

Manual de Costos de Control de Contaminacion del Aire de la EPA

Sexta Edición

EPA 452/B-02-002

June 2002

Office of Air Quality Planning and Standards, OAQPS,
Oficina de Normas y Planeación de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency, USEPA
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

This sixth edition of the EPA Air Pollution Control Cost Manual was prepared by the Air Quality Strategies and Standards Division of the Office of Air Quality Planning and Standards, U.S. Environmental Protection Agency, Research Triangle Park, NC 27711. Mention of trade names or commercial products is not intended to constitute endorsement or recommendation for use. Copies of this report are available through the OAQPS Clean Air Technology Center (MD-15), U.S. Environmental Protection Agency, Research Triangle Park NC 27711, or from the National Technical Information Service, 5285 Port Royal Road, Springfield VA 22161, (phone: 1-800-553-6847.)

Questions and comments should be addressed to the principal editor, Daniel C. Mussatti, OAQPS, phone 919-541-0032.

Tabla 1: Contenido del Manual de Costos de Control de la OAQPS (Sexta Edición)

Sexta Edición	
Sección/Capítulo	Título
Sección 1	Introducción
Capítulo 1	Introducción
Capítulo 2	Estimación de Costo: Conceptos y Metodología
Sección 2	Equipo Genérico y Dispositivos
Capítulo 1	Campanas, Ductos y Chimeneas
Capítulo 2	Ventiladores, Bombas y Motores ²
Capítulo 3	Cercado Permanente Total ²
Capítulo 4	Monitores ¹
Sección 3	Controles de COV
Sección 3.1	Controles de Recaptura de COV
Capítulo 1	Adsorbedores
Capítulo 2	Condensadores
Sección 3.2	Controles de Destrucción de COV
Capítulo 1	Desteladores
Capítulo 2	Incineradores
Sección 4	Controles de NOx
Sección 4.1	Controles de Pre-Combustión de NOx
Capítulo 1	Cambio de Combustible ²
Capítulo 2	Quemadores Lox-NOx y Otras Modificaciones a la Combustión ²
Capítulo 3	Inyección de Vapor, Agua ²
Capítulo 4	Requemado de Gas Natural ²
Sección 4.2	Post-Combustión de NOx
Capítulo 1	Reduccion Selectiva No Catalítica ¹
Capítulo 2	Reduccion Catalitica Selectiva ¹
Capítulo 3	Reduccion Catalitica No Selectiva ²
Sección 5	Controles Para SO2 y Para Gas Acido
Sección 5.1	Controles de Pre-Combustión
Capítulo 1	Sustitución de Combustible ²
Sección 5.2	Controles de Post-Combustión ²
Capítulo 1	Lavadoras de Gas Efluente Húmedo
Capítulo 2	Lavadoras de Gas Efluente Seco ²
Sección 6	Controles de Materia Particulada
Capítulo 1	Filtros y Casas de Bolsas
Capítulo 2	Lavadoras de Materia Particulada ²
Capítulo 3	Precipitadores Electroestáticos
Capítulo 4	Separadores Inerciales para Materia Particulada ²

¹ Nueva Capitulo

² Planeada Capitulo

Sección 1

Introducción

Capítulo 1

Introducción

Daniel Mussatti
Innovative Strategies and Economics Group,
Grupo de Estrategias Inovadoras y Economía,
Office of Air Quality Planning and Standards, OAQPS,
Oficina de Normas y Planeación de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency, USEPA
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

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

Agosto de 2000

Contenido

1.1	El Papel de los Costos en el Establecimiento de Regulaciones	1-1
1.2	Propósito del Manual	1-2
1.3	Organización del Manual	1-2
1.4	A Quienes se Dirige el Manual	1-4
1.5	Carácter Único del Manual	1-4

1.1 El Papel de los Costos en el Establecimiento de Regulaciones

Los costos tienen un papel importante en el establecimiento de muchas de las regulaciones estatales y federales para el control de la contaminación del aire. La importancia de este papel varía con el tipo de regulación. Para algunos tipos de regulaciones, tales como las *Maximum Achievable Control Technology (MACT) standards*, (las normas de la tecnología de control máximo alcanzable), el costo es utilizado explícitamente al determinar el rigor del alcance de las mismas. Esto puede implicar hacer balances entre los costos y los impactos ambientales, los costos y el valor en dólares de los beneficios, o entre los impactos ambientales y las consecuencias económicas de los costos de los controles.

Para otro tipo de regulaciones, (v.g. Normas Nacionales de la Calidad del Aire Ambiental), se utiliza el análisis de costos para escoger entre las alternativas de regulación con el mismo nivel de rigor en sus alcances. Para estas regulaciones, el objetivo ambiental está determinado por algún conjunto de criterios entre los que no se incluye a los costos. Sin embargo, se realizan análisis de efectividad de costos, para determinar la alternativa de menor costo para lograr el objetivo.

Para algunas regulaciones, el costo influye en los procedimientos de verificación de cumplimiento o en los requisitos para demostrar avances en el cumplimiento de alguna norma de la calidad del aire. Por ejemplo, el monto de cualquier sanción económica que se imponga por falta de cumplimiento, como parte de alguna acción de verificación de cumplimiento, necesita establecerse considerando la magnitud de los costos de control diferidos por el establecimiento que no ha cumplido. Para las regulaciones que no establecen plazos fijos de cumplimiento, en ocasiones se asocia la demostración de avances razonables hacia el objetivo, con los costos de alcanzarlo en diferentes plazos.

El costo es una variable vital para otros dos tipos de análisis que frecuentemente tienen que ver con el establecimiento de normas. Los costos son necesarios para realizar análisis de costo-beneficio que evalúen la viabilidad económica de regulaciones alternas. El costo es también una variable en el análisis del impacto económico de cada alternativa de regulación. Un análisis de impacto económico tiene que ver con las consecuencias de una regulación en las pequeñas empresas, en el empleo, los precios y en las estructuras de la industria y el mercado.

1.2 Propósito del Manual

El propósito de este Manual es doble: (1) compilar costos actualizados de capital, gastos de operación y mantenimiento y otros costos, de sistemas añadidos de control de los contaminantes del aire (estos sistemas son aquellos instalados corriente abajo de una fuente de contaminación de aire para controlar sus emisiones); y (2) proporcionar un procedimiento completo, conciso, consistente y fácil de usar para la estimación y (siempre que sea apropiado) el escalamiento de tales costos. El informe de la *US EPA*, *Escalation Indexes for Air Pollution Control Costs [1]*, (Indices de Escalamiento de los Costos para el Control de la Contaminación del Aire), proporciona datos y un procedimiento para escalar los costos de equipos y dispositivos de control. Los datos están en forma de índices *Vatavuk Air Pollution Control Cost Indexes (VAPCCI)* - (Indices Vatavuk de Costos de Control de la Contaminación del Aire), los cuales son actualizados trimestralmente. Este informe y los índices actualizados están publicados en las páginas del boletín del *Clean Air Technology Center (CATC)* - (centro de tecnología del aire limpio). Este centro es parte del *Technology Transfer Network (TTN)* - (red de transferencia de tecnología) y de la *OAQPS*.

El procedimiento de estimación de este Manual se basa en la noción de la estimación “factorizado” o “estudio”, nominalmente exacta dentro de $\pm 30\%$. Este tipo de estimación es bastante adecuada para estimar los costos de sistemas de control que se pretenden utilizar en el desarrollo de regulaciones. Las estimaciones de estudio son suficientemente exactas, a pesar de que no requieren la información detallada y específica del sitio que sería necesaria para otros tipos de estimaciones más exactas o definitivas.

1.3 Organización del Manual

Este Manual es la sexta edición del *OAQPS Control Cost Manual*, (el Manual de Costos de Control de la *OAQPS*), el cual se completó en 1987. Esta sexta edición del Manual incluye datos y procedimientos de escalamiento y costeo para ocho tipos de dispositivos de control “añadidos” y tres clases de equipo auxiliar; se planea incluir información similar para otros dispositivos (Ver la Tabla 1.1). Esta edición incluye revisiones de todos los diez Capítulos de la quinta edición [2] (v.g., el Manual base más los Suplementos 1–3), básicamente correcciones menores y actualizaciones. Sin embargo, el documento ha sido reorganizado. Anteriormente, cada capítulo trataba de un solo sistema de control, tal como los absorbedores (Capítulo 9) o los precipitadores electrostáticos (Capítulo 6). Este Manual ha sido reorganizado en seis secciones, en base primordialmente al tipo de contaminante. En la Tabla 1.1. se enlistan las secciones que componen este Manual, junto con las porciones reemplazadas del Manual de 1995. (Nota: Actualmente, algunas secciones están siendo desarrolladas o están programadas para desarrollarlas en el futuro). En la Tabla 1.1. también se incluyen los cambios (distintos a los de edición), que se han hecho desde la quinta edición.

Tabla 1: Contenido del Manual de Costos de Control de la OAQPS (Sexta Edición)

Sexta Edición		Quinta Edición	
Sección/Capítulo	Título	Capítulo	Cambios
Sección 1	Introducción	1	
Capítulo 1	Introducción	1	Sección 1.2.3 revisada
Capítulo 2	Estimación de Costo: Conceptos y Metodología	2	
Sección 2	Equipo Genérico y Dispositivos		
Capítulo 1	Campanas, Ductos y Chimeneas	10	Costos actualizados
Capítulo 2	Ventiladores, Bombas y Motores		Nueva capítulo planeada
Capítulo 3	Cercado Permanente Total		Nueva capítulo planeada
Capítulo 4	Monitores		Nueva capítulo planeada
Sección 3	Controles de COV		
Sección 3.1	Controles de Recaptura de COV		
Capítulo 1	Adsorbedores	4	Costos actualizados
Capítulo 2	Condensadores	8	Costos actualizados
Sección 3.2	Controles de Destrucción de COV		
Capítulo 1	Desteladores	7	Costos actualizados
Capítulo 2	Incineradores	3	Costos actualizados
Sección 4	Controles de NOx		Nueva sección planeada
Sección 4.1	Controles de Pre-Combustión de NOx		
Capítulo 1	Cambio de Combustible		
Capítulo 2	Quemadores Lox-NOx y Otras Modificaciones a la Combustión		
Capítulo 3	Inyección de Vapor, Agua		
Capítulo 4	Requemado de Gas Natural		
Sección 4.2	Post-Combustión de NOx		
Capítulo 1	Reduccion Selectiva No Catalitica		Nueva capítulo planeada
Capítulo 2	Reduccion Catalitica Selectiva		Nueva capítulo planeada
Capítulo 3	Reduccion Catalitica No Selectiva		
Sección 5	Controles Para SO ₂ y para Gas Acido		Nueva sección
Sección 5.1	Controles de Pre-Combustión		
Capítulo 1	Sustitución de Combustible		
Sección 5.2	Controles de Post-Combustión		
Capítulo 1	Lavadoras de Gas Efluente Húmedo	9	Costos actualizados
Capítulo 2	Lavadoras de Gas Efluente Seco		
Sección 6	Controles de Materia Particulada		
Capítulo 1	Filtros y Casas de Bolsas	5	
Capítulo 2	Lavadoras de Materia Particulada		
Capítulo 3	Precipitadores Electrostáticos	6	Costos actualizados
Capítulo 4	Separadores Inerciales para Materia Particulada		Nueva capítulo planeada Costos actualizados

Cada uno de estos capítulos individuales contienen lo siguiente:

- Descripción del proceso, en donde se discuten los tipos, usos y modos de operación del artículo equipo (si es aplicable) sus auxiliares;
- Procedimiento de tamaño (diseño), el cual permite utilizar los parámetros de la fuente de contaminación (v.g., proporción de velocidad de flujo volumétrico del gas), para dimensionar el (los) equipo(s) en cuestión;
- Procedimiento para determinar capital y costo anual y datos para el equipo y factores sugeridos a usar en la estimación de estos costos, partiendo de parámetros de diseño y operación (v.g., horas de operación) del equipo. Siempre que es posible, estos datos se presentan tanto en forma gráfica como en forma de ecuaciones. Como complemento, se han desarrollado hojas de cálculo Lotus. Estas hojas de cálculo (nombre del archivo: COST:AIR:ZIP), las cuales han sido instaladas en el boletín de la página del CTC de la TNT, permiten al usuario dimensionar y costear cualquiera de los dispositivos de control presentados y de varios otros (v.g., torres lavadoras venturi).
- Problema de ejemplo para ilustrar los procedimientos de dimensionamiento y costeo presentados en el capítulo.

1.4 A Quienes Se Dirige el Manual

Este Manual proporciona datos y procedimientos completos para dimensionar y costear equipos de control. Algunos de estos procedimientos se basan en rigurosos principios de ingeniería, tales como los balances de materia y de ingeniería en el Capítulo 3. El usuario deberá ser capaz de ejercer “juicios de ingeniería” en aquellas ocasiones en las que pudiera ser necesario modificar o desechar los procedimientos. Por lo general, ingenieros y otros con fuerte preparación técnica poseen este tipo de conocimiento. Por lo tanto, este Manual está orientado al usuario técnico y no al no técnico.

1.5 Carácter Único del Manual

El Manual presenta una perspectiva de estimación de costos de sistemas de control de la contaminación del aire, diferente a la de otros informes relacionados con estimaciones de costos, tales como los siguientes:

- *The Cost Digest: Cost Summaries of Selected Environmental Control Technologies*[3] (Compendio de Costos: [3] Resúmenes de Costos de Tecnologías Selectas de Control Ambiental)

- *A Standard Procedure for Cost Analysis of Pollution Control Operations* [4] (Un Procedimiento Estándar [4] para el Análisis de Costos de Operaciones de Control de la Contaminación)
- *Handbook: Control Technologies for Hazardous Air Pollutants*[5], (Manual Tecnologías de Control [5] para Contaminantes Peligrosos del Aire)

A pesar de que estos informes (al igual que muchos de los documentos de soporte de los Análisis del Impacto Regulatorio de los MACT y normas), incluyen costos para sistemas de control añadidos, no duplican lo contenido en el Manual por una o más de las siguientes razones: (1) sus costos están basados, ya sea parcial o totalmente, en datos de los Manuales anteriores; (2) son aplicables a categorías de fuentes específicas solamente, mientras que los datos del Manual pueden aplicarse en forma general; (3) sus costos y procedimientos de estimación tienen menos exactitud que las estimaciones de estudio, o (4) no fueron elaborados para la estimación de costos utilizados en el desarrollo de regulaciones.

Por ejemplo, la razón se aplica al Compendio de Costos [3] ya que este informe, diseñado para ser usado por personal no técnico, contiene procedimientos para obtener estimaciones de ordenes de magnitud ($\pm 30\%$ de exactitud o peor). Por el contrario, Un Procedimiento Estándar [4], fue hecho primordialmente con la intención de estimar costos para casos de Investigación y Desarrollo (v.g., proyectos de demostración), en los que se dispone de algunos datos específicos del sitio. Aún más, a pesar de que éste último informe contiene una lista completa de factores de instalación de equipo, contiene pocos costos de equipo. El informe Manual: Tecnologías de Control [5], utiliza datos y procedimientos de estimación del Manual de 1990 para proporcionar procedimientos generalmente aceptados de estimación de costos para varios tipos de equipos de control. La quinta edición del Manual suplementa esta información.

Finalmente, desde su concepción el Manual ha sido utilizado extensamente para apoyar el desarrollo regulatorio de la EPA, programas estatales de licencias y otras actividades en las que se necesitan datos de costos de control actualizados, completos y consistentes. Consecuentemente, el papel establecido del Manual en la especialidad de estimar costos de sistemas de control de los contaminantes del aire es único.

Referencias

- [1] *Escalation Indexes for Air Pollution Control Devices, Office of Air Quality Planning and Standards, October 1995 (EPA 452/R-95-006).*
- [2] *OAQPS Control Cost Manual (Fifth Edition), EPA, Office of Air Quality Planning and Standards, Emissions Standards Division, February 1996 (EPA 453/3-96-001).*
- [3] *DeWolf, Glenn, et al. (Radian, Inc.), The Cost Digest: Cost Summaries of Selected Environmental Control Technologies, EPA, ORD, Office of Environmental Engineering and Technology, October 1984 (EPA-600/884-010).*
- [4] *Uhl, Vincent W., A Standard Procedure for Cost Analysis of Pollution Control Operations, Volumes I and II, EPA, ORD, Industrial Environmental Research Laboratory, June 1979 (EPA-600/8-79-018a).*
- [5] *Handbook: Control Technologies for Hazardous Air Pollutants, EPA, Office of Research and Development, Air and Energy Engineering Research Laboratory, June 1991 (EPA-625/6-91-014).*
- [6] *Perry, Robert H., and Chilton, Cecil H., Perry's Chemical Engineers' Handbook (Fifth Edition), McGraw-Hill, New York, NY 1973, pp. 25-12 to 25-16.*
- [7] *Humphries, K. K. and Katell, S., Basic Cost Engineering, Marcel Dekker, New York, NY 1981, pp. 17-33.*
- [8] *c.f., R.S. Kaplan and A.A. Atkinson, Advanced Management Accounting, 2nd ed., Engelwood Cliffs, NAJAFI: Prentice Hall, 1989.*
- [9] *U.S.Environmental Protection Agency, Environmental Cost Accounting for Capital Budgeting: A Benchmark Survey of Management Accounting, #EPA742-R-95-005. Washington D.C., U.S. EPA Office of Pollution Prevention and Toxics, 1995.*
- [10] *Grant, E.L., Ireson, W.G., and Leavenworth, R.S., Principles of Engineering Economy, Sixth Edition, John Wiley & Sons, New York, NY 1976.*
- [11] *Vatavuk, W.M. and Neveril, R.B., "Estimating Costs of Air-Pollution Control Systems—Part I: Parameters for Sizing Systems," Chemical Engineering, October 6, 1980, pp. 165-168.*

- [12] *Pollution Equipment News 1996 Buyer's Guide*, Rimbach Publishing, Pittsburgh, PA 1996.
- [13] *Internal Revenue Service, Form 1040*, 1985.
- [14] *Shattuck, D.M., et al., Retrofit FGD Cost-Estimating Guidelines*. Electric Power Research Institute, Palo Alto, CA (CS-3696, Research Project 1610-1), October 1984.
- [15] *Kaplan, N., et al., "Retrofit Costs of SO₂ and NO_x Control at 200 U.S. Coal-Fired Power Plants," Pittsburgh Coal Conference, 1990.*
- [16] *Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., Plant Design and Economics for Chemical Engineers (Third Edition)*, McGraw-Hill, New York, NY 1980.
- [17] *Vatavuk, W.M. and Neveril, R.B., "Estimating Costs of Air Pollution Control Systems—Part II: Factors for Estimating Capital and Operating Costs," Chemical Engineering, November 3, 1980, pp. 157-162.*
- [18] *Vatavuk, W.M. and Neveril, R.B., "Estimating Costs of Air-Pollution Control Systems—Part XVII: Particle Emissions Control," Chemical Engineering, April 2, 1984, pp. 97-99.*
- [19] *The RCRA Risk-Cost Analysis Model*, U.S. Environmental Protection Agency, Office of Solid Waste, January 13, 1984.

Sección 1

Introducción

Capítulo 2

Estimación de Costos: Conceptos y Metodología

Daniel Mussatti

Innovative Strategies and Economics Group,
Grupo de Estrategias Inovadoras y Economía,
Office of Air Quality Planning and Standards, OAQPS,
Oficina de Normas y Planeación de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency, USEPA
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

William M. Vatavuk, retirado

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

Septiembre 2000

Contenido

2.1	Introducción	2-3
2.2	Tipos de Estimaciones de Costos	2-3
2.3	Definiciones de Categorías de Costos	2-5
2.3.1	Elementos de Inversión de Capital Total	2-5
2.3.2	Elementos del Costo Total Anual	2-7
2.4	Conceptos Financieros	2-9
2.4.1	El Valor del Dinero con el Tiempo	2-10
2.4.2	Tasas de Interés, Precios e Inflación	2-11
2.4.3	Flujo de Efectivo	2-13
2.4.4	Métodos de Análisis Financieros	2-13
2.4.4.1	Net present value (NPV) (Valor Actual Neto)	2-14
2.4.4.2	Flujo de Efectivo Anual Uniforme Equivalente y Anualización	2-17
2.4.4.3	Reembolso (tiempo de recuperacion del costas inicial)	2-18
2.4.4.4	Otras Herramientas de Análisis Financiero	2-19
2.5	Procedimiento de Estimación	2-19
2.5.1	Parámetros del Establecimiento y Opciones de las Regulaciones	2-19
2.5.2	Diseño del Sistema de Control	2-21
2.5.3	Dimensionamiento del Sistema de Control	2-21
2.5.4	Estimación de la Inversión de Capital Total	2-22
2.5.4.1	Consideraciones Generales	2-22
2.5.4.2	Consideraciones Acerca de los Costos de Reconversión	2-23
2.5.5	Estimación de los Costos Anuales	2-25
2.5.5.1	Materia prima	2-25
2.5.5.2	Mano de Obra de Operación	2-26
2.5.5.3	Mantenimiento	2-26
2.5.5.4	Servicios	2-27
2.5.5.5	Tratamiento y Disposición de Residuos	2-27
2.5.5.6	Partes de Repuesto	2-28
2.5.5.7	Otros Costos	2-29
2.5.5.8	Prediales, Seguros y Cargos de Administración	2-29
2.5.5.9	Recuperación de Capital	2-30

2.1 Introducción

Esta subsección presenta una metodología que permitirá al usuario, conociéndose la fuente a controlar, producir estimaciones de costo a nivel estudio, para sistemas de control a nivel fuente. La metodología, la cual es aplicable a cada uno de los sistemas de control incluidos en el Manual, es lo suficientemente general para ser utilizada por igual para otros sistemas “añadidos”. Más aún, la metodología puede también ser aplicable a estimaciones de costos de controles de emisiones fugitivas y de otros sistemas de abatimiento fuera de la chimenea.

Antes de presentar esta metodología en detalle, debemos primero discutir los varios tipos de estimaciones de costos y entonces definir las categorías de costos y los conceptos de ingeniería económica empleados al hacer las estimaciones.

2.2 Tipos de Estimaciones de Costos

Tal como se hizo notar antes, los costos y la metodología de estimaciones en este Manual están dirigidos hacia la estimación “de estudio”, de $\pm 30\%$ de exactitud. De acuerdo con el *Perry's Chemical Engineer's Handbook* [6] (manual de ingeniería química de Perry [6]), una estimación de estudio se “... utiliza para estimar la factibilidad económica de un proyecto, antes de invertir suficientes fondos para pruebas piloto, estudios de mercado, levantamiento de planos topográficos y adquisiciones....[y] puede ser preparado con un mínimo de datos y costos relativamente bajos.....”[6] Específicamente, para realizar una estimación de estudio, debe conocerse lo siguiente:

- Localización de la fuente dentro de la planta;
- Un bosquejo del diagrama de flujo del proceso (v.g., la localización relativa de los equipos en el sistema);
- Especificaciones preliminares de materiales para, y tamaño de, los componentes del equipo del sistema;
- Tamaño aproximado y tipos de construcción de cualquier edificio requerido para albergar el sistema de control;
- Estimación burda de las necesidades de servicios (v.g., electricidad);
- Diagrama de flujo y especificaciones preliminares de los conductos y tubería;
- Tamaño aproximado de los motores requeridos.[6]

Adicionalmente, se necesita una estimación de las horas de trabajo de ingeniería y bosquejo, ya que la exactitud de una estimación depende grandemente de la cantidad de trabajo de ingeniería que se invierta en el proyecto.

Perry incluye otros cuatro tipos de estimaciones, tres de los cuales son más exactos que la estimación de estudio. Son los siguientes: [6]

- Orden-de-Magnitud. Esta estimación proporciona “un procedimiento de regla de dedo aplicado solamente a tipos repetitivos de instalaciones de planta para los cuales se cuenta con buen historial de costos”. Sus márgenes de error son mayores que $\pm 30\%$. (Sin embargo, de acuerdo con Perry, “..no se le pueden aplicar con confianza límites de exactitud....”) El único dato que se requiere para realizar este nivel de estimación es la capacidad del sistema de control (medida en ocasiones por la máxima velocidad de flujo volumétrico de los gases que pasan por el sistema). Las llamadas estimaciones de “factores de seis-décimas” (no confundir con estimaciones en base a factores), son ejemplos de este tipo.
- Plan o Autorización de Presupuesto o Preliminar. Esta estimación, nominalmente con exactitud de $\pm 20\%$, requiere un conocimiento más detallado que las estimaciones de estudio en relación al sitio, al diagrama de flujo, al equipo, a los edificios, etc. Adicionalmente, se necesitan estimaciones aproximadas de la instrumentación y de los aislantes.
- Control del Proyecto o Definitiva. Exacta dentro de $\pm 10\%$, esta estimación requiere más información que las estimaciones preliminares, especialmente en lo concerniente al sitio, al equipo y a las especificaciones eléctricas.
- En Firme o De contratista o Detallada. Este es el más exacto ($\pm 5\%$) de los tipos de estimaciones, requiriendo planos, especificaciones y prospecciones de sitio completos. Más aún, “[los] plazos rara vez permiten la preparación de tal tipo de estimaciones antes de aprobar continuar el proyecto...”[6]

Para propósitos de desarrollo de regulaciones, se ha encontrado que las estimaciones de estudio son aceptables, ya que representan un término medio entre las estimaciones de órdenes de magnitud, menos exactas, y los otros tipos más exactos de estimaciones. Los primeros son muy imprecisos por lo que no son de mucho valor, mientras que los últimos no solo son muy caros de hacerse, sino que requieren un conocimiento detallado y tan específico del proceso, el cual no están disponible a la mano para la mayoría de los usuarios del Manual.

2.3 Definiciones de Categorías de Costos

Los nombres dados a ciertas categorías de costos y su contenido varían considerablemente a través de la literatura. Algunos términos como “costo de capital”, pueden tener significados totalmente diferentes, dando lugar a confusiones aún entre los mismos estimadores de costos. Para evitar esta confusión y al mismo tiempo proporcionar uniformidad en el Manual, en este capítulo se definen los términos básicos y serán utilizados en todo el documento. La terminología utilizada se adaptó de la *American Association of Cost Engineers* (Asociación Americana de Ingenieros de Costos).[7] Aún cuando ha sido desarrollada para uso general, es rápidamente adaptable al calcular el costo de sistemas de control de los contaminantes del aire.

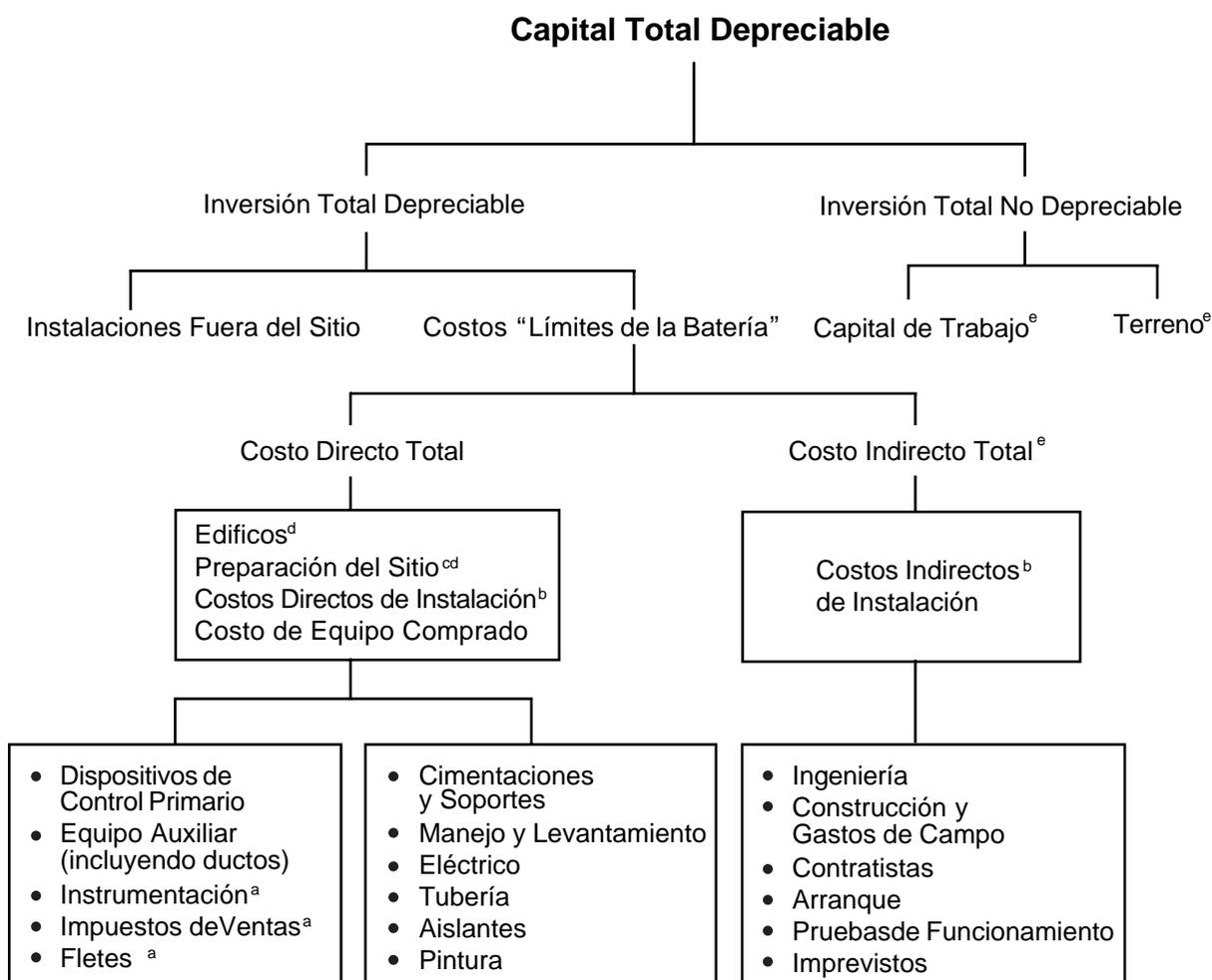
Primero, se estiman dos clases generales de costos, inversión de capital total (ICT) y costo total anual (CTA). Estas se discuten a continuación.

2.3.1 Elementos de Inversión de Capital Total

La inversión de capital total incluye todos los costos que se requieren para la compra del equipo necesario para el equipo de control (denominado costos de equipo comprado), los costos de mano de obra (no incluye impuestos sobre la renta), y los materiales para la instalación de ese equipo (denominado costos directos de instalación), costos para la preparación del sitio y edificios y otros ciertos costos que se denominan costos indirectos de instalación. La ICT también incluye los costos del terreno, capital de trabajo e instalaciones fuera del sitio.

Los costos directos de instalación incluyen los costos de la cimentación, estructuras, levantamiento y manejo del equipo, trabajo eléctrico, tuberías, aislantes y pintura. Los costos indirectos de instalación, incluyen costos tales como los de ingeniería; construcción y gastos de campo (v.g., costos de las construcciones para el personal de supervisión, oficinas del personal, alquiler de oficinas temporales, etc.); honorarios de los contratistas (de las firmas de ingeniería y de construcción involucradas en el proyecto); costos de las pruebas de funcionamiento y arranque (para el arranque del sistema de control y verificar que cumpla con la garantía de funcionamiento); e imprevistos. La de imprevistos es una categoría en la que caen todos los costos no previstos que pudieran surgir, incluyendo (pero no limitado a) “...posibles re-diseño y modificaciones de equipo, aumentos en los costos del equipo por escalamiento, incrementos en los costos de mano de obra de campo y retrasos que pueda haber durante el arranque...” [7]

Estos elementos de inversión de capital total se muestran en la Figura 2.1. Obsérvese que la suma de los costos del equipo comprado, los costos directos e indirectos de instalación, los de preparación del sitio y los costos de los edificios, comprenden los límites de la batería de la estimación. Por definición, esta es la estimación total “...para un trabajo específico, sin considerar las instalaciones de apoyo que se requieran y que se suponen que ya se tienen...” [7] en la planta.



- a Típicamente una fracción específica de la suma los costos de los dispositivos de control primario y del equipo auxiliar.
- b Típicamente una fracción específica del costo del equipo comprado.
- c Generalmente requeridos en instalaciones “desde las raíces”.
- d Contrario a los otros cotos directos e indirectos, los costos por estos conceptos no son por lo general una fracción específica del costo del equipo comprado. En lugar de eso, se dimensionan y costean por separado.
- e Normalmente no se requiere con sistemas de control añadidos.

Figura 2.1: Elementos de Inversión de Capital Total

Esto se aplicaría principalmente a sistemas de control instalados en plantas ya existentes, aunque también se puede aplicar a los sistemas que se instalen en plantas nuevas, cuando no se requiera de instalaciones especiales (v.g., instalaciones fuera del sitio), para soportar al sistema de control.

Según se requiera, las instalaciones fuera del sitio incluyen a las unidades para producir vapor, electricidad y agua tratada; edificios de laboratorios; espuelas de ferrocarril y caminos. Sin embargo, es inusual que un sistema de control de la contaminación requiera una de estas unidades

(v.g., una planta de energía), dedicada a dicho sistema, puesto que rara vez las necesidades del sistema son de ese tamaño. Sin embargo, pudiera ser necesario -especialmente en el caso de sistemas de control instalados en plantas nuevas- incluir una capacidad extra en la planta generadora del sitio, para propósitos de control. (Una torre lavadora vénturi, la cual requiere de grandes cantidades de energía eléctrica, es un buen ejemplo de esto). Es costumbre, que el costo de este servicio sea cargado a los costos de operación del proyecto con una tarifa tal que cubra tanto la inversión como los costos de operación y mantenimiento (O y M) del servicio.

Como se muestra en la Figura 2.1, otros dos costos pueden incluirse en la inversión de capital total para un sistema de control: capital de trabajo y terreno. El capital de trabajo es un fondo que se reserva para cubrir los costos iniciales de combustibles, sustancias químicas y otros materiales, así como salarios y mantenimiento. Usualmente no se aplica a los sistemas de control, ya que las cantidades de servicios, materiales y mano de obra que requieren son generalmente bajas. (Una excepción podría serlo un incinerador térmico que consuma combustible, para el cual habría que tener disponible un pequeño suministro (v.g., 30 días), de combustible, durante el período inicial de operación).

También podría ser necesario un terreno. Pero como la mayoría de los sistemas de control añadidos ocupan poco espacio (un octavo de hectárea o menos), este costo sería relativamente bajo. (Ciertos sistemas de control, tales como los utilizados para la desulfurización de gas natural, requieren de terrenos más grandes para el equipo de proceso, almacén de sustancias químicas y disposición de residuos).

Obsérvese también en la Figura 2.1, que el capital de trabajo y el terreno son gastos no depreciables. En otras palabras, estos costos son “recuperados” cuando el sistema de control llega al final de su vida útil (generalmente en 10 o 20 años). Por el contrario, otros costos de capital son despreciables, puesto que no pueden ser recuperados y están incluidos en los cálculos del impuesto sobre la renta (cuando aplique) y de depreciación, siempre que el impuesto sobre la renta se considere en el análisis de costos. (En la metodología del Manual sin embargo, el impuesto sobre la renta no está considerado. Ver la Sección 2.3.)

Cuando el 100% de los costos del sistema son depreciables, al término de la vida útil del equipo de control, éste no tiene ningún valor recuperable. Esta es una suposición razonable para sistemas de control añadidos, al igual que para la mayoría del equipo, los cuales se diseñan para una fuente específica y no pueden utilizarse en otra parte sin modificarse. Aún si fuera reutilizable, el costo de desarmar el sistema (v.g., “costo de decomisionar”), sería tan alto (o mayor), que su valor de recuperación.

2.3.2 Elementos del Costo Total Anual

El *Total Annual Cost - TAC* (costo total anual) de los sistemas de control, se compone de tres elementos: *direct costs - DC* (costos directos), *indirect costs - IC* (costos indirectos), y

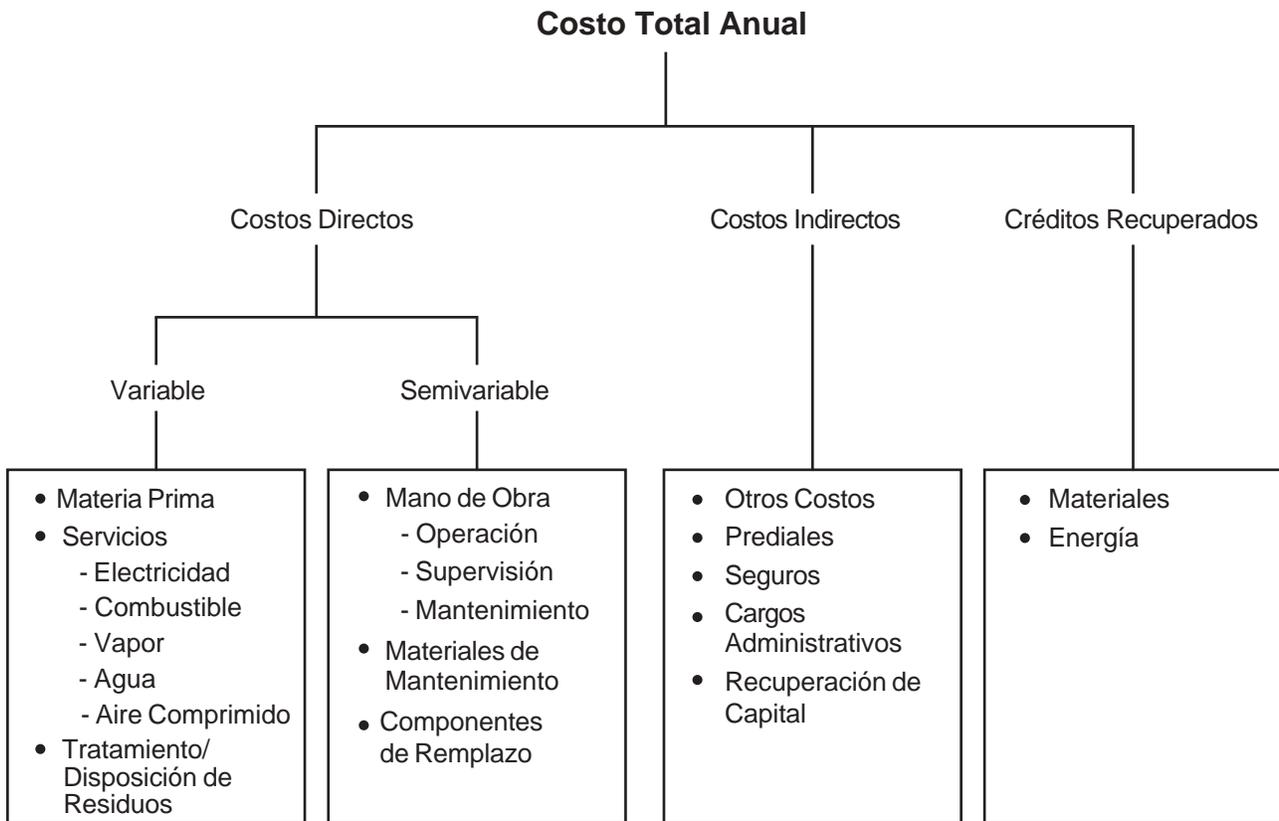


Figura 2.2: Elementos de Inversión de Capital Total

recovery credits - RC (créditos de recuperación), los cuales se relacionan por la siguiente ecuación:

$$TAC = DC + IC - RC \quad (2.1)$$

Claramente, estos costos son en base anual, ya que éste período considera las variaciones estacionales en la producción (y en la generación de emisiones) y es directamente utilizable en el análisis de rentabilidad. (Ver la Sección 2.3.)

Los costos directos son aquellos que tienden a ser proporcionales o parcialmente proporcionales a la cantidad de gas que es procesado por el sistema de control por unidad de tiempo. Estos incluyen los costos de la materia prima; servicios (vapor, electricidad, agua de proceso y de enfriamiento, etc.); tratamiento y disposición de residuos; materiales de mantenimiento; partes de repuesto; y mano de obra de operación, mantenimiento y supervisión. De estos costos directos, los de la materia prima, los servicios y los de tratamiento y disposición de residuos son variables, puesto que tienden a estar en función directa de la proporción de flujo del efluente. Esto

es, cuando la proporción de flujo es la máxima, los costos son los más altos. Por el contrario, cuando la proporción de flujo es cero, también lo son estos costos.

Los costos directos semivARIABLES son solo parcialmente dependientes de la proporción de flujo del gas. Estos incluyen todo tipo de mano de obra, otros costos directos, materiales de mantenimiento y partes de repuesto. Aún cuando estos costos son función de la proporción de flujo del gas, no son funciones lineales. Aún si los sistemas de control no se encontraran operando, se continuaría incurriendo en algunos de estos costos semivARIABLES.

Los costos indirectos, o costos anuales “fijos”, son aquellos cuyos valores son totalmente independientes de la proporción de flujo del gas y, de hecho, se tendrían aún si el sistema de control dejara de operar. Incluyen categorías tales como los gastos de administración, los impuestos prediales, las primas de seguros y la recuperación de capital.

Finalmente, los costos directos e indirectos anuales, se compensan parcialmente por la recuperación de créditos, abonados por los materiales o energía recuperados por el sistema de control y que pueden venderse, reciclarse al proceso, o reutilizarse en algún otro lado en el sitio. Estos créditos, a su vez, deben compensar en parte los costos necesarios para su procesamiento, almacenamiento, transporte y cualquier otra acción requerida para hacer reusable o vendible al material o energía recuperada. Debe ejercerse mucho cuidado y juicio al asignarle valores a los créditos recuperados, ya que los materiales recuperados pueden serlo solo en pequeñas cantidades o de pureza dudosa, resultando de menor valor que el material virgen. Al igual que los costos directos anuales, los créditos recuperados son variables ya que su magnitud es directamente proporcional a la proporción del flujo del gas. En la Figura 2.2 se muestran los diferentes costos anuales y sus relaciones mutuas. En la Sección 2.5. se da una descripción más completa de estos costos y cómo pueden estimarse.

2.4 Conceptos Financieros

Típicamente, los ingenieros acostumbran utilizar un conjunto relativamente pequeño de herramientas financieras para evaluar alternativas de instalaciones y justificar sus selecciones con la alta gerencia. En estos casos, el propósito del ingeniero es mostrar cómo el artículo recomendado mejorará la rentabilidad de la compañía. En gran parte, esta clase de análisis es voluntaria. Agregar una nueva línea de ensamble o cambiar de un tipo de material de los empaques a otro, son decisiones que pueden posponerse o simplemente no realizarse. Este no es el caso con los dispositivos de control de la contaminación, cuando son necesarios para cumplir con las normas de contaminación estatales y federales y que generalmente tienen un plazo fijo para su instalación. Por consiguiente, la decisión para instalar un dispositivo X puede no haberse originado en el ingeniero. En cambio, el proceso realmente puede ser a la inversa en relación con la evaluación del ingeniero, realizada por motivos de rentabilidad: el gerente ambiental de la compañía podría identificar la necesidad de un equipo de control de la contaminación y pasarle entonces esa decisión al ingeniero.

Cuando las regulaciones de la calidad del aire limitan la selección de la fuente a un sólo tipo de control (v.g., cuando la regulación especifica la tecnología a ser utilizada), este Manual cumple dos funciones. Primero, garantiza que se ha tomado un perfil de costos tan completo como sea posible para minimizar el efecto adverso de la compra, instalación y operación de ese equipo. Segundo, la identificación de la tecnología de control apropiada no incluye requisitos específicos del sitio que necesitan ser identificados y costeados. Este Manual proporciona datos de ingeniería para el dimensionamiento apropiado y las especificaciones de diseño del control. Cuando el gerente ambiental puede escoger entre alternativas de tecnologías de control para lograr el mismo nivel de abatimiento de la contaminación, este Manual realiza una tercera función “normalizando” los datos financieros de cada alternativa para que pueda hacerse una selección bien razonada.

Para evaluar completamente el costo de un dispositivo de control de la contaminación, el lector debe entender varios conceptos del análisis financiero. Esta sección del Manual discute cómo el valor del dinero cambia con el tiempo y cómo aplicar ese concepto al costo de los dispositivos de control de la contaminación. Las ediciones anteriores del Manual se enfocaron en la evaluación de información financiera desde una perspectiva de la ingeniería. Sin embargo, la *EPA* ha aprendido que la audiencia que utiliza el Manual es también de otras disciplinas distintas a las de la ingeniería. Por consiguiente, uno de los cambios importantes en esta edición del Manual consiste en ajustar los datos financieros y económicos para alcanzar a esta audiencia más amplia. Siempre que en las ediciones anteriores se hayan incluido nombres específicos de ingeniería para los términos financieros, se conserva el nombre de ingeniería, pero también se ha incluido el término técnico desde una perspectiva financiera.

2.4.1 El Valor del Dinero con el Tiempo

Los costos y beneficios de una inversión ocurrirán durante un cierto periodo de tiempo en lugar de que ocurran solamente en el momento de la compra. Por consiguiente, los análisis financieros y estudios de costo-beneficio deben incluir los efectos a futuro de las decisiones actuales. Si las personas dieran el mismo valor a un dólar a futuro que el que dan a un dólar en el presente, el análisis financiero podría reducirse a la suma de todos los costos e ingresos a futuro derivados de la inversión. Sin embargo, como dice el viejo refrán: “Más vale pájaro en mano que un ciento volando”. No solo podría no cumplirse la promesa de un dólar a futuro, sino que su valor adquisitivo podría declinar. Además, gastar el dólar en el presente ofrece beneficios inmediatos que tendrían que posponerse si ese dólar se guardara para una fecha futura. Por consiguiente, los individuos exigen alguna retribución para compensar estas preocupaciones, aumentando por eso el valor de un pago a futuro, a más de un dólar. Recíprocamente, al aceptar hoy un pago por un dólar ofrecido en alguna fecha a futuro, la persona está dispuesta a recibir menos que un dólar, puesto que puede disfrutarlo inmediatamente sin los riesgos de la inflación o de que no le paguen.

Este proceso de ajuste se llama el principio del valor del dinero con el tiempo. El ampliar un plazo para diferir un pago, tiene un efecto acumulativo. Por ejemplo, si una inversión requiere de un ajuste de diez por ciento por cada año que se tiene que posponer la decisión de recuperarla,

un dólar tendría que convertirse en \$1.10 al final del primer año (\$1.00 multiplicado por 110%) y \$1.21 si el plazo se amplía a dos años (\$1.00 multiplicado por 110% multiplicado por 110%). La fórmula para calcular el valor a futuro de un dólar invertido hoy es la siguiente:

$$FV = \$1 \times (1 + i)^n \quad (2.2)$$

donde *FV* es el *future value* (*FV*) (valor futuro); El *present value* (*PV*) (valor actual) del dólar invertido, *i* es la tasa de interés y *n* es el número de plazos (típicamente años), antes de que la inversión madure. Análogamente, entre más al futuro sea la promesa de pago, un individuo estará más dispuesto a aceptar menos por el pago de inmediato. Por ejemplo, si una persona desea que se le pague de inmediato en lugar de esperar un año para recibir un dólar (a la misma tasa del 10% de interés que se utilizó anteriormente), estaría dispuesto a aceptar \$0.92 (\$1 dividido entre 110%). Para el pago de inmediato de un dólar prometido a dos años, podría estar dispuesto a aceptar \$0.83 (\$1 dividido entre [110% multiplicado por 110%]). El *present value* (valor actual) de un dólar a futuro a realizarse en *n* años, puede calcularse con la siguiente fórmula:

$$PV = \frac{\$1}{(1 + i)^n} \quad (2.3)$$

2.4.2 Tasas de Interés, Precios e Inflación

Los analistas utilizan la tasa de interés para estimar el valor del dinero con el tiempo. Esta puede visualizarse como el retorno de la inversión o como el costo del crédito. Las tasas de descuento son tasas de interés que se utilizan para estimar el valor de los pagos actuales que se anticipan a cuenta de pagos a futuro. Hay tres tipos de interés que son importantes para este Manual: real, nominal, y social. La tasa de interés establecida por las instituciones de crédito es la tasa de interés nominal. Es el costo del préstamo y en el se ha incluido un factor para tomar en cuenta los cambios anticipados en el nivel general de precios (inflación). Retirando de la tasa de interés nominal el ajuste por inflación, se obtiene la tasa de interés real -el costo real del préstamo. Por ejemplo, digamos que un inversionista obtiene de un banco un préstamo de \$100 a 10% por un año. Al final del año, el inversionista debe pagar \$110 dólares. Sin embargo, si durante ese año la tasa de inflación fue de seis por ciento, el banco recibiría \$10 en intereses, pero también perdería \$6 del valor de los \$100 que prestó. Consecuentemente, solo ganaría \$4 de interés real. En forma de ecuación, la tasa de interés nominal (*i*) es igual a la tasa de interés real (*i_r*) más la tasa esperada de inflación (*p^e*):

$$i = i_r + p^e \quad (2.4)$$

La tasa de interés empleada en este Manual difiere de la utilizada en análisis financieros no gubernamentales. Representa una tasa de interés social establecida por la Office of Management and Budget (*OMB*) (Oficina de Administración y Presupuesto), para efectos de comparación en asuntos de políticas públicas. Al igual que las tasas de interés nominal o real, la tasa de interés social toma en cuenta la incertidumbre y los beneficios previstos asociados con gastar un dólar hoy, pero por diferentes razones. En términos sociales, no gastar un dólar hoy significa no preferir las actividades productoras de beneficios que podrían generar un mejoramiento inmediato del bienestar social. Contrario al interés que genera la inversión industrial, el cual varía entre las industrias (y aún entre empresas dentro de una industria), los beneficios sociales que se prevén, asociados con la inversión, permanecen iguales para toda la industria. Además, puesto que un cambio en el nivel general de precios afecta a todos simultáneamente, las tasas de interés social no toman en cuenta la inflación. La *OMB* fija la tasa de interés social en siete por ciento.

Cuando las autoridades estatales, locales, Tribales y otras agencias gubernamentales evalúan los costos del control de la contaminación, el siete por ciento de tasa de interés utilizada en este Manual debería producir estimaciones comparables a aquellas establecidas por la *EPA* al realizar sus propias evaluaciones. Sin embargo, para cumplir con las necesidades de la industria, el Manual incluye explicaciones detalladas de todos los cálculos, de manera que los analistas industriales puedan adaptar la tasa de interés según sus necesidades particulares.

Los precios reales y nominales actúan de la misma manera. Los precios nominales son los precios actuales (v.g., el precio en la etiqueta) y representa el valor de un bien particular en un momento en particular. Los precios reales eliminan el efecto de la inflación. Ajustar los precios nominales a los precios reales implica tomar una *año base* para propósito de comparación y crear entonces un factor de ajuste para los precios de cada año en relación a los del año base. Este factor de ajuste es un *Price Index (PI)* (índice de precio) que puede ser utilizado para ajustar los precios nominales a un valor equivalente en el año base, derivado por medio de la siguiente fórmula:

$$PI = \frac{\text{precio en un año dado}}{\text{precio en el año base}} \quad (2.5)$$

El gobierno federal y la industria desarrollan una variedad de índices, hechos a la medida para el análisis de aspectos específicos de precios. Los más conocidos de estos índices son el *Consumer Price Index - CPI* (Índice de Precios al Consumidor) y el *Producer Price Index - PPI* (Índice de Precios al Productor), los cuales investigan el cambio de precios a través de toda la economía. Sin embargo, estos índices son con frecuencia muy generales para las necesidades específicas de la industria. Para propósitos de control de la contaminación, la *OAQPS* ha desarrollado y mantenido los *Vatavuk Air Pollution Control Cost Indexes - VAPCCI* (Índices Vatavuk de Costos de Control de la Contaminación del Aire), los cuales proporcionan una estimación del cambio en los precios de compra de los dispositivos de control de la contaminación. Los *VAPCCI* pueden encontrarse en Internet, en la página de la *OAQPS* y en la de la *Technology*

Transfer Network - TTN, Red de Transferencia de Tecnología, (www.epa.gov/ttn/catc/products.html#cccinfo). Para ilustrar el uso de un índice de precios, supóngase que un dispositivo de control costó \$100 dólares hace diez años y que ahora cuesta \$130 dólares. El índice de precios para ese dispositivo sería 1.30, de acuerdo a la ecuación 2.4. Supóngase que el índice *VAPCCI* para el mismo período fue de 1.42; entonces, el mismo artículo debió de haber incrementado su costo en 42% en los mismos diez años, para que no hubiera tenido cambio en su valor en relación a otros bienes. Puesto que el dispositivo tuvo un índice de precio más bajo, sería realmente menos caro en términos relativos.

2.4.3 Flujo de Efectivo

Durante toda la vida de una inversión se presentan gastos e ingresos, cuya cantidad y momento en el que se presenten constituyen el flujo de efectivo del proyecto. El costeo de sistemas de control de la contaminación siempre incluye gastos pero puede no necesariamente tener ingresos. Para que un control genere ingresos, debe reducir el costo de producción (a través de menos consumos o reformulación del producto), o debe capturar y recuperar un contaminante con características reciclables (v.g., recuperación de un solvente). Mientras que el flujo de efectivo ocurre durante todo el año, los analistas por lo general suponen que los egresos e ingresos ocurren al final del año en el que se presentan.¹ En la Figura 2.3 se muestra un diagrama de un flujo de efectivo hipotético que ilustra los ingresos y egresos contabilizados al final del año para un dispositivo de control que no tiene valor de recuperación. Los egresos son las barras sólidas que se extienden por debajo de la línea y los ingresos son las barras sólidas por encima de ella. Típico de muchos flujos de efectivo relacionados con equipo, los costos más altos ocurren a tiempo cero, cuando se adquiere y se instala el control. En el primer año de operación, los costos tienden a ser relativamente altos por la operación y mantenimiento de un equipo nuevo, debido a las condiciones de balanceo y ajuste. Después de eso, los costos tienden a bajar y a permanecer más o menos constantes hasta que el equipo se aproxima al final de su vida útil, cuando los costos de operación y mantenimiento tienden a ser altos de nuevo. En el ejemplo hipotético, el control genera algún ingreso, pero no el suficiente como para compensar los costos de operación y mantenimiento durante la vida del equipo. Es posible, sin embargo, que el ingreso genere flujos de efectivo positivos.

2.4.4 Métodos de Análisis Financieros

Cuando existen alternativas de oportunidades de inversión -cuando puede utilizarse más de una estrategia de control de la contaminación- la selección de la alternativa más apropiada depende del efecto de esa alternativa en la rentabilidad de la empresa. Consecuentemente, los análisis financieros han creado un conjunto de herramientas de evaluación que nos ilustran acerca de las consecuencias financieras potenciales asociadas a alguna inversión. Aunque ninguna herramienta sola sirve para todas las instancias, la aplicación de varias de ellas puede proporcionar al gerente de finanzas, suficiente información de cada alternativa de inversión, de manera que pueda tomarse una decisión adecuada. La herramienta más importante en el arsenal del analista,

1 Esta suposición introduce muy poco error.

es el *Net present value (NPV)* (Valor actual neto). Sirve como la base de un número de análisis relacionados, incluyendo los de relación costo/beneficio y *internal rate of return (IRR)* (taza interna de retorno). Según encuestas, la mayoría de los analistas utilizan más de una herramienta y emplean por lo general alguna forma de análisis de valor actual. [8] Los dispositivos de control de la contaminación, por lo general, no generan flujos positivos de efectivo, pero aún en este tipo de inversiones, los contadores de costos ambientales evalúan sus programas a través de análisis de valor actual. [9] En las siguientes secciones se discuten algunas de las herramientas más comunes de análisis financiero.

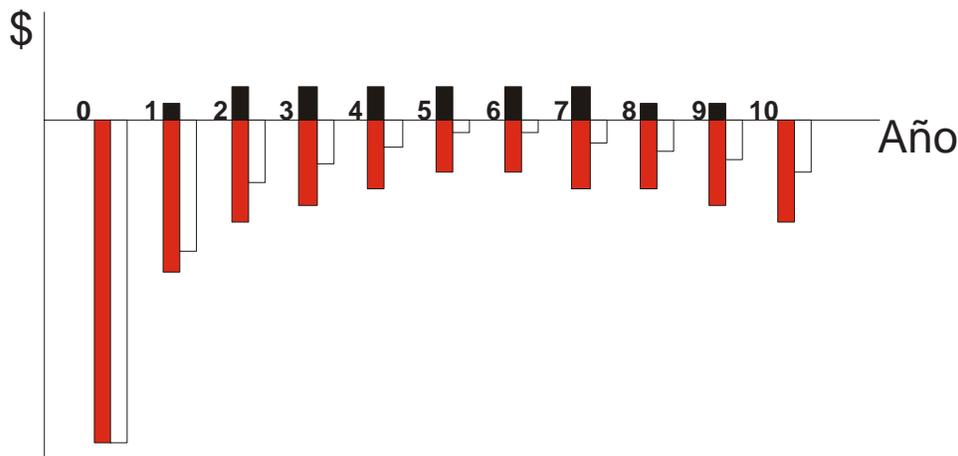


Figura 2.3: Diagrama de Flujo de Efectivo Hipotético

2.4.4.1 *Net present value (NPV)* (Valor Actual Neto)

Para evaluar la efectividad en cuanto a costos de las alternativas de dispositivos de control de la contaminación, el analista debe ser capaz de compararlas de una manera que tenga sentido. Puesto que diferentes controles tienen diferentes expectativas de vida útil y resultarán en diferentes flujos de efectivos, el primer paso al comparar alternativas es normalizar sus rendimientos utilizando el principio del valor del dinero con el tiempo discutido en la sección 2.4.1. El proceso mediante el cual los flujos de efectivo a futuro se traducen a dólares actuales se conoce como análisis del valor actual. Cuando en el flujo de efectivo se presentan ingresos y egresos, también se le conoce comúnmente como análisis del valor actual neto. En cada caso, la estrategia es la misma: ajustar el valor a futuro del dinero a valores actuales, empleando una tasa de interés (descuento) apropiada,

y sumarlos. En general, entre mayor sea la suma, más atractivo es el proyecto. Tal como se discute en la sección 2.4.2, este Manual utiliza la tasa de interés social de descuento que por mandato federal es del 7%.

El desarrollo de un valor actual neto de un flujo de efectivo, implica los siguientes pasos:

- Identificación de alternativas- para nuestros propósitos, una alternativa apropiada sería cualquier dispositivo de control de la contaminación que redujera las emisiones en la fuente a niveles aceptables.
- Determinación de los costos y flujos de efectivo en toda la vida de cada alternativa - cada uno de los capítulos subsecuentes de este Manual ofrece información detallada para costear dispositivos y equipos específicos de control de la contaminación.
- Determinación de una tasa apropiada de interés (descuento) - para las agencias estatales, locales, Tribales y otras organizaciones de gestión ambiental, la tasa de descuento social de siete por ciento de la *EPA*, probablemente sería la más apropiada. Los usuarios industriales de este Manual deberían de obtener la opinión de sus gerentes financieros o de sus cámaras o asociaciones.
- Para cada alternativa: Calcular un factor de descuento para cada año durante la vida útil del equipo - por ejemplo, la tasa de descuento de la *EPA* de 7% produce factores de descuento de: 0.9346, 0.8734, 0.8163, 0.7629, and 0.7130 para el 1^{ro}, 2^{do}, 3^{ro}, 4^{to} y 5^{to} año de la vida de un equipo, respectivamente.
 - Para el flujo de efectivo de cada año, se suman todos los ingresos y gastos para determinar el flujo neto de efectivo para ese año en términos nominales (Ver la sección 2.4.2).
 - Multiplique el flujo neto de efectivo de cada año por el factor de descuento apropiado.
 - Sume los flujos netos de efectivo descontados para derivar el valor actual neto.
 - Compare los valores actuales netos de cada alternativa. Los analistas deben valorar cada una de las inversiones que se están analizando, de acuerdo con su valor actual neto. Los valores actuales netos más altos significan mejores oportunidades de inversión en relación a las otras alternativas de inversión del conjunto entre el que se decide.

El valor actual neto de una corriente de flujos de efectivo durante la vida útil de un paquete de inversión, puede ser calculado por medio de la siguiente fórmula:

$$NPV = \sum_{t=0}^n NCF_t \left(\frac{i}{1 - (1+i)^{-t}} \right) \quad (2.6)$$

donde NPV representa valor actual neto, NCF_t el flujo neto de efectivo para el año t , e i es la tasa de interés.

En la Figura 2.3 se incluye una barra blanca en cada año para representar el valor actual neto del flujo de efectivo (ingresos menos egresos), de la inversión (dispositivo de control), durante ese año. En otras palabras, las barras blancas muestran el valor que el inversionista estaría dispuesto a gastar en tiempo cero para cubrir el flujo neto de efectivo de cada año, en lugar de esperar a cubrirlo al final del período. A tiempo cero, los cálculos del valor actual reflejan el valor total de todos los costos e ingresos, por lo que la barra blanca es de la misma longitud que la barra sólida.

El valor actual neto nos proporciona un valor esperado para el control si todos los egresos e ingresos fueran realizados en forma inmediata, en lugar de distribuirse en el tiempo. Claramente, en el ejemplo de la Figura 2.3, puesto que en ningún año se produce un flujo de efectivo positivo, el valor actual neto del control también debe ser negativo. Si, por otro lado, ocurrieran flujos de efectivo positivos y el valor actual neto del control fuera positivo, el analista podría suponer que el beneficio financiero del control es mayor que su costo y que el control es un buen candidato para ejecutarse.

Debido a que cada control tiene una vida diferente y un patrón de flujo de efectivo diferente, los análisis del valor actual neto proporcionan una medida por medio de la cual pueden compararse las alternativas de control. Sin embargo, los análisis del valor actual neto tienen sus limitaciones. Considérese una empresa hipotética investigando la instalación de dos alternativas de controles de la contaminación del aire. Una alternativa sería la de reconvertir el equipo actual, la cual tendría una vida útil de cinco años sin valor de recuperación. La otra alternativa sería rescatar el equipo actual y reemplazarlo por componentes nuevos de tecnología de punta que contaminen menos. Esta estrategia tendría una vida útil de veinte años. Si el proceso de reconvertir el equipo tiene un valor actual neto más alto, ¿significa que es la mejor opción? No necesariamente, porque dentro de cinco años tendría que comprarse equipo nuevo de cualquier modo. Si la estrategia del equipo nuevo tuviera un valor actual neto más alto, ¿sería ésta una mejor opción? No necesariamente, puesto que la inversión de la empresa estaría corriendo riesgos por un período de tiempo cuatro veces mayor.

Una solución al problema del efecto del tiempo asociado con los análisis del valor actual neto, sería la de extender la alternativa de la reconversión del equipo, agregando quince años de reposición de equipo al final del período de la modificación. Esto permitiría una comparación de más sentido, ya que sería para períodos de tiempo similares y se incluirían los dos gastos del equipo necesario para realizar la opción de la reconversión. Otra solución sería la de aumentar la

información recibida del análisis del valor actual neto, empleando otras herramientas de análisis financiero.

2.4.4.2 Flujo de Efectivo Anual Uniforme Equivalente y Anualización

En lugar de pagar por adelantado todos los costos a futuro de instalación, mantenimiento y operación de un dispositivo de control de la contaminación, ¿que tal si los pagos pudieran ser igualizados a lo largo de la vida del control? Una herramienta común de ingeniería para la evaluación de alternativas de control utiliza este enfoque, llamado el método del *equivalent uniform annual cash flow (EUAC)* (flujo de efectivo anual uniforme equivalente). [10] El *EUAC* trabaja mejor cuando hay solo un valor inicial o final que incorporar y los flujos anuales de efectivo son constantes. Cuando se comparen *EUAC* para diferentes sistemas, el analista debe evitar comparar sistemas con vidas útiles muy diferentes. La comparación de *EUAC* para sistemas con vida útil que difieran en dos o tres años, puede ser razonable, pero después de ese rango las comparaciones se hacen problemáticas. Este Manual no recomienda el uso de *EUAC* por si mismo y solo cuando la vida útil de las alternativas de control son muy similares.

Anualización es un proceso similar al *EUAC* pero no está limitado a flujos constantes de efectivo. Implica determinar el valor actual neto de cada alternativa de inversión de equipo y determinar entonces los pagos iguales (en términos nominales), que tendrían que hacerse al final de cada año para alcanzar el mismo nivel de egresos. En esencia, la anualización implica establecer un “pago” anual suficiente para financiar la inversión durante toda su vida, utilizando la siguiente fórmula:

$$PMT = NPV \left(\frac{i}{1 - (1 + i)^{-n}} \right) \quad (2.7)$$

donde *PMT* es el *equivalent uniform payment* (pago uniforme equivalente) durante la vida del control, *n*, a una tasa de interés, *i*. *NPV* indica el valor actual de la inversión tal como fue definido anteriormente por la ecuación 2.6.

Los textos de ingeniería económica llaman a este pago el *capital recovery cost (CRC)* (costo de recuperación de capital), el cual puede ser calculado multiplicando el *NPV* de la inversión por el *capital recovery factor (CRF)* (factor de recuperación de capital):

$$CRC = NPV \times CRF \quad (2.8)$$

en donde *CRF* se define de acuerdo a la fórmula:

$$CRF = \left(\frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right) \quad (2.8a)$$

Tabla 2.2: Parámetros del Establecimiento y Opciones de las Regulaciones

Parámetros del Establecimiento

- Intensivos
 - Condición del establecimiento (nuevo o ya existente, localización)
 - Características del gas (temperatura, presión, control de humedad)
 - Concentración de l(os) contaminante(s) y/o distribución del tamaño de partícula
- Extensivos
 - Capacidad del establecimiento
 - Vida del establecimiento
 - Velocidad del flujo del gas de salida
 - Velocidad de emisión de contaminante(s)

Opciones de las Regulaciones

- No control
 - Dispositivos “añadidos”
 - Límites de emisión
 - Límites de opacidad
 - Modificaciones al proceso
 - Cambios de materia prima
 - Sustitución de combustible
 - Pretratamiento de la alimentación/en la fuente
 - Desulfurización del carbón
 - Supresión húmeda del polvo
-
-

La ecuación de *CRF* es una transformación de la forma del *PMT* de la ecuación 2.7 y arroja la misma información.

2.4.4.3 Reembolso (tiempo de recuperacion del costas inicial)

Reembolso es el tiempo (años) necesario para que una inversión recupere su inversión inicial. Puede utilizarse para proyectos simples o para evaluaciones “sobre las rodillas” con la siguiente regla de dedo: entre más corto sea el período de reembolso, más atractivo es el proyecto. El reembolso se calcula dividiendo el costo de capital total de un proyecto por sus ingresos o ahorros anuales. Mientras que requiere muy poca información y casi nada de tiempo para calcularse,

el reembolso tiene una utilidad limitada como herramienta de evaluación, puesto que no toma en cuenta los flujos de efectivo ni el valor del dinero con el tiempo.

2.4.4.4 Otras Herramientas de Análisis Financiero

La mayoría de las firmas hacen las decisiones de inversión en base al rendimiento de la inversión, y no a la magnitud de su valor actual neto. El *return on investment (ROI)* (rendimiento de la inversión) es análogo a una tasa de interés y representa la cantidad de valor adicional -arriba de los costos iniciales de la inversión- que generará una inversión. Claramente, para la mayoría de las inversiones para el control de la contaminación, el análisis de *ROI* no ayuda demasiado en términos de información útil. Se calcula dividiendo el ingreso anual neto (ingreso bruto menos cualquier depreciación), entre el costo de capital de la inversión, resultando en un porcentaje de la inversión que es recuperado cada año. La regla de decisión que debe aplicarse para el análisis de *ROI*, es que si el porcentaje resultante es al menos tan alto como alguna tasa mínima de rendimiento establecida, entonces la inversión podría valer la pena. Sin embargo, diferentes industrias requieren diferentes tasas de rendimiento de su inversión y, aún dentro de una misma industria pueden encontrarse diferentes tasas. Los analistas deben consultar con sus gerentes de finanzas o con alguna cámara o asociación de industriales, para determinar que porcentaje podrían aplicar.

La *IRR* (tasa interna de rendimiento), es similar al análisis del valor actual en que involucra descontar una serie de flujos de efectivo desiguales. Sin embargo, la tasa de interés, i , se fija de antemano con el método del *NPV*. A medida que disminuye la tasa de interés, también lo hace el valor actual neto de los flujos de efectivo a futuro que se estén analizando. En algún momento, la tasa de interés bajará tanto que el valor actual neto será negativo. La *IRR* es la solución para las tasas de interés que, si se aplicaran al análisis del *NPV*, resultarían en un valor actual neto de cero. Cuando se comparan alternativas de sistemas, uno podría seleccionar la alternativa con la *IRR* más alta. Hace veinte años, las discusiones acerca de la *IRR* desalentaron su uso, debido a que no hay un método directo para calcularla. En ese entonces, la determinación de la *IRR* era un proceso iterativo que podía consumir muchas horas de trabajo. Actualmente, siendo las computadoras una herramienta fundamental para la mayoría de las tareas, la determinación de la *IRR* no ha cambiado, pero es fácil de utilizar y la velocidad en su cálculo se ha incrementado dramáticamente.

2.5 Procedimiento de Estimación

El procedimiento de estimación empleado en el Manual tiene cinco pasos: (1) obtener los parámetros del establecimiento y las opciones de las regulaciones para un establecimiento dado; (2) bosquejar el diseño del sistema de control; (3) dimensionar los componentes del sistema de control; (4) estimar los costos de estos componentes individuales; y (5) estimar los costos (de capital y anual) para todo el sistema.

Tabla 2.3: Ejemplos de Parámetros Típicos de Dispositivos de Control [11]

General

- Material de construcción: acero al carbón
- ¿Con aislamiento? Sí
- Vida económica: 20 años
- Redundancia^a: ninguna

Específicos del Dispositivo

- Relación Gas-Tela (“parámetro crítico”): 3.0 a 1
- Caída de presión: 6.0 en pulgadas de columna de agua
- Construcción: estándar (vs. de diseño)
- Tipo de operación: continua (vs. intermitente)
- Tipo de filtro: sacudido
- Material de la bolsa: poliéster, 16-oz.

^a Se refiere a si existen o no cualquier equipo extra instalado (v.g., ventiladores), para funcionar en caso de que los elementos básicos se vuelvan inoperantes, para evitar parar todo el sistema.

2.5.1 Parámetros del Establecimiento y Opciones de las Regulaciones

La obtención de los parámetros del establecimiento y de las opciones de las regulaciones, implica no solo enlistar los parámetros de la fuente de contaminación del aire (v.g., cantidad, temperatura y composición de la(s) corriente(s) de emisión), sino también compilar los datos para la operación del establecimiento. (En la Tabla 2.2 enumera ejemplos de estos.) Obsérvese que se han identificado las dos clases de parámetros del establecimiento -intensivos y extensivos. Los primeros son simplemente aquellas variables independientes de la cantidad o de las dimensiones -v.g., el tamaño del sistema. Por el contrario, los parámetros extensivos abarcan a todas las variables dependientes del tamaño, tal como la velocidad de flujo volumétrico del gas.

Al igual que los parámetros del establecimiento, las opciones de las regulaciones son por lo general especificadas por otros. Estas opciones son maneras de lograr un límite y un rango predeterminados de emisión, partiendo desde no control hasta el control máximo técnicamente alcanzable. La opción que resulte dependerá de si la fuente de emisión es una chimenea (fuente fija), una fuga del proceso (emisión fugitiva) o un área no confinada o parcialmente confinada, tal como una pila de almacenamiento (fuente de área, fugitiva). Las chimeneas se controlan normalmente por dispositivos “añadidos”. Tal como se discutió anteriormente, este Manual tratará primordialmente

de dispositivos “añadidos”. (Sin embargo, en ciertos casos, algunos dispositivos pueden utilizarse para controlar emisiones fugitivas de los procesos, tal como un filtro de tela utilizado en conjunto con un sistema de extracción del edificio). Los añadidos son normalmente empleados para cumplir con niveles especificados de emisiones, aunque en el caso de emisiones de particulados, también se requieran para cumplir con niveles de opacidad.

2.5.2 Diseño del Sistema de Control

Bosquejar el diseño del sistema de control implica primero decidir que clase de sistema se va a costear (una decisión que depende del contaminante a controlar, de las condiciones de la corriente del gas de salida y de otros factores) y que equipo auxiliar será necesario. Al especificar el equipo auxiliar, debe darse respuesta a varias preguntas:

- ¿Que tipo de campana (si acaso) será necesario para capturar las emisiones de la fuente?
- ¿Se necesitará un ventilador para transportar el gas a través del sistema?
- ¿Se necesita un ciclón o algún otro prelimpiador para acondicionar el gas antes de que entre al dispositivo de control?
- ¿Se reciclará, o se dispondrá del contaminante capturado? ¿Como se realizará esto?
- ¿Tendrá la unidad local de servicios (v.g., electricidad), la capacidad para soportar la carga adicional que requiera