ^c	15.5	11.2	15.1	13.5
Horno de Cemento ^d	2.4	2.3	3.2	3.1
Planta de Vidrio ^e	1.8	1.9	2.6	2.6
Polvo de planta sinterización de Hierro/Acero con precolector mecánico ^c	13.4	12.1	13.1	12.4
Caldera de recuperación de papel Kraft ^c	5.0	4.7	6.1	5.3
Ceniza flotante del incinerador ^f	25.2	16.9	21.1	18.3

^a Suponga el mismo tamaño de partícula dado en el procedimiento computacional completo. Estos valores dan el SCA de la placa recolectora aterrizada, de la cual se deriva el área de la placa recolectora. En PESs de placa plana, el área de la placa de descarga o de alto voltaje, es típicamente 40 % del área de la placa aterrizada. El fabricante de la placa plana usualmente cuenta toda el área de placa (placas de recolección más placas de descarga), para cumplir una especificación de SCA, lo que significa que las velocidades tabuladas dividirse entre 1.4 para utilizarse en base al fabricante.

^b Para convertir cm/s a ft/s, multiplique cm/s por 0.0328. Los procedimientos computacionales utilizan unidades SI; Para convertir cm/s a m/s, multiplique cm/s por 0.01

^c A 300°F.

^d A 600°F.

^e A 500°F.

^f A 250°F.

Paso 1 – Determine la eficiencia de diseño, Eff(%). La eficiencia es el término más comúnmente utilizado en la industria y es el valor de referencia para las garantías. Sin embargo, si no ha sido especificada, puede calcularse como sigue:

$$Eff(\%) = 100 \times \left(1 - \frac{\text{carga de salida}}{\text{carga de entrada}} \right)$$

Paso 2 – Compute la penetración de diseño, p :

$$p = 1 - \left(\frac{Eff}{100} \right)$$

Tabla 3.5

Fuente	MMD_i(mm)
Ceniza flotante de carbón bituminoso	16
Ceniza flotante de carbón bituminoso, de calderas tangencial	21
Ceniza flotante de carbón bituminoso, otros tipos de calderas	10 to 15
Horno de Cemento	2 to 5
Planta de Vidrio	1
Caldera de combustion de madera	5
Planta de sinterizacion,	50
con precolector mecanico	6
Procesos de recuperacion Kraft	2
Incineradores	15 to 30
Horno de Cobre reverberatorio	1
Convertidor de cobre	1
Chimenea de planta de combustion de Coke	1
Desconocido	1

Paso 3 – Compute u obtenga la temperatura de operación, T_k , K. En los cálculos que siguen se requiere la Temperatura en Kelvin.

Paso 4 – Determine si está o no presente corona invertida severa. Usualmente ocurre corona invertida severa para resistividades de polvo arriba de 2×10^{11} ohm-cm. Su presencia incrementará grandemente el tamaño del PES requerido para alcanzar una cierta eficiencia.

Paso 5 – Determine el MMD de la distribución de partícula de entrada MMD_i (μm). Si éste no es conocido, suponga un valor de la siguiente tabla:

Paso 6 - Suponga un valor para el escabullimiento, S_N , y para el reencauzamiento por golpeteo, RR , de las siguientes tablas

Paso 7 – Suponga valores para los tamaños más penetrantes, MMD_p , y tamaño de la humareda por golpeteo, MMD_r :

$$MMD_p = 2 \mu\text{m} \quad (3.24)$$

$$MMD_r = 5 \mu\text{m} \text{ para cenizas con } MMD_i > 5 \mu\text{m} \quad (3.25)$$

$$MMD_r = 3 \mu\text{m} \text{ para cenizas con } MMD_i < 5 \mu\text{m} \quad (3.26)$$

Tabla 3.6

Tipo ESP	S_N
Placa-alambre	0.07
Pared Húmeda	0.05
Placa Plana	0.10

Tabla 3.7

ESP/Ash Type	RR
Ceniza flotante de carbon, o desconocida	0.14
Pared humeda	0.0
Placa plana con velocidad de gas > 1.5 m/s (ni vidrio ni cemento)	0.15
Vidrio o cemento	0.10

donde

MMD_p = el MMD de la distribución de tamaños emergiendo de una zona de recolección muy eficiente
 MMD_p = el MMD de la distribución de tamaño del material golpeado/reencauzado.

Paso 8 – Use o compute los siguientes factores para aire puro:

$$\epsilon_0 = 8.845 \times 10^{-12} \text{ permitividad del espacio libre } \left(\frac{\text{F}}{\text{m}} \right) \quad (3.27)$$

$$\eta = 1.72 \times 10^{-5} \left(\frac{T_k}{273} \right)^{0.71} \text{ viscosidad del gas } \left(\frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}} \right) \quad (3.28)$$

$$E_{bd} = 630,000 \left(\frac{273}{T_k} \right)^{1.65} \text{ campo eléctrico al cenellear } \left(\frac{\text{V}}{\text{m}} \right) \quad (3.29)$$

$$LF = S_N + RR (1 - S_N) \text{ factor de pérdida (adimensional)} \quad (3.30)$$

Para PESs de placa-alambre:

$$E_{avg} = \frac{E_{ba}}{1.75} \quad \text{campo promedio sin corona invertida} \quad (3.31)$$

$$E_{avg} = 0.7 \times \frac{E_{ba}}{1.75} \quad \text{campo promedio con corona invertida severa} \quad (3.32)$$

Para PESs de placa plana:

$$E_{avg} = E_{bd} \times \frac{5}{6.3} \quad \text{campo promedio, sin corona invertida, polaridad positiva} \quad (3.33)$$

$$E_{avg} = 0.7 \times E_{bd} \times \frac{5}{6.3} \quad \text{campo promedio, corona invertida severa, polaridad positiva} \quad (3.34)$$

Tabla 3.8

Eficiencia (%)	<i>n</i>
<96.5	2
<99	3
<99.8	4
<99.9	5
<99.9	6

Paso 9 – Suponga el número más pequeño de secciones para el PES, n , tal que $LF^n < p$. Los valores sugeridos para n son:

Estos valores son para un LF de 0.185, correspondiendo a un precipitador de cenizas flotantes de carbón. Los valores son aproximados, pero los mejores resultados son para el n más bajo permitido.

Paso 10 – Compute la penetración promedio de la sección, p_s :

$$p_s = p^{\frac{1}{n}} \quad (3.35)$$

Paso 11 – Compute la penetración de la sección de recolección, p_c :

$$p_c = \frac{p_s - LF}{1 - LF} \quad (3.36)$$

Si el valor de n es muy pequeño, entonces este valor será negativo y n tendrá que ser incrementado.

Paso 12 – Compute los factores de cambio de tamaño de partícula, D y MMD_{rp} , los cuales son constantes utilizadas para computar el cambio del tamaño de partícula de sección en sección:

Tabla 3.9

Sección	MMDs
1	$MMD1 = MMD_i$
2	$MMD2 = \{MMD1 \times S_N + [1 - p_c] \times MMD_p + p_c \times MMD1\} \times p_c / D + MMD_{rp}$
3	$MMD3 = \{MMD2 \times S_N + [1 - p_c] \times MMD_p + p_c \times MMD2\} \times p_c / D + MMD_{rp}$
.	.
.	.
.	.
n	$MMDn = \{MMDn-1 \times S_N + [1 - p_c] \times MMD_p + p_c \times MMDn-1\} \times p_c / D + MMD_{rp}$

$$\begin{aligned}
 D &= p_s = S_N + P_c (1 - S_N) + RR (1 - S_N) (1 - p_c) \\
 &= MMD_{rp} = RR (1 - S_N) (1 - p_c) \frac{MMD_r}{D}
 \end{aligned} \quad (3.37)$$

Paso 13 - Compute una tabla de tamaños de partículas para las secciones 1 a la n :

Paso 14 - Calcule el SCA para las secciones 1 a la n , utilizando MMD_n , η , E_{avg} , y p_c :

$$SCA_1 = -\left(\frac{\eta}{\epsilon}\right) \times (1 - S_N) \times \frac{\ln(p_c)}{E_{avg}^2 \times MMD_1 \times 10^{-6}} \quad (3.38)$$

$$SCA_n = -\left(\frac{\eta}{\epsilon}\right) \times (1 - S_N) \times \frac{\ln(p_c)}{E_{avg}^2 \times MMD_n \times 10^{-6}} \quad (3.39)$$

donde el factor 10^{-6} convierte micras a metros. Note que la única cantidad que cambia en estas expresiones es MMD_x ; por lo tanto, puede usarse la siguiente relación:

$$SCA_{n+1} = SCA_n \times \frac{MMD_n}{MMD_{n+1}} \quad (3.40)$$

Paso 15 – Calcule el SCA total y el SCA en unidades Inglesas $ESCA$:

$$SCA \left(\frac{s}{m} \right) = \sum_{i=1}^n SCA_i \quad (3.41)$$

$$ESCA \left(\frac{ft^2}{kacfm} \right) = 5.080 \times SCA \left(\frac{s}{m} \right) \quad (3.42)$$

Este procedimiento para determinar tamaño trabaja mejor para valores p_c menores que el valor de LF , lo cual significa el valor más pequeño de n . Cualquier modelo de PES es sensible a los valores del diámetro de partícula y del campo eléctrico. Este muestra la misma sensibilidad, pero las expresiones para el campo eléctrico están basadas en valores teóricos y experimentales. El SCA no debe afectarse fuertemente por el número de secciones seleccionadas; si se usan más secciones, se reduce el SCA de cada sección.

3.2.1.3 Area Específica de Recolección para Precipitadores Tubulares

El procedimiento proporcionado anteriormente es adecuado para PESs grandes de placa-alambre o de placa plana, pero debe ser usado con restricciones para PESs tubulares. Los valores de $S_N = 0.015$ y $RR = 0$ son supuestos y solo se utiliza una sección.

En la tabla 3.10 se proporcionan velocidades de migración que pueden ser utilizadas con la Ecuación 3.23 para calcular $SCAs$ para varias aplicaciones de PES tubulares.

3.2.2 Velocidad de Flujo

Un precipitador recolectando un material particulado seco, corre el riesgo de reencauzamiento sin golpeteo (continuo), si la velocidad del gas se vuelve muy alta. Este efecto es independiente del SCA y se ha aprendido por experiencia. Para aplicaciones de ceniza flotante, que la velocidad máxima aceptable es de cerca de 1.5 m/s (5 ft/s) para PESs de placa-alambre y de cerca de 1 m/s (3 ft) para placa plana. Para aplicaciones de baja resistividad, son comunes las velocidades de diseño de 3 ft/s o menos para evitar el reencauzamiento sin golpeteo. El área

Table 3.10: Tubular ESP Migration Velocities
(cm/s)^b

Fuente de Partículas		Eficiencia de Diseño %	
		90	95
Horno de Cemento	(no CI)	2.2-5.4	2.1-5.1
	(CI)	1.1-2.7	1.0-2.6
Planta de Vidrio	(no CI)	1.4	1.3
	(CI)	0.7	0.7
Caldera de recuperación de papel Kraft	(no CI)	4.7	4.4
Incinerado			
15 mm MMD	(no CI)	40.8	39.
Húmeda, at 200°F			
MMD(mm)			
1		3.2	3.1
2		6.4	6.2
5		16.1	15.4
10		32.2	30.8
20		64.5	61.6

CI = corona inverta

^a Estas tasas fueron calculadas en base a: $S_N = 0.015$, $RR = 0$, solo una seccion.

Estan en concordancia con PES tubulares en operacion ; no se recomienda la extension de resultados a mas de una seccion.

^b Para convertir cm/s a ft/s, multiplique cm/s por 0.0328.

frontal del PES (W x H), v.g., el área normal a la dirección del flujo del gas, debe seleccionarse para mantener bajas las velocidades del gas y para acomodar los requerimientos eléctricos (v.g. el espaciamiento alambre-a-placa), al tiempo que también asegura que se cumpla con los requerimientos de área total de placa. Esta área puede ser configurada en una variedad de formas. Las placas pueden ser cortas en altura, largas en la dirección del flujo, con varias en paralelo (angostando el ancho). O pueden ser grandes en altura, cortas en la dirección del flujo, con muchas en paralelo (ampliando el ancho). Después de seleccionar una configuración, la velocidad del gas puede obtenerse dividiendo la rapidez de flujo volumétrico, Q , por el área frontal del PES.

donde:

$$v_{gas} = \text{velocidad del gas (m/s)}$$

$$v_{gas} = \frac{Q}{WH} \quad (3.43)$$

W = anchura de la entrada del PES (m)
 H = altura de la entrada del PES (m)

Cuando se cumplen las restricciones anteriores, este valor de velocidad también asegura que la turbulencia no está fuertemente desarrollada, de modo que ayuda a la captura de partículas.

3.2.3 Cálculos de Caída de Presión

La caída de presión en un PES se debe a cuatro factores principales:

- Placa difusora (usualmente presente)—(placa perforada a la entrada)
- Transiciones a la entrada y salida del PES
- Deflectores en las placas de recolección (refuerzos) o corrugados
- Resistencia de la placa plana de recolección contra el flujo de gas

La caída de presión total es la suma de las caídas de presión individuales, pero cualquiera de estas fuentes puede dominar a todas las otras contribuciones de la caída de presión. Usualmente, la caída de presión no es un factor que rijal al diseño, pero necesita mantenerse en un valor aceptablemente bajo. En la Tabla 3.11 se proporcionan las caídas de presión típicas para los cuatro factores. La caída de presión del PES, usualmente menos que cerca de 0.5 *in.* de H₂O, es mucho más baja que para el sistema de recolección asociado y los conductos. Con las velocidades de transporte utilizadas para el polvo recolectado en los PESs, generalmente 4,000 *ft/min* o mayores, las caídas de presión del sistema están usualmente en el rango de 2 a 10 *in.* H₂O,

Table 3.11: Componentes de Caída de Presión PES

Componente	Caída de Presión Típica (in. H ₂ O)	
	Baja	Alta
Difusor	0.010	0.09
Transición de entrada	0.07	0.14
Transición de salida	0.007	0.015
Deflectores	0.0006	0.123
Placas de colección	0.0003	0.008
Total	0.09	0.38

dependiendo de la longitud de los conductos y de la configuración, así como de el(los) tipo(s) de dispositivo(s) de preacondicionamiento utilizado(s) corriente arriba.

Los cuatro factores principales que contribuyen a la caída de presión se describen brevemente enseguida.

La placa difusora es utilizada para igualar el flujo del gas a lo ancho de la cara del PES. Consiste típicamente de una placa plana cubierta de hoyos redondos de 5 a 7 cm de diámetro (2 a 2.5 in.), teniendo un área abierta de 50 a 65 % del total. La caída de presión depende fuertemente del por ciento de área abierta, pero es casi independiente del tamaño de los hoyos.

La caída de presión debida al agrandamiento gradual en la entrada es causada por los efectos combinados de la separación del flujo y la fricción en la pared y es dependiente de la forma del ensanchamiento. En la salida del PES, la caída de presión causada por una contracción gradual, corta, bien dirigida, es pequeña.

Los deflectores están instalados sobre las placas de recolección para escudar al polvo recolectado del flujo del gas y proporcionar un efecto reforzador para mantener las placas alineadas paralelas una a la otra. La caída de presión debida a los deflectores depende del número de deflectores, de su protuberancia en la corriente del gas con respecto a la distancia electrodo-a-placa y a la velocidad del gas en el PES.

La caída de presión de las placas planas de recolección es debida a la fricción del gas arrastrándose a lo largo de las superficies planas y es tan pequeña comparada con otros factores que usualmente puede ser despreciada en problemas de ingeniería.

3.2.4 Características de la Partícula

Varias características de la partícula son importantes para la recolección de la partícula. Se supone generalmente que las partículas son esféricas o suficientemente esféricas para ser descritas por algún diámetro esférico equivalente. Las partículas altamente irregulares o alargadas pueden no comportarse en formas que puedan ser fácilmente descritas.

La primera característica importante es la masa de las partículas en la corriente de gas, v.g., la carga (cantidad) de partículas. Esta cantidad usualmente se determina colocando un filtro en la corriente de gas, recolectando un volumen conocido de gas y determinando la ganancia en peso del filtro. Debido a que el PES opera en un amplio rango de cargas como un dispositivo de eficiencia constante, la carga a la entrada determinará directamente la carga a la salida. Si la carga se vuelve muy alta, la operación del PES se alterará, usualmente para empeorar.

La segunda característica es la distribución del tamaño de las partículas, con frecuencia expresada como la masa acumulada por debajo de un tamaño de partícula dado. La distribución de tamaño describe cuantas partículas hay de un tamaño dado, lo cual es importante porque la eficiencia del PES varía con el tamaño de partícula. En términos prácticos, un PES recolectará todas las partículas de diámetro mayor a $10\text{ }\mu\text{m}$, mejor que las menores a $10\text{ }\mu\text{m}$. Solo si la mayor parte de la masa en las partículas está concentrada por arriba de $10\text{ }\mu\text{m}$, sería necesaria la distribución real de partículas por arriba de $10\text{ }\mu\text{m}$.

En lugar de las distribuciones acumuladas de la masa, la distribución de tamaño es frecuentemente descrita por parámetros log-normal. Esto es, la distribución de tamaño parece como una curva normal probabilística si el logaritmo del tamaño de partícula usado es la abscisa. Los dos parámetros necesarios para describir una distribución log-normal son el diámetro másico mediano (o medio) y la desviación geométrica normal.

El *MMD* es el diámetro para el cual, una mitad de la masa de particulados consiste de partículas más chicas y la otra mitad es más grande (vea el Procedimiento, Paso 5, de las Subsección 3.2.1.2). Si el *MMD* de una distribución es mayor de cerca de $3\text{ }\mu\text{m}$, el PES recolectará todas las partículas mayores que el *MMD*, al menos tan bien como una partícula de $3\text{ }\mu\text{m}$, representando la mitad de la masa en la distribución de tamaño de entrada.

La desviación geométrica normal es el equivalente de la desviación normal de la distribución normal. Describe que tan amplia es la distribución de tamaño. La desviación geométrica normal se computa como la relación del diámetro correspondiente al 84 por ciento del total de la masa acumulada al *MMD*; siempre es un número mayor a 1. Una distribución con todas las partículas del mismo tamaño (mono-dispersas), tiene una desviación geométrica normal de 1. Una desviación geométrica normal menor a 2, representa en cambio una distribución estrecha. Para fuentes de combustión, las desviaciones geométricas normales varían de 3 a 5 y están comúnmente en el rango de 3.5 a 4.5.

Una desviación geométrica normal de 4 a 5, acoplada con un *MMD* de menos de $5\text{ }\mu\text{m}$, significa que hay una cantidad sustancial de material sub-micrométrico. Esta situación puede cambiar las condiciones eléctricas de un PES por el fenómeno conocido como “apagamiento de la carga espacial”, el cual resulta en voltajes de operación altos pero corrientes bajas. Es señal de carga inadecuada y reduce la eficiencia del PES. Esta condición puede ser evaluada cuidadosamente para asegurar márgenes de diseño adecuados.

3.2.5 Características del Gas

Las características del gas más necesarias para el diseño del PES son el flujo volumétrico del gas y la temperatura del gas. El flujo volumétrico, multiplicado por el *SCA* de diseño, da el área total de placa requerida por el PES. Si el flujo volumétrico es conocido a una temperatura,

puede ser conocido a otra temperatura aplicando la ley del gas ideal. Las incertidumbres en temperatura y volumen compensarán las inexactitudes de la aplicación de la ley del gas ideal.

La temperatura del gas afecta directamente a la viscosidad del gas, la cual se incrementa con la temperatura. La viscosidad del gas se afecta en menor grado por la composición el gas, particularmente por el contenido de vapor de agua. En lugar de los valores de viscosidad para una composición particular del gas, puede usarse la viscosidad del aire. La viscosidad entra en los cálculos del *SCA* directamente, tal como se observa en el Paso 14 del procedimiento de diseño.

La temperatura y composición del gas tiene un efecto fuerte en la resistividad del material particulado recolectado. Específicamente, la humedad y los componentes ácidos en el gas, pueden ser quimisorbidos sobre las partículas en cantidad suficiente para bajar la resistividad intrínseca dramáticamente (órdenes de magnitud). Para otros tipos de materiales, casi no hay efecto. Aunque no es posible tratar la resistividad aquí, el diseñador debe estar consciente de la sensibilidad potencial del tamaño del PES a la resistividad y a los factores que la influyen.

La selección del tamaño de la fuente de poder (capacidad de corriente y voltaje), a ser utilizada con una aplicación particular puede ser influida por las características del gas. Ciertas aplicaciones producen gas cuya densidad puede diferir significativamente de las típicas fuentes de combustión (la variación de la densidad puede resultar a partir de la temperatura, la presión y la composición). La densidad del gas afecta los voltajes de iniciación de la corona y los voltajes a los cuales ocurre el centelleo.

3.2.6 Limpieza

La limpieza de los materiales recolectados de las placas frecuentemente es acompañada, intermitente o continuamente, de golpeteo severo de las placas con martillos automáticos o pistones, usualmente a lo largo de los bordes superiores, excepto en el caso del PES húmedo que utiliza agua. El golpeteo desprende al material, el cual cae a lo largo de la placa hasta que se asienta en una tolva para polvo. Las características del polvo, la intensidad del golpeteo y la frecuencia del golpeteo, determinan que tanto material es reencauzado y que tanto llega a la tolva permanentemente

Para PESs húmedos, debe considerarse el manejo de aguas residuales. Para sistemas simples con polvos inocuos, el agua con partículas recolectadas por el PES puede descargarse del sistema del PES a un clarificador removedor de sólidos (ya sea dedicado al PES o parte del sistema de tratamiento de aguas residuales de la planta), y de ahí a disposición final. Los sistemas más complejos pueden requerir remoción de la capa flotante y de lodos, clarificación en equipo dedicado, ajuste de pH y/o tratamiento para remover los sólidos disueltos. El agua atomizada del pre-acondicionador del PES puede tratarse separadamente del agua utilizada para inundar las placas recolectoras del PES, de modo que la más limpia de las dos aguas pueda regresarse al

PES. La recirculación del agua tratada al PES puede aproximarse al 100 por ciento.

La tolva debe diseñarse de modo que todo el material en ella se deslice hasta el mero fondo, donde puede ser evacuado periódicamente, a medida que la tolva se llena. El polvo es removido a través de una válvula hacia un sistema de manejo de polvo, tal como un transportador neumático. Las tolvas son con frecuencia suministradas con calor auxiliar para prevenir la formación de grumos o plasta y la obstrucción subsecuente del sistema de manejo de polvo.

3.2.7 Características de Construcción

El uso del término “geometría de placa-alambre” puede ser algo confuso. Puede referirse a tres tipos diferentes de electrodos de descarga: alambres con pesas colgados de una estructura de soporte en la tapa del PES, marcos de alambre en los cuales los alambres están ensartados tensamente en un marco rígido de soporte, o electrodos rígidos contruidos de una sola pieza de metal. En años recientes, ha habido una tendencia a utilizar marcos de alambre o electrodos de descarga rígidos en lugar de electrodos de descarga de alambres con pesas (particularmente en aplicaciones de calderas que queman carbón). Esta tendencia ha sido estimulada por el deseo del usuario de incrementar la confiabilidad del PES. Los marcos de alambre y los electrodos rígidos son menos propensos a fallas por rompimiento y son fácilmente limpiables con equipo de limpieza del tipo por impulso.

Otras diferencias en construcción resulta de la selección de la relación del ancho del pasaje de gas (línea de flujo), o del espaciamiento del electrodo de descarga al electrodo de recolección. Típicamente, el espaciamiento del electrodo de descarga al de recolección varía de 11 a 19 cm. (4.3 a 7.5 *in.*). El tener gran espaciamiento entre los electrodos de descarga y de recolección, permite que se utilicen campos eléctricos mayores, lo cual tiende a mejorar la recolección de polvo. Para generar campos eléctricos más grandes, sin embargo, las fuentes de poder deben producir voltajes de operación más altos. Por lo tanto, es necesario balancear los ahorros en costos logrados con mayores espaciamiento entre electrodos, contra los costos más altos de las fuentes de poder que producen voltajes de operación más altos.

La mayoría de los PESs son contruidos de acero mediano. Las corazas de los PES son contruidas típicamente de placas de acero mediano de 3/16 a 1/4 de pulgada. Los electrodos de recolección son generalmente fabricados de acero mediano de menor calibre. Un espesor de calibre 18 es común, pero variará con el tamaño y severidad de la aplicación.

Los alambres de los electrodos de descarga vienen en varias formas desde redondas hasta cuadradas o con púas. Un diámetro de 2.5 mm (0.1 *in.*), es común para alambres con

pesas, pero otras formas utilizadas tienen diámetros efectivos mucho mayores, v.g., electrodos cuadrados de 64 mm (0.25 in.).

Puede utilizarse acero inoxidable para aplicaciones corrosivas, pero es raro excepto en PESs húmedos. Se ha encontrado que los electrodos de descarga de acero inoxidable son propensos a falla por fatiga en PESs secos con sistemas de limpieza de electrodos del tipo por impacto. [3]

Los precipitadores utilizados para recolectar rocío de ácido sulfúrico en plantas de ácido sulfúrico, son construidos de acero, pero las superficies en contacto con el rocío del ácido están recubiertas de plomo. Los precipitadores utilizados en las calderas de recuperación de licor negro en las plantas de papel, tienen envolvente de vapor. De estos dos, las calderas de recuperación tienen con mucho el mayor número de aplicaciones de PES.

3.3 Estimación de la Inversión de Capital Total

La *total capital cost - TCI* (inversión de capital total) para un sistema de PES incluye los costos de la estructura del PES, partes internas, golpeadores, fuente de poder, equipo auxiliar y los costos directos e indirectos usuales asociados a la instalación o colocación de equipo nuevo de control. Estos costos, en dólares del **segundo trimestre de 1987**, se describen en las siguientes secciones⁸

3.3.1 Costo del Equipo

3.3.1.1 Costos del PES

Se consideran cinco tipos de PESs: placa-alambre, placa plana, húmedo, tubular y de dos etapas. Los costos básicos para los dos primeros se toman de la Figura 3.5, la cual proporciona los precios brida-a-brida, colocados en el campo, basados en el área de placa requerida y en un diseño de electrodo rígido. Esta área de placa se calcula de la información de dimensionamiento proporcionada previamente para los cuatro tipos. Se hacen ajustes para las opciones estándar listadas en la Tabla 3.12. Los costos para PESs tubulares/húmedos se discuten más abajo en Tendencias Actuales y los costos para precipitadores de dos etapas están dados en una subsección posterior.

Los costos están basados en un número de cotizaciones reales. Se han ajustado líneas por mínimos cuadrados a las cotizaciones, una para tamaños entre 50,000 y 100,000 ft^2 y una

⁸ Para información en el incremento de precios a valores mas actuales, refierase al reporte de EPA: Indices de Incremento de Costos de Control de Contaminación de Aire, los cuales están instalados en el OAQPS Red de Transferencia de Tecnología (CTC Bulletin Board).

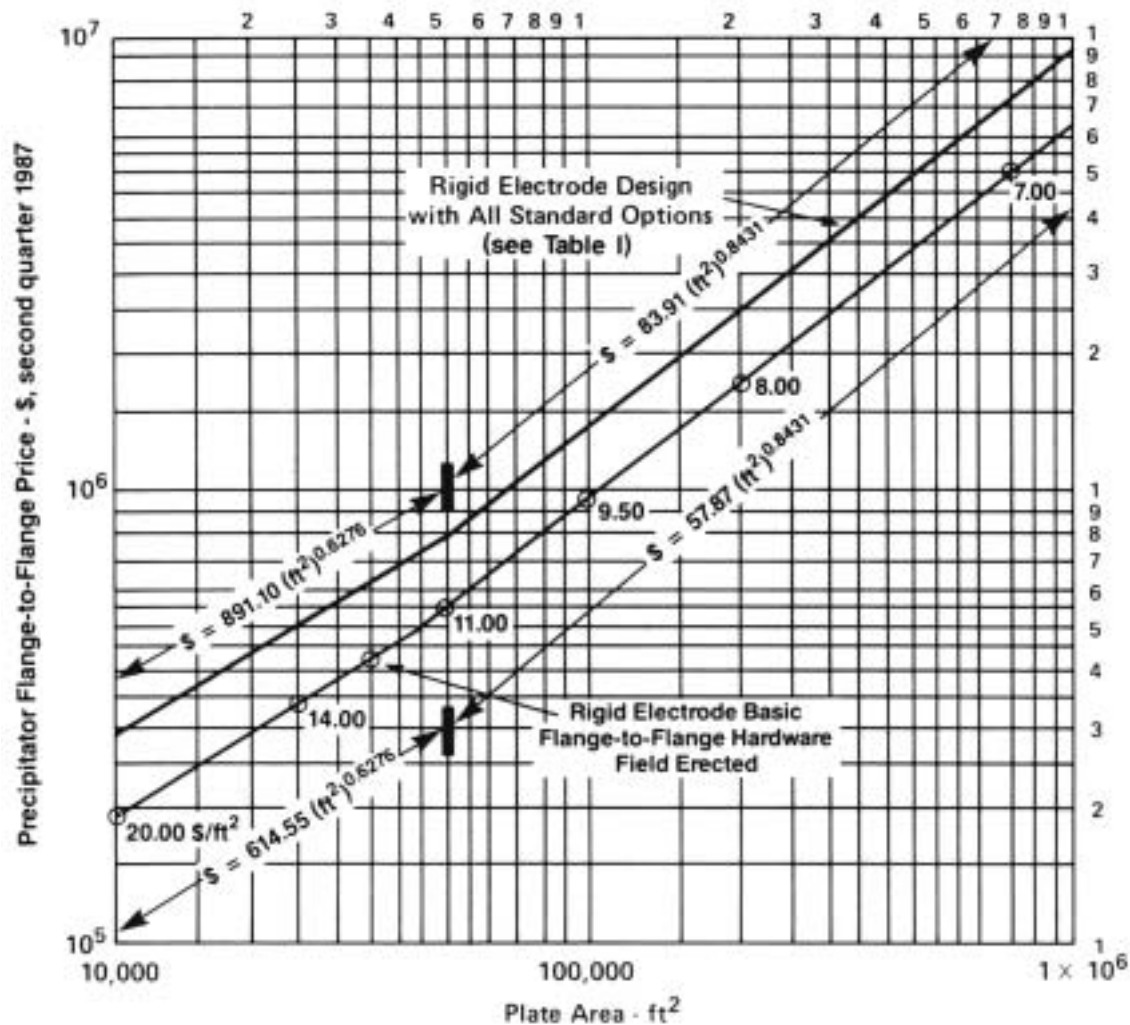


Figura 3.5: Precio de compra de brida-a-brida de un PES del tipo Seco vs. área de placa.

segunda para tamaños entre 10,000 y 50,000 ft^2 . Se da una ecuación para cada línea. No deben usarse extrapolaciones por debajo de 10,000 o por encima de 1,000,000 ft^2 . El lector no debe sorprenderse si se obtienen cotizaciones que difieran de estas curvas tanto como ± 25 por ciento. Se pueden tener ahorros importantes solicitando cotizaciones múltiples. Todas las unidades incluyen el envolvente del PES, tolvas piramidales, electrodos rígidos y placas internas de recolección, conjuntos de transformador rectificador (TR) y controles microprocesadores, golpeadores y polines de soporte (piernas), para claros de 4 pies debajo de las descargas de la tolva. La curva más abajo es la unidad básica sin las opciones estándar. La curva más arriba incluye las opciones estándar (vea la Tabla 3.12), que son normalmente utilizadas en un sistema moderno. Estas opciones agregan aproximadamente 45 por ciento al costo básico del equipo de brida-a-brida. Los costos del aislante son para 3 in. de fibra de vidrio instalada en el campo, encasillada en una piel de metal y aplicada en el exterior de todas las áreas en contacto con la corriente de gas. El aislante de los conductos, de la cubierta de los ventiladores y de la chimenea deben de calcularse separadamente.

Impacto de las alternativas de diseño de los electrodos Todos los tres diseños electrodo rígido, alambre con pesas y marco rígido—pueden emplearse en la mayoría de las aplicaciones. Cualquier diferencial de costo entre diseños dependerá de la combinación de la experiencia del proveedor y de los factores específicos del sitio que determinan los factores de tamaño del equipo. El diseño de marco rígido costará hasta 25 por ciento más si el mástil o altura de la placa está restringida a los mismos utilizados en otros diseños. Varios proveedores pueden ahora proporcionar colectores de marco rígido con placas más largas y así, el diferencial de costo puede aproximarse a cero.

El diseño de alambre con pesas utiliza espaciamentos de placa más estrechos y más electrodos internos de descarga. Este diseño está siendo menos empleado: y por lo tanto, su costo se está incrementando y actualmente es aproximadamente el mismo que para el colector de electrodo rígido. Por debajo de cerca de 15,000 ft^2 de área de placa, los PESs son de diseño diferente y normalmente no son armados en el sitio y los costos serán significativamente diferentes de los valores extrapolados de la Figura 3.5.

Impacto de los materiales de construcción: espesor del metal y acero inoxidable Las condiciones de operación corrosivas u otras adversas pueden sugerir una especificación de secciones de metal más grueso en el precipitador. Los incrementos razonables en las secciones de metal resultan en incrementos mínimos del costo. Por ejemplo, las placas de recolección son

Tabla 3.12: Opciones Estándares para Equipo Básico

Opción	Adición al costo (%)
1 Boquillas a la entrada y a la salida y placas difusoras	8 a 10
2 Auxiliares a la campana/calentadores, detectores de nivel	8 a 10
3 Cubiertas contra el clima y accesos a escaleras	8 a 10
4 Soportes estructurales	5
5 Aislante	8 a 10
Total de opciones 1 a 5	1.37 to 1.45 x Base

Tabla 3.13

Material	Factor	Referencia(s)
Acero Inoxidable, 316	1.3	[4,5,6]
<i>Carpenter</i> 20CB-3	1.9	[6]
Monel-400	2.3	[4,6]
Níquel-200	3.2	[6]
Titanio	4.5	[6]

construidas típicamente de acero mediano calibre 18. La mayoría de los fabricantes de PES pueden incrementar el espesor de la sección en 25 por ciento sin cambios importantes en el diseño ni incrementos en los costos de manufactura de más de poco por ciento.

Los cambios en el tipo de material puede incrementar el costo de compra del PES desde cerca de 30 a 50 por ciento con placas de recolección y paredes del precipitador de acero inoxidable tipo 304, y hasta varios cientos de por ciento para materiales más caros utilizados para todos los elementos del PES. En base al costo del acero inoxidable tipo 304, pueden utilizarse para otros materiales los factores aproximados proporcionados enseguida:

En el Apéndice A se proporcionan más detalles de los efectos del espesor y tipo del material.

Los límites más bajos para emisiones condensables (*MACT* y Evaluación de Riesgos), han resultado en una mayor demanda por PESs Húmedos. [7]

Tendencias recientes A 1987, la mayor parte del mercado era para placas de área de tamaño en el rango de 50,000 a 200,000 ft^2 . Los precios de venta de los PES se han incrementado muy poco en los últimos 10 años debido a diseños más efectivos, mayor competencia de proveedores europeos y un encogimiento del mercado de plantas de servicios.

Fuentes industriales informan que los costos de PES (1999), no han cambiado significativamente desde 1987. [8][9] Mejoras en el diseño han permitido espaciamientos de placa mas amplios que reducen el número de componentes internos y placas y mástiles más altos

Tabla 3.14: Contaminación de Aire de Precipitador Electrostático Húmedo

Volume Saturado(acfm)	80% Eficiencia		85% Eficiencia		90% Eficiencia		95% Eficiencia	
	Precio (\$x1000)	Precio (\$/acfm)	Precio (\$x1000)	Precio (\$/acfm)	Precio (\$x1000)	Precio (\$/acfm)	Precio (\$x1000)	Precio (\$/acfm)
10,000	315	31.5	327	32.7	339	33.9	365	36.5
15,000	342	22.8	355	23.7	378	25.5	408	27.2
20,000	369	18.5	385	19.3	412	20.6	451	22.6
25,000	398	16.0	423	17.0	448	18.0	---	---
30,000	427	14.3	441	14.7	---	---	---	---
35,000	442	12.7	---	---	---	---	---	---

proporcionan área de placa adicional a un costo bajo. El espaciamiento más amplio de las placas ha reducido los costos globales de materiales e instalación, compensando fácilmente por cualquier incremento en los costos de materiales y mano de obra. [7] Los PESs húmedos tubulares de flujo descendente utilizan la gravedad para remover el agua y el particulado reencauzado que se ha recolectado en los tubos, resultando en costos bajos de operación. Estas unidades pueden diseñarse para lavar los tubos intermitentemente mientras están en línea. Las unidades tubulares son entregadas típicamente como módulos “ensamblados en fábrica” porque los tubos están soldados juntos en grupos. El tamaño de los módulos está limitado por consideraciones de embarque. Las unidades tipo placa son embarcadas usualmente con los componentes empacados por separado. Estas unidades no tienen las mismas limitaciones de tamaño que los PESs húmedos tubulares, pero comparativamente requieren más mano de obra para la instalación en el campo. El uso de aleaciones de alto grado para aplicaciones corrosivas (v.g., incineradores), incrementa los costos de los materiales. [7] Los controles con microprocesadores y los sistemas de administración de energía han bajado los costos de operación.

En la Tabla 3.14 se enlistan los costos (total y por *acfm*), para varios volúmenes de gas y eficiencias de remoción para PESs Húmedos. Para volúmenes de gas mayores, pueden utilizarse múltiples módulos. Los precios están basados en módulos “ensamblados en fábrica”. [7]

Pocos, si acaso algunos, de los PESs del lado caliente (aquellos utilizados corriente arriba de un pre-calentador de aire en una fuente de combustión), son especificados para compra actualmente. El reconocimiento de que los carbones bajos en sodio tienden a construir capas de cenizas resistivas sobre las placas recolectoras, reduciendo así la eficiencia del PES, casi ha eliminado las ventas de estas unidades. De cerca de 150 unidades existentes, cerca de 75 son candidatas para conversión a unidades del lado frío en los próximos 10 años.

La aplicación industrial específica tiene poco impacto ya sea en el costo o en el diseño del PES, con tres excepciones: plantas de papel y de manufactura de ácido sulfúrico, y plantas de sub-producto de coque. Las plantas de papel utilizan tolvas con transportador de arrastre que agregan aproximadamente 10 por ciento al costo base del equipo de brida-a-brida. Para el control de emisiones en plantas de ácido sulfúrico y de hornos de sub-producto de coque, se utilizan PESs húmedos. En la manufactura de ácido sulfúrico, los PESs húmedos son utilizados para recolectar rocío de ácido. Estos precipitadores son usualmente pequeños y utilizan plomo para todas las superficies interiores, por lo tanto, cuestan normalmente de \$65 a \$95/*ft*² de área de recolección instalada (dólares de mediados de 1987) y hasta \$120/*ft*² en situaciones especiales. Además, un PES húmedo circular es utilizado para controlar emisiones de la operación de desalquitrado del gas de hornos de coque. Estos precipitadores están hechos utilizando altas aleaciones de aceros inoxidables y cuestan típicamente de \$90 a \$120/*ft*², instalados. Debido al bajo número de ventas, al pequeño tamaño de las unidades vendidas y a la dependencia de factores específicos del sitio, no se dispone de costos más definitivos.

3.3.1.2 Factor de Costo de Reconversión

Se incrementan los costos de un PES cuando se tratan de instalaciones de reconversión, debido a la necesidad común de remover algo para hacer espacio para el nuevo PES. También, los conductos usualmente son mucho más caros. El trazado de los conductos es con frecuencia obstruido por la estructura existente, se requieren soportes adicionales y las áreas confinadas hacen la colocación más intensiva en mano de obra y más tardada. Los costos son específicos del sitio, sin embargo, para propósitos de estimación, puede usarse un multiplicador de reconversión de 1.3 a 1.5 aplicado a la inversión de capital total. Este multiplicador puede ser seleccionado dentro de este rango, basado en la relativa dificultad de la instalación.

Un caso especial es la conversión de PESs del lado caliente al lado frío para aplicaciones de calderas que queman carbón. La magnitud de la conversión es muy específica del sitio, pero la mayoría de los proyectos contendrán los siguientes elementos:

- Re-localización del pre-calentador de aire y de los conductos hacia éste.
- Redimensionamiento del conducto de entrada y de salida del PES para el nuevo volumen de aire y su relocalización.
- Mejora del tamaño del ventilador de TI (tiro inducido) o del motor para acomodar la mayor presión estática y los requerimientos de caballos potencia.
- Adición o modificación de los cimientos para los soportes del ventilador y de los conductos.
- Evaluación del *SCA* requerida y ya sea incrementar el área de recolección o instalar un sistema de acondicionamiento de gas SO_3 .
- Adición de calentadores de tolvas.
- Mejora de los controles eléctricos analógicos a controles tipo microprocesadores.
- Incrementar el número de golpeadores de placas recolectoras y tal vez la localización del golpeo.

En algunas instalaciones, puede ser efectivo en costo deshacer totalmente el colector existente, utilizando solamente la envolvente y las tolvas existentes y modernizando los interiores.

El costo de la conversión es un proyecto de varios millones de dólares siendo típicamente al menos de 25 a 35 por ciento de la inversión de capital total de una unidad nueva.

3.3.1.3 Equipo Auxiliar

El equipo auxiliar mostrado en la Figura 3.2 se discute en otra parte en este Manual. Debido a que el equipo de remoción de polvo (v.g., transportadores de gusano), las campanas, pre-enfriadores, ciclones, ventiladores, motores y chimeneas, son comunes a muchos sistemas de control de la contaminación, se les da (o dará) tratamiento extensivo en secciones separadas.

3.3.1.4 Costos de Precipitadores de Dos Etapas

Los costos de equipo comprado de precipitadores de dos etapas, los cuales deben ser considerados separadamente de los PESs de una etapa, a gran escala, están dados en la Figura 6.18. [10] Para ser consistente con la práctica industrial, los costos están dados como una función de la rapidez de flujo a través del sistema. La curva de costo más baja es para una unidad de dos celdas sin pre-enfriador, una celda de lavado instalada o un ventilador. La curva superior es para un sistema de paquete, de diseño ingenieril, con los siguientes componentes: *plenum* difusor de entrada, prefiltro, serpentines de enfriamiento con recubrimiento, *plenums* de serpentines con acceso, controles del flujo de agua, configuración de triple paso, ventilador de extracción del sistema con accesorios, *plenum* de salida y sistema de limpieza con espuma instalado con controles semiautomáticos y controlador programable. Todo el equipo está ensamblado mecánica y eléctricamente y está montado sobre una tarima estructural de acero.

3.3.2 Costo Total de Equipo Comprado

El costo total de equipo comprado de un sistema de PES, es la suma de los costos del PES, opciones, equipo auxiliar, instrumentos y controles, impuestos y fletes. Estos últimos tres artículos generalmente se toman como porcentajes de un costo total estimado de los primeros tres artículos. Los valores típicos, de la Sección 1 del Manual, son 10 por ciento para instrumentos y controles, 3 por ciento para impuestos y 5 por ciento para fletes.

Los costos de equipo estándar y de otras opciones puede variar desde 0 hasta más de 150 por ciento del costo del puro PES, dependiendo del sitio y de los requerimientos de aplicación. Otros factores que pueden incrementar el costo del PES están dados en la Tabla 3.15.

3.3.3 Inversión de Capital Total (*TCI*)

Utilizando la metodología de la Sección 1, la *TCI* es estimada de una serie de factores aplicados al costo de equipo comprado para obtener costos directos e indirectos de instalación. La *TCI* es la suma de estos tres costos. Los factores requeridos están dados en la Tabla 3.16. Debido a que el PES puede variar desde unidades pequeñas anexas a edificios existentes, hasta estructuras grandes, separadas, no están dados los factores específicos para preparación del sitio ni para los edificios. Sin embargo, los costos para edificios pueden ser obtenidos de referencias

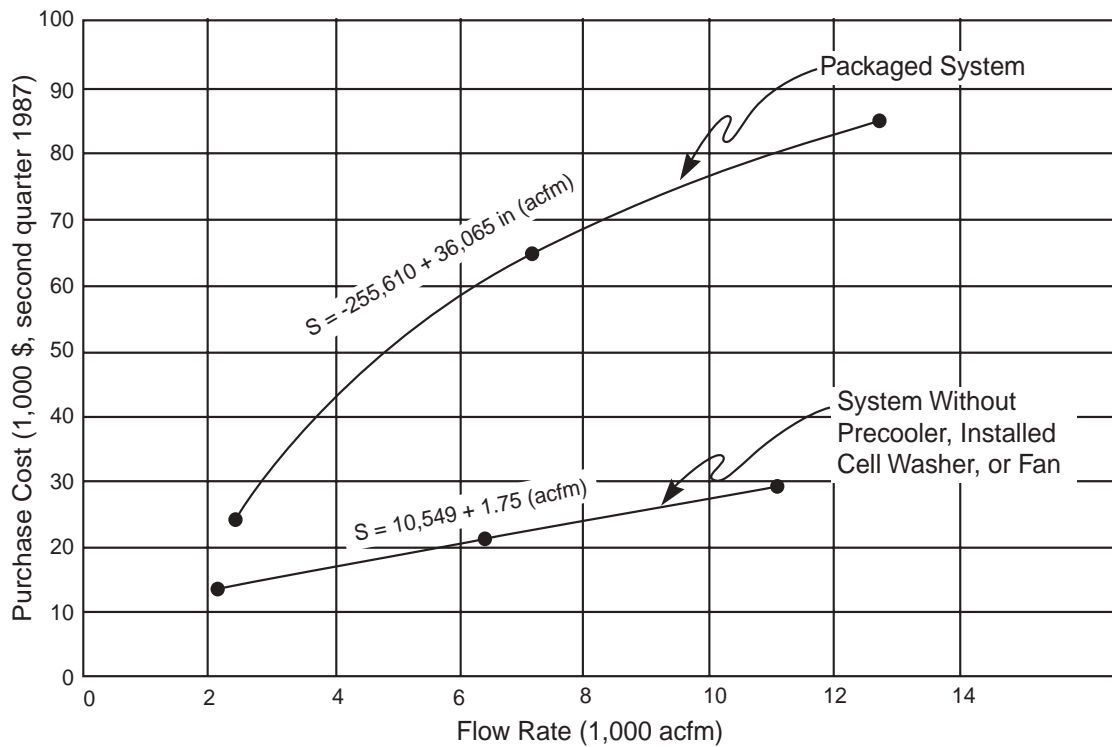


Figura 3.6: Costos de Compra de Precipitadores de Dos Etapas, Dos celdas[40]

Table 3.15: Factores que incrementan el costo de PES

Item	Factor	Applied
Electrodo de marco rigido con altura de placa restringida	1.0 to 1.25	PES capa base
Placas colectoras de Acero Inoxidable tipo 304 y paredes precipitadoras	1.3 to 1.5	PES capa base
Construccion Total de Acero Inoxidable	2 to 3	PES capa base
ESP with drag conveyor hoppers (paper mill)	1.1	PES capa base
Instalaciones de Reconversion	1.3 to 1.5	PES inversion total de capital (nueva instalacion)
PES humedo		
Rocio de acido sulfurico	Vease 3.3.1.1	—
Rocio de acido sulfurico (instalacion especial)	Vease 3.3.1.1	—
Desaquitranado del gas de hornos de coque	Vease 3.3.1.1	—

tales como *Means Square Foot Costs 1987* (Costos Medios por Pie Cuadrado) [11]. El terreno, el capital de trabajo y los servicios fuera del sitio están excluidos de la tabla, porque normalmente no se requieren. Para instalaciones muy grandes, sin embargo, pueden necesitarse y pueden ser estimados según se vayan necesitando.

Note que los factores dados en la Tabla 3.16 son para condiciones promedio de instalación, v.g., sin problemas inusuales con el movimiento de tierra en el sitio, acceso, embarques o estructuras que interfieran. Puede verse considerable variación con circunstancias de instalación diferentes a las promedio. Para precipitadores de dos etapas comprados como sistema en paquete, varios de los costos en la Tabla 3.16 podrían ser reducidos grandemente o eliminados. Estos incluyen instrumentos y controles, cimientos y soportes, colocación y manejo, pintura y estudios de modelo. Un factor de instalación de 0.20 B a 0.25 B sería algo más apropiado para PESs de dos etapas.

3.4 Estimación de los Costos Totales Anuales

3.4.1 Costos Directos Anuales

Los costos directos anuales incluyen la mano de obra de operación y de supervisión, los materiales de operación, reemplazo de los golpeadores y de los electrodos, mantenimiento (mano de obra y materiales), servicios, disposición del polvo y tratamiento de aguas residuales para PESs húmedos. La mayoría de estos costos se discuten individualmente más adelante. Estos varían considerablemente con la localización y el tiempo y, por esta razón, deben obtenerse a conveniencia del sistema de PES específico que esté siendo costado. Por ejemplo, los salarios actuales pueden encontrarse en publicaciones tales como el *Monthly Labor Review*, publicado por el *U.S. Department of Labor, Bureau of Labor Statistics* (Departamento del Trabajo de los EE.UU., Oficina de Estadísticas de Trabajo).

3.4.1.1 Mano de Obra de Operación y de Supervisión

Es necesaria una operación apropiada del PES para cumplir con las regulaciones aplicables a la emisión de particulados y asegurar costos mínimos. Un PES es una pieza de equipo cara. Aún el equipo bien diseñado se deteriorará rápidamente si es mantenida impropiamente y tendrá que ser reemplazada mucho antes de lo que debiera ser necesario. No solo puede la operación y el mantenimiento apropiados ahorrar dinero del operario, tal programa de operación y mantenimiento puede también contribuir a las buenas relaciones con la agencia que gobierna el control de la contaminación, mostrando buena fe con esfuerzos para cumplir con las regulaciones en materia de aire.

Aún cuando cada planta tiene sus propios métodos para conducir un programa de operación y mantenimiento, la experiencia ha mostrado que las plantas que asignan a un individuo la responsabilidad de coordinar todas las piezas del programa, operan mejor que aquellas en donde diferentes departamentos cuidan solo una cierta porción del programa. Los departamentos separados tienen poco conocimiento de como su porción impacta a todo el programa. En otras palabras, una planta necesita un individuo que coordine la operación, mantenimiento y corrija los componentes de su programa de PES, si espera tener una operación relativamente libre de problemas. El coordinador es típicamente un ingeniero que reporta al gerente de planta e interactúa con los supervisores de mantenimiento y de procesos de la planta, el laboratorio y el departamento de compras. En compañías de más de una planta, será responsable de todos los PESs. La porción de su tiempo total que este individuo gasta en el PES, se convierte entonces en un gasto de operación del PES. Esto puede expresarse como:

$$AC = X (LCC) \quad (3.44)$$

donde

AC = costo anual de coordinación (\$/año)
 X = fracción del tiempo total gastado en PES
 LCC = costo anual de la mano de obra individual del coordinador de PES (\$/año)

Además de los costos de coordinación, los requerimientos típicos de mano de obra de operación son de 1/2 a 2 horas por turno para un amplio rango de tamaños de PES. [8] Las unidades pequeñas o las que funcionan bien pueden requerir menos tiempo y las unidades muy grandes o las problemáticas pueden requerir más tiempo. La mano de obra de supervisión se toma como 15 por ciento de la mano de obra de operación.

3.4.1.2 Materiales de Operación

Generalmente no se requieren materiales de operación para los PESs. Una excepción es el uso de agentes pre-acondicionantes del gas para el control de la resistividad del polvo.

3.4.1.3 Mantenimiento

El lector debe obtener la Publicación No. EPA/625/1-85/017, *Operating and Maintenance Manual for ESPs* (Manual de Operación y Mantenimiento de PESs), [43] para las prácticas de mantenimiento sugeridas. Los costos de la mano de obra del mantenimiento de rutina del PES pueden ser estimados utilizando datos proporcionados por los fabricantes. Si tales datos no están disponibles, puede utilizarse el siguiente procedimiento. En base a los datos para un colector de 100,000 ft^2 , se estima que la mano de obra de mantenimiento requiere de 15 h/semana, 44 semanas/año. Con un costo de mano de obra directa de \$12.50/h (costos a mediados de 1987), se establece un costo anual estimado de mano de obra de mantenimiento de \$8,250 o

Table 3.16: Factores de Costo Capital para PESs^a [26]

Articulo de Costo	Factor
Costos Directos	
Costo de Compra de equipo	
PES + equipo auxiliar	Como estimado, A
Instrumentacion	0.10 A
Impuestos de venta	0.03 A
Transporte	0.05 A
Costo de equipo comprado, PEC	B = 1.18 A
Costos de instalacion directos	
Cimientos & soportes	0.04 B
Manejo & ereccion	0.50 B
Electrico	0.08 B
Plomeria	0.01 B
Aislamiento de ductos ^a	0.02 B
Pintura	0.02 B
Costos de instalacion directos	0.67 B
Preparacion de terreno	Como requerido, SP
Edificios	Como requerido, Bldg.
Total de Costos Directos, DC ^b	1.67 B + SP + Bldg.
Costos Indirectos (instalacion)	
Ingenieria	0.20 B
Gastos de construccion y terreno	0.20 B
Tarifas de contratista	0.10 B
Inicio	0.01B
Prueba de Desempeno	0.01 B
Estudio de modelo	0.02 B
Contingencias	0.03 B
Total de Costos Indirectos, IC	0.57 B
Inversion Total de Capital= DC + IC	2.24 B + SP + Bldg.

^a Si las dimensiones del ducto han sido establecidas, la estimacion de costos se puede basar en \$10 to \$12/ft² de superficie de aplicacion. (Alternativamente, refierase a la Seccion 2 de este Manual.) Ventiladores y chimeneas tambien pueden ser aislados. [42]

^b Para precipitadores de dos niveles, costos directos de instalacion son mas cerca de 0.20 a 0.25 + SP + Bldg.

\$0.0825/ ft^2 de área del colector. Esta relación puede suponerse lineal arriba de un tamaño de colector de 50,000 ft^2 y constante en \$4,125 por debajo de este tamaño. Al costo de mano de obra de mantenimiento debe agregársele el costo de materiales de mantenimiento. En base al análisis de la información del proveedor, los costos anuales de los materiales de mantenimiento se estiman como 1 por ciento del costo de brida-a-brida del precipitador comprado:

$$MC = 0.01(FCC) + \text{costo de mano de obra} \quad (3.45)$$

donde

$$\begin{aligned} MC &= \text{costo anual de mantenimiento (\$/año)} \\ FCC &= \text{Costo brida-a-brida del PES comprado (\$)} \\ \text{costo de mano de obra} &= \begin{aligned} &\$4,125 \text{ si } A < 50,000 \text{ } ft^2 \\ &0.825 \text{ si } A > 50,000 \text{ } ft^2 \end{aligned} \\ \text{and } A &= \text{área de placa del PES (} ft^2 \text{)} \end{aligned}$$

3.4.1.4 Electricidad

Se requiere energía para operar los ventiladores del sistema, los conjuntos transformador-rectificador (TR) y el equipo de limpieza. La energía del ventilador para el movimiento primario del gas puede calcularse de la sección, capítulo 2 del Manual. Después de sustituir en esta ecuación una eficiencia combinada de ventilador-motor de 0.65 y una gravedad específica de 1.0, obtenemos:

$$FP = 0.000181 Q \Delta P \theta' \quad (3.46)$$

donde

$$\begin{aligned} FP &= \text{requerimientos de energía del motor (kWh/año)} \\ Q &= \text{rapidez de flujo del sistema (acfm)} \\ \Delta P &= \text{caída de presión del sistema (in. H}_2\text{O)} \\ \theta' &= \text{tiempo anual de operación (h/año)} \end{aligned}$$

La energía de la bomba para PESs húmedos puede calcularse de [26]:

$$PP = \frac{0.746 Q_l Z S_g \theta'}{3,960 \eta} \quad (3.47)$$

donde

PP	=	requerimientos de energía de la bomba (kWh/año)
Q	=	rapidez de flujo de agua (gal/min)
Z	=	cabezal del fluido (ft)
S_g	=	gravedad específica del agua siendo bombeada comparada con agua a 70°F y 29.92 in. Hg
θ'	=	tiempo anual de operación (h/año)
η	=	eficiencia bomba-motor (fraccional)

La energía para los conjuntos TR y los sistemas accionados por motor o de martillos electromagnéticos, es la suma de los consumos de energía para operar ambos dispositivos. El promedio de los datos de los fabricantes indican que puede utilizarse la siguiente relación:

$$OP = 1.94 \times 10^{-3} A \theta' \quad (3.48)$$

donde

OP	=	energía anual de operación del PES (kWh/año)
A	=	área de placa del PES (ft ²)
θ'	=	tiempo anual de operación (h/año)

Para instalaciones que requieren calentadores de la tolva, la energía de los calentadores de la tolva puede estimarse similarmente:

$$HH = 2 (HN) \theta' \quad (3.49)$$

donde

HH	=	Consumo anual de energía del calentador de la tolva (kWh/año)
HN	=	número de tolvas
θ'	=	tiempo anual de operación (h/año)

Para precipitadores de dos etapas, el consumo de energía varía desde 25 a 100 W/kacfm, con 40 W/kacfm siendo lo típico.

3.4.1.5 Combustible

Si el PES o los conductos asociados son calentados para prevenir condensación, el costo del combustible puede ser calculado según se requiera. Estos costos pueden ser importantes, pero pueden ser difíciles de predecir. Para los métodos para calcular los requerimientos de transferencia de calor, vea Perry. [44]

3.4.1.6 Agua

El enfriamiento de los gases del proceso para preacondicionamiento puede hacerse por dilución con aire, evaporación con agua o intercambio de calor con equipo normal. El enfriamiento por aspersión requiere consumo de agua de la planta (los intercambiadores también pueden requerir agua), aunque los costos usualmente no son importantes. La Sección 1 del Manual proporciona información sobre estimación de los costos del agua de enfriamiento. El consumo de agua en un PES húmedo se estima en 5 gal/min-*kacfm* [45] para grandes unidades de una sola etapa y en 16 gal/min-*kacfm* para precipitadores de dos etapas.[46]

3.4.1.7 Aire Comprimido

Los PESs pueden usar aire comprimido a presiones cerca de 60 a 100 *psig* para los martillos de operación. El costo equivalente de la energía se incluye en la Ecuación 3.9 para energía de operación.

3.4.1.8 Disposición de Polvo

Si el polvo recolectado no puede reciclarse ni venderse, debe confinarse o disponerse de alguna otra manera. Los costos típicamente pueden estar entre \$20/ton o \$30/ton para residuos no peligrosos, excluyendo transporte (vea la Sección 1 de este Manual). El confinamiento de residuos peligrosos puede costar hasta 10 veces más. Los costos de disposición son altamente específicos del sitio y dependen de la distancia de transporte al confinamiento, tarifas de manejo y cuotas de descarga de lo dispuesto (volteo). Si estos factores son conocidos, llevan a esta relación:

$$DD = 4.29 \times 10^{-6} G \theta' Q (T + TM \times D) \quad (3.50)$$

donde	DD	=	costo anual de disposición del polvo (\$/año)
	G	=	Carga de entrada al PES en granos o concentración de polvo (gr/ <i>ft</i> ³)
	θ'	=	tiempo anual de operación (h/año)
	Q	=	rapidez de flujo del gas a través del PES (<i>acfm</i>)
	T	=	cuota por volteo (\$/ton)
	TM	=	tarifa por millaje (\$/ton-milla)
	D	=	distancia de manejo del polvo (millas)

3.4.1.9 Tratamiento de Agua Residual

Como se indicó antes, el uso de agua en PESs húmedos es cerca de 5 gal/min-kacfm . [45] El costo de tratamiento del agua residual resultante puede variar desde cerca de \$1.30 a \$2.15/1,000 gal [46] dependiendo de la complejidad del sistema de tratamiento. Costos más precisos pueden obtenerse de Gumerman *et al.* [48]

3.4.1.10 Costos de Acondicionamiento

La adaptación de información en calderas de servicios [49] sugiere que el acondicionamiento con SO_3 para PES grandes ($2.6 \times 10^6 \text{ acfm}$), cuesta desde cerca de $\$1.60/10^6 \text{ ft}^3$ de gas procesado para un quemador de azufre proporcionando 5 ppm de SO_3 hasta cerca de $\$2.30/10^6 \text{ ft}^3$ (en dólares del primer trimestre de 1987), para un sistema de SO_2 líquido proporcionando 20 ppm de SO_3 .

3.4.2 Costos Indirectos Anuales

La recuperación de capital, los impuestos prediales, seguros, gastos administrativos (“G&A”) y otros gastos son ejemplos de costos indirectos anuales. La recuperación de capital está basada en la vida del equipo y en la tasa de interés anual empleada. (Vea la Sección 1 para una discusión completa del costo de recuperación de capital y las variables que lo determinan). Para PESs, la vida del sistema varía desde 5 a 40 años, siendo lo típico 20 años. Por lo tanto, como lo sugiere la Sección 1 del Manual, cuando se calcula el costo de recuperación del capital del sistema, uno debe basarlo en la inversión de capital total. En otras palabras:

$$CRC_s = TCI CFR_s \quad (3.51)$$

donde

CRC_s	=	costo de recuperación de capital para un sistema PES (\$/año)
TCI	=	inversión total de capital (\$)
CFR_s	=	factor de recuperación de capital para un sistema de PES (definido en la Sección 1)

Por ejemplo, para una vida del sistema de 20 años y una tasa de interés anual de 7 por ciento, el CFR_s sería 0.09439.

El factor sugerido a utilizarse para impuestos prediales, seguros y gastos administrativos es de 4 por ciento de la TCI . Los otros gastos se calculan como 60 por ciento de la suma de la mano de obra de operación, supervisión, coordinación y mantenimiento, así como materiales de mantenimiento.

3.4.3 Recuperación de Créditos

Para procesos que pueden reutilizar el polvo recolectado en el PES o que pueden vender el polvo en un mercado local, tal como ceniza volátil vendida como agregado de mezclas para pavimentar, debe tomarse un crédito. Tal como se usa más adelante, este crédito (RC) aparece como un costo negativo.

3.4.4 Costo Total Anual

El costo total anual por poseer y operar un sistema PES es la suma de los componentes listados de las Sub-secciones 3.4.1 hasta la 3.4.3, v.g.:

$$TAC = DC + IC - RC \quad (3.52)$$

donde

TAC	=	costo total anual (\$)
DC	=	costo directo anual (\$)
IC	=	costo indirecto anual (\$)
RC	=	créditos recuperados (anual) (\$)

3.4.5 Problema de Ejemplo

Suponga que se requiere un PES para controlar las emisiones de cenizas flotantes de una caldera que quema carbón bituminoso. La corriente del gas de combustión es 50 $kacfm$ a 325°F y tiene una carga de entrada de cenizas de 4 gr/ft^3 . Los análisis de la ceniza muestran un MMD de 7 μm y una resistividad menor a 2×10^{11} ohm-cm. Suponga que el PES opera 8,640 h/año (360 d) y se requiere una eficiencia de 99.9 por ciento.

3.4.5.1 SCA de Diseño

El SCA puede ser calculada de la Ecuación 3.23. Suponiendo que se escoge un diseño de PES de placa plana, la velocidad de migración de la ceniza flotante es 16.0 cm/s (vea la Tabla 3.3). Entonces:

$$SCA = \frac{-\ln(1-0.999)}{16.0} = 43.2 \text{ s/m}$$

Convirtiendo a unidades inglesas (vea el Paso 15 en el procedimiento):

$$ESCA = 5.080 \times 43.2 = 219 \frac{ft^2}{kacfm}$$

El área total de placa recolectora es entonces:

$$219 \frac{\text{ft}^2}{\text{kacfm}} \times 50 \text{ kacfm} = 10,950 \text{ ft}^2$$

Para obtener una respuesta más rigurosa, podemos seguir los pasos del procedimiento dado en la Subsección 3.2.1:

Paso 1 – La eficiencia de diseño se requiere de 99.9.

Paso 2 – Penetración de diseño:

$$1 - \frac{99.9}{100} = 0.001$$

Paso 3 – Temperatura de operación en Kelvin:

$$(325^\circ \text{ F} - 32^\circ \text{ F}) \times \frac{5}{9} + 273^\circ \text{ C} = 436^\circ \text{ K}$$

Paso 4 – Debido a que la resistividad del polvo es menor de 2×10^{11} ohm-cm (vea el Paso 4), no se espera corona invertida severa y la corona invertida = 0.

Paso 5 – El *MMD* de la ceniza flotante está dado como 7 μm .

Paso 6 – Los valores de escabullimiento y de reencauzamiento por golpeteo (de la tabla 3.1), son:

$$\begin{array}{lcl} SN & = & 0.10 \\ RR & = & 0.124 \text{ (suponiendo velocidad del gas } < 1\text{-}5 \text{ m/s)} \end{array}$$

Paso 7 – El tamaño de partícula más penetrante, del Paso 7 del procedimiento, es:

$$MMD_p = 2 \mu\text{m}$$

El tamaño de la humareda por golpeteo es:

$$MMD_r = 5\mu\text{m}$$

Paso 8 – Del procedimiento (Subsección 3.2.1):

$$\begin{aligned}\epsilon_{\bar{\omega}} &= 8.845 \times 10^{-12} \\ \eta &= 1.72 \times 10^{-5} (436/273)^{0.71} = 2.40 \times 10^{-5} \\ E_{bd} &= 6.3 \times 10^5 (273/436)^{1.65} = 2.91 \times 10^5 \text{ V/m} \\ E_{avg} &= E_{bd} \times 5/6.3 = 2.31 \times 10^5 \\ LF &= S_N + RR(1 - S_N) = 0.1 + 0.124(1 - 0.1) = 0.212\end{aligned}$$

Paso 9 – Escoja el número de secciones para $LF^n < p$, $p = 0.001$. Intente con cuatro secciones:

$$LF^4 = 0.212^4 = 0.002$$

este valor es mayor que p . Intente con cinco secciones:

$$LF^5 = 0.212^5 = 0.000428$$

Este valor es mas pequeño que p y es aceptable.

Paso 10 – La penetración promedio de sección es:

$$p_s = p^{\frac{1}{n}} = 0.001^{\frac{1}{5}} = 0.251$$

Paso 11 – La penetración de la sección de recolección es:

$$p_c = \frac{p_s - LF}{1 - LF} = \frac{0.251 - 0.212}{1 - 0.212} = 0.0495$$

Paso 12 – Los factores de cambio de tamaño de partícula son:

Paso 13 - Los tamaños de partícula para cada sección son:

$$\begin{aligned}D &= p_s + S_N + p_c (1 - S_N) + RR (1 - S_N) (1 - p_c) \\ &= 0.10 + 0.0495 (1 - 0.1) + 0.214 (1 - 0.1) (1 - 0.0495) \\ &= 0.251\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
MMD_{rp} &= \frac{RR (1 - S_N) (1 - p_c) MMD_r}{D} \\
&= \frac{0.124 (1 - 0.1) (1 - 0.0495) (5)}{0.251} \\
&= 2.11
\end{aligned}$$

Tabla 3.17: Diametro Promedio de Masa (MMD)

Sección	MMD (μm)
1	$MMD_1 = MMD_i = 7$
2	$MMD_2 = \{MMD_1 \times S_N + [(1 - p_c) \times MMD_p + p_c \times MMD_1] \times p_c\} / D + MMD_{rp}$ $= \{7 \times 0.1 + [(1 - 0.0495) \times 2 + 0.0495 \times 7] \times 0.0495\} / 0.251 + 2.11 = 5.34$
3	$MMD_3 = \{5.34 \times 0.1 + [(1 - 0.0495) \times 2 + 0.0495 \times 5.34] \times 0.0495\} / 0.251 + 2.11 = 4.67$
4	$MMD_4 = \{4.67 \times 0.1 + [(1 - 0.0495) \times 2 + 0.0495 \times 4.67] \times 0.0495\} / 0.251 + 2.11 = 4.39$
5	$MMD_5 = \{4.39 \times 0.1 + [(1 - 0.0495) \times 2 + 0.0495 \times 4.39] \times 0.0495\} / 0.251 + 2.11 = 4.28$

Paso 14 – Las *SCAs* para cada sección son:

Paso 15 – Calcule el *SCA* total.

$$SCA \text{ Total} = 19.65 + 25.76 + 29.46 + 31.34 + 32.15 = 138.36 \frac{s}{m}$$

$$SCA \text{ (Inglesas)} = 5.080 \times 138.36 = 702.87 \frac{ft^2}{kacfm}$$

Note que un procedimiento más riguroso pide un *SCA* que sea considerablemente mayor que el valor encontrado utilizando la Ecuación 3.23. Esta discrepancia es causada por el tamaño de partícula considerablemente menor utilizado en el problema de ejemplo que el supuesto para la Tabla 3.3. En este caso, el método más corto conduciría a una estimación de costo inaceptablemente baja.

El área total de la placa de recolección es:

$$702.87 \frac{\text{ft}^2}{\text{kacfm}} \times 50 \text{ kacfm} = 35,144 \text{ ft}^2$$

Tabla 3.18: Area de Coleccion Especifica

Sección	SCA (s/m)
1	$SCA_1 = -(\dot{Q}/\dot{A}_0) \times (1 - S_N) \times \ln(p_c) / (E_{avg}^2 \times MMD_1 \times 10^{-6}) = 8.86$
2	$SCA_2 = SCA_1 \times MMD_1/MMD_2 = 8.86 (7 / 5.34) = 11.61$
3	$SCA_3 = SCA_2 \times MMD_2/MMD_3 = 11.61 (5.34 / 4.67) = 13.28$
4	$SCA_4 = SCA_3 \times MMD_3/MMD_4 = 13.28 (4.67 / 4.39) = 14.13$
5	$SCA_5 = SCA_4 \times MMD_4/MMD_5 = 14.13 (4.39 / 4.28) = 14.49$

3.4.5.2 Costo del PES

De la Figura 3.5, el costo básico de brida-a-brida del PES de electrodo rígido es de \$438,060 (dólares de mediados de 1987). Suponiendo que todas las opciones estándar son compradas. El costo del PES se aumenta a \$635,189 (dólares de mediados de 1987).

3.4.5.3 Costos de Auxiliares

Suponga que los siguientes costos de auxiliares han sido estimados de datos de otras partes del Manual

Table 3.19: Costos de Equipo Auxiliar

Ductos	\$16,000
Ventilador	16,000
Motor	7,500
Iniciador	4,000
Compuertas	7,200
Transportador Neumatico	4,000
Chimenea	8,000
Total	\$62,700

3.4.5.4 Inversión de Capital Total

Los costos directos del sistema PES, basados en los factores de la Tabla 6.28, están dados en la Tabla 6.32. (De nuevo, suponemos que los costos de preparación del sitio y de los edificios son despreciables). *TCI* es \$1,840,000 (redondeado, dólares de mediados de 1987).

3.4.5.5 Costos Anuales-Caída de Presión

La Tabla 3.21 proporciona los costos directos e indirectos, tal como fueron calculados de los factores dados en la Sección 3.4. La caída de presión (para los costos de la energía), pueden tomarse de la Tabla 3.11 de la Subsección 3.2.2. Utilizando los valores más altos de la tabla, la caída de presión para la placa difusora de entrada, las transiciones a la entrada y a la salida, deflectores y placa, es:

$$\Delta P = 0.09 + 0.14 + 0.015 + 0.123 + 0.008 = 0.38 \text{ in. H}_2\text{O}$$

Suponga que los conductos contribuyen con 4.1 in. H₂O adicionales.⁹ La caída total de presión es, por lo tanto, 4.48 in. H₂O. Tal como es típico, la caída de presión de los conductos sobrepasa a la caída de presión del PES.

3.4.5.6 Costo Total Anual

El costo total anual, calculado en la Tabla 3.21, es \$511,000 (redondeado). De haber sido mayor el tamaño de partícula capturada, el costo del PES hubiera sido considerablemente menos. También, para una mayor rapidez de flujo de gas, el costo *\$/acfm* tratados hubiera sido más favorable. Revisando los componentes del TAC, la disposición del polvo es el concepto individual más grande. Debe tenerse cuidado al determinar este costo y el costo de disposición unitario (*\$/ton*). Encontrar un mercado para el polvo, por ejemplo como expansor de asfalto o de recubrimiento para campos, aún a precios regalados, reduciría el TAC dramáticamente.

3.5 Reconocimientos

Reconocemos agradecidamente a C. G. Noll, *United McGill Corp.* (Columbus, OH), por la extensa revisión y a las siguientes compañías por contribuir con datos para este capítulo:

- Research-Cottrell
- Joy Industrial Equipment Co., Western Precipitation Division (Los Angeles, CA)
- Environmental Elements Corp. (Baltimore, MD)

Table 3.20: Factores de Costo de Capital para Sistemas PES
(Problema Ejemplo)

Articulo de Costo	Costo, \$
<u>Costos Directos</u>	
Costos de Compra de Equipo	
Recipientes de Adsorbedores y carbon	\$635,189
Equipo Auxiliar	---
Sum = A	\$635,189
Instrumentacion, 0.1 A	69,789
Impuestos de venta, 0.03 A	20,937
Transporte, 0.05 A	34,894
Costo de equipo comprado, B	\$823,509
Costos Directos de Instalacion	
Cimientos & soportes, 0.04 B	32,940
Manejo & erection, 0.50 B	411,755
Electrico, 0.08 B	65,881
Plomeria, 0.01 B	8,235
Aislamientos de ductos, 0.02 B	16,470
Pintura, 0.02 B	16,470
Costos Directos de Instalacion	\$551,751
Preparacion de terreno	---
Edificios	---
Total de Costos Directos, DC	\$1,375,260
<u>Costos Indirectos(instalacion)</u>	
Ingenieria, 0.20 B	164,702
Gastos de Construccion y terreno, 0.20 B	164,702
Tarifas de contratista, 0.10 B	82,351
Inicio, 0.01 B	8,235
Prueba de desempeno, 0.01 B	8,235
Estudio de Modelo, 0.02 B	16,470
Contingencias, 0.03 B	24,705
Total de Costos Indirectos, IC	\$469,400
Inversion Total de Capital (redondeado)	\$1,840,000

Table 3.21: Costos Anuales para el Sistema de Adsorbedores de Carbon
(Problema Ejemplo)

Articulo de Costo	Calculos	Costo
Costo Anual Directo, DC		
Mano de obra Operativa		
Operador	3 hr/dia x 360 dias/yr x \$12/hr	\$12,960
Supervisor	15% de operador = 0.15 x 7,820	1,944
Coordinador	1/3 de operador = 1/3 x 12,960	4,320
Materiales de Operacion		—
Mantenimiento		
Mano de obra	\$4,125 area de coleccion < 50,000 ft ³	4,125
Material	1% del costo de compra de equipo = 0.01 x 823,509	8,235
Utilidades		
Electricidad-ventilador	0.000181 x 50,000 acfm x 4.48 in. H ₂ O x 8,640 hr/an x \$0.06 kWh	21,018
Electricidad-operacion	1.94 x 10 ⁻³ x 35,144 ft ² x 8,640 hr x \$0.06/kWh	35,344
Despojo de Desechos	a \$20/ton y a 2 millas y \$0.50/ton-milla para 100% de eficiencia de coleccion 4.29 x 10 ⁻⁶ x 4 gr/ft ³ x 8,640 hr/yr x 50,000 acfm x (20 + 0.50 x 2) \$/ton	155,676
Total DC		\$243,622
Costos Indirectos Anuales, IC		
Operativos	60% de la suma de la mano de obra operativa, mano de obra de mantenimiento & materiales de mantenimiento : = 0.6(12,960 + 1,944 + 4,320 + 4,125 + 8,235)	18,950
Cargos administrativos	2% de la Inversion Total de Capital = 0.02(\$1,844,660)	36,893
Impuesto de propiedad	1% de la Inversion Total de Capital = 0.01(\$1,844,660)	18,447
Seguro	1% de la Inversion Total de Capital = 0.01(\$1,844,660)	18,447
Capital de recuperacion ^a	0.1175 (\$1,844,660)	216,748
Total IC		\$309,485
Total de Costos anuales (redondeado)		\$553,000

^a El factor de costo de capital de recuperacion, CRF, es una funcion del material del filtro o vida del equipo y el costo de oportunidad del capital (i.e., interest rate). Para este ejemplo, usese un requerimiento de vida de 20 anos y un 10% de tasa de interes, CRF = 0.1175.

Referencias

- [1] White, H. J., *Industrial Electrostatic Precipitation*, Addison-Wesley, Reading, MA, 1963.
- [2] Lawless, P. A., and L. E. Sparks, "A Review of Mathematical Models for ESPs and Comparison of Their Successes," *Proceedings of Second International Conference on Electrostatic Precipitation*, S. Masuda, ed., Kyoto, 1984, pp. 513-522.
- [3] Bump, R. L. (Research Cottrell, Inc.), "Evolution and Design of Electrostatic Precipitator Discharge Electrodes," paper presented at the APCA Annual Meeting, New Orleans, LA, June 1982.
- [4] Correspondence: Richard Selznick (Baron Blakeslee, Inc., Westfield, NJ) to William M. Vataavuk, April 23, 1986.
- [5] Correspondence: James Jessup (M&W Industries, Inc., Rural Hall, NC) to William M. Vataavuk, May 16, 1986.
- [6] Matley, Jay (ed.), *Modern Cost Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1984, p. 142.
- [7] Correspondence: Joseph Bruno (AirPol, Inc.) to SAIC, August 26, 1999.
- [8] Correspondence: Sam Dunkle (Fisher-Klosterman, Inc.) to SAIC, August 26, 1999.
- [9] Correspondence: James Reynolds (Croll-Reynolds Clean Air Technologies) to SAIC, September 1, 1999.
- [10] Personal communication: Robert Shipe, Jr. (American Air Filter Co., Louisville, KY), and S. A. Sauerland (United Air Specialists, Inc., Cincinnati, OH), to Roger Ellefson (JACA Corp., Fort Washington, PA), June 1987.
- [11] R.S. Means Company, Inc., *Means Square Foot Costs 1987*, Kingston, MA.
- [12] Telecon: Gary Greiner (ETS, Inc., Roanoke, VA) to James H. Turner, October 1986.[43] PEDCo Environmental, Inc., *Operating and Maintenance Manual for ESPs*, Publication No. EPA/625/1-85/017, Office of Research and Development, Air and Energy Engineering Research Lab, Research Triangle Park, NC, September 1985.
- [13] PEDCo Environmental, Inc., *Operating and Maintenance Manual for ESPs*, Publication No. EPA/625/1-85/017, Office of Research and Development, Air and Energy Engineering Research Lab, Research Traingle Park, NC, September 1985

- [14] Perry, R. H., *et al.*, *Perry's Chemical Engineers Handbook* (Sixth Edition), McGraw-Hill, New York, 1984.
- [15] Bakke, E., "Wet Electrostatic Precipitators for Control of Submicron Particles," Proceedings of the Symposium on Electrostatic Precipitators for the Control of Fine Particles, 2-75-016, 1975.
- [16] Beltran Associates, Inc., "Poly-Stage Precipitator for Stack and Duct Emissions," November 1978.
- [17] Vatavuk, W.M., and R.B. Neveril, "Estimating Costs of Air-Pollution Control Systems, Part XVII: Particle Emissions Control," *Chemical Engineering* (adapted), April 2, 1984, pp. 97-99.
- [18] Gumerman, R.C., B.E. Burris, and S.P. Hansen, *Estimation of Small System Water Treatment Costs*, Publication No. EPA/600/2-84/184a, NTIS No. PB85-161644, 1984.
- [19] Gooch, J.P., *A Manual on the Use of Flue Gas Conditioning for ESP Performance Enhancement*, Electric Power Research Institute Report No. CS-4145, 1985.

Apéndice A

Efectos del Espesor del Material y del Tipo de PES en los Costos

El impacto del espesor del material y de la composición de las placas recolectoras y del envoltente del PES, puede estimarse de las siguientes ecuaciones y del Figura 3.5:

Placas:

$$I = \frac{\left[\left(\frac{W_t}{2} \times FS \right) - 0.90 \right] M + SP}{SP}$$

Envolvente:

$$I = \frac{\left[\left(\frac{W_t}{10} \times FS \right) - 0.58 \right] M + SP}{SP}$$

donde I = aumento por incrementos del precio de venta de brida-a-brida (\$/ft²)
 W_t = peso del acero (lb/ft²)
 FS = precio de venta del acero formado (\$/lb) (normalmente suponga aproximadamente dos veces el costo del material)
 M = factor del costo de fabricación del proveedor (mano de obra directa, salarios y costo del material antes de gastos generales y administrativos y utilidades), marcados al precio de venta (normalmente de 2 a 3)
 SP = precio de venta de brida-a-brida de la Figura 6.17 (\$/ft²)

La mayoría de los proveedores pueden producir PESs con espesor de las placas recolectoras de calibre entre 16 y 20 y espesor del material del envoltente de 1/8 hasta 1/4 de pulgada sin afectar la relación *2 veces el costo del material = costo de fabricación*. Entonces, el impacto de aumentar las placas de recolección de calibre 18 a 16 y el envoltente de 3/16 a 1/4 de placa en un colector de 72,000 ft², teniendo un precio de venta de \$10/ft² y suponiendo un factor de marcado de 2, es como sigue:

Placas:

$$I = \frac{\left[\left(\frac{2.5}{2} \times 0.90 \right) - 0.90 \right] 2 + 10}{10}$$

= 1.045 = 4.5 por ciento de aumento

Envolvente:

$$I = \frac{\left[\left(\frac{10.21}{10} \times 0.76 \right) - 0.58 \right] 2 + 10}{10}$$

$$= 1.039 = 3.9 \text{ por ciento de aumento}$$

Las ecuaciones 3.53 y 3.54 fueron desarrolladas utilizando las siguientes suposiciones:

$$I = \frac{\text{Aumento del precio de venta del material} + \text{Precio de venta del PES estándar}}{\text{Precio de venta del PES estándar}}$$

Debido a que la Figura 3.5 identifica el precio estándar de venta del PES/ ft^2 de área de recolección, el precio de venta del material aumenta = (Costo del material nuevo - costo del material estándar)M. Entonces, sigue que:

$$\text{Precio de venta del Material} = \frac{\text{lb de acero}}{\text{ft}^2 \text{ área de recolección}} \times \text{costo de Fabricación} \frac{\$}{\text{lb}} \times M$$

Las dimensiones del PES dadas en la Figura 3.7 incluye:

- Área del envolvente = $30 \text{ ft } 30 \text{ ft} \times 8 = 7,200 \text{ ft}^2$ (suponga 4 paredes, 1 tapa, 2 lados de la tolva, dos fondos triangulares de la tolva y 8 lados equivalentes)
- Área de placa recolectora =

$$30 \text{ ft} \times 30 \text{ ft} \times 2 \frac{\text{lados}}{\text{placa}} \times \frac{30 \text{ ft}}{s} \text{ placas} = \frac{54,000}{s} \text{ ft}^2 = 72,000 \text{ ft}^2 \text{ para } s = 0.75 \text{ ft}$$

donde s = espaciamiento de las placas (ft)

Entonces, hay:

- $7.50/s \text{ ft}^2$ de área de recolección por 1 ft^2 de envolvente y
- 2 ft^2 de área de recolección por 1 ft^2 de placa recolectora

El costo del material por ft^2 de área de recolección es:

$$\text{Placas} = \frac{\text{lb de acero}}{2 \text{ ft}^2} \times \frac{\$}{\text{lb}}$$

Para los PESs estándares descritos por la Figura 6.5, se especificaron placas de recolección calibre 18 y envolvente de las placas de 3/16 pulgadas. Suponiendo:

$$\text{Costo de material para acero medio calibre} = \$0.45/lb$$

$$\text{Costo de material para placa de acero medio de 3/16 pulgadas} = \$0.38/lb$$

$$\text{Costo de material a factor de costo fabricado} = 2$$

Estos costos producen sotos de material fabricado de:

Placas:

$$\frac{2 \text{ lb}}{2 \text{ ft}^2} \times \frac{\$0.45}{\text{lb}} \times 2 = \frac{\$0.90}{\text{ft}^2} \text{ de área de recolección}$$

Envolvente:

$$\frac{\frac{7.66 \text{ lb}}{\text{ft}^2}}{\frac{7.50}{s}} \times \frac{\$0.38}{\text{lb}} \times 2 = \$0.78 \frac{s}{\text{ft}^2} \text{ de área de recolección}$$

Con un espaciamiento típico de 9 pulgadas, el costo de la envolvente sería $\$0.58/\text{ft}^2$ de área de recolección.

$$\text{Impacto en el precio de venta} = \frac{\left(\text{Costo del material nuevo} - \text{Costo del material viejo} \right) M + \text{Precio global original de venta}}{\text{Precio global original de venta}}$$

lo cual nos da las ecuaciones 6.90 y 6.91. Note que el valor de 0.58 cambiará significativamente si se selecciona otro espaciamiento de placa diferente a 9 in.

Entonces, por menos de un aumento de 5 por ciento en el costo brida-a-brida, todas las secciones expuestas de la pared del precipitador pueden aumentarse en más de 25 por ciento para proporcionar mayor vida bajo condiciones corrosivas. Los aumentos del espesor sección que son mayores que aquellos apenas discutidos, serían probablemente en aumentos significativos de costos debido tanto a los costos de materiales como a los cambios del diseño de ingeniería.

El impacto de cambiar de acero medio a acero inoxidable 304, suponiendo costos de material de $\$1.63/lb$ para placas recolectoras calibre 18, $\$1.38/lb$ para envolvente de 3/16 pulgadas y un factor de marcado de 3 es como sigue:

Placas:

$$I = \frac{\left[\left(\frac{2}{2} \times 1.63 \right) - 0.9 \right] 3 + 10}{10}$$

= 21.9 por ciento de aumento

Envolvente:

$$I = \frac{\left[\left(\frac{7.66}{10} \times 1.38 \right) - 0.58 \right] 3 + 10}{10}$$

= 14.3 por ciento de aumento

= 14.3 por ciento de aumento

A estos costos de materiales debe agregarse los costos extras de mano de obra de fabricación y de adquisición que aumentarán el costo brida-a-brida del PES por un factor de 2 a 3. Note que un colector totalmente de acero inoxidable sería mucho más caro porque los electrodos de descarga, los golpeadores, ganchos, etc., también serían convertidos a acero. Las ecuaciones precedentes pueden utilizarse para otros grados de acero inoxidable u otros materiales de construcción, insertando los costos obtenidos de proveedores locales en base a \$/lb.

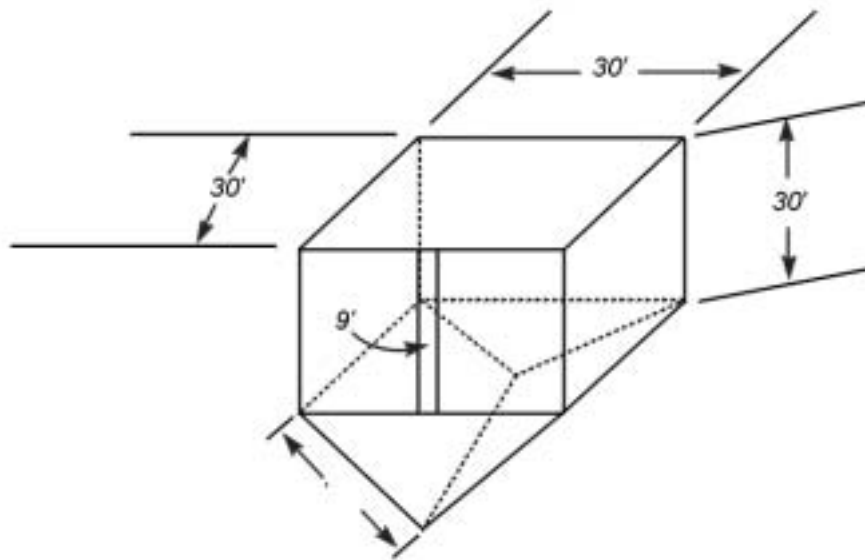


Figura 3.7: Dimensiones del PES

TECHNICAL REPORT DATA

(Please read Instructions on reverse before completing)

1. REPORT NO. 452/B-02-002	2.	3. RECIPIENT'S ACCESSION NO.
4. TITLE AND SUBTITLE Manual de Costos de Control de Contaminacion del Aire de la EPA	5. REPORT DATE July, 2002	6. PERFORMING ORGANIZATION CODE
	8. PERFORMING ORGANIZATION REPORT NO.	
7. AUTHOR(S) Daniel Charles Mussatti	10. PROGRAM ELEMENT NO.	
9. PERFORMING ORGANIZATION NAME AND ADDRESS U.S. Environmental Protection Agency Office of Air Quality Planning and Standards Air Quality Standards and Strategies Division Innovative Strategies and Economics Group Research Triangle Park, NC 27711	11. CONTRACT/GRANT NO.	
	13. TYPE OF REPORT AND PERIOD COVERED Final	
12. SPONSORING AGENCY NAME AND ADDRESS Director Office of Air Quality Planning and Standards Office of Air and Radiation U.S. Environmental Protection Agency Research Triangle Park, NC 27711	14. SPONSORING AGENCY CODE EPA/200/04	
	15. SUPPLEMENTARY NOTES Updates and revises EPA 453/b-96-001, OAQPS Control Cost Manual, fifth edition (in English only)	
16. ABSTRACT In Spanish, this document provides a detailed methodology for the proper sizing and costing of numerous air pollution control devices for planning and permitting purposes. Includes costing for volatile organic compounds (VOCs); particulate matter (PM); oxides of nitrogen (NOx); SO2, SO3, and other acid gases; and hazardous air pollutants (HAPs).		
17. KEY WORDS AND DOCUMENT ANALYSIS		
a. DESCRIPTORS	b. IDENTIFIERS/OPEN ENDED TERMS	c. COSATI Field/Group
Economics Cost Engineering cost Sizing Estimation Design	Air Pollution control Incinerators Absorbers Adsorbers Filters Condensers Electrostatic Precipitators Scrubbers	
18. DISTRIBUTION STATEMENT Release Unlimited	19. SECURITY CLASS (<i>Report</i>) Unclassified	21. NO. OF PAGES 1,400
	20. SECURITY CLASS (<i>Page</i>) Unclassified	22. PRICE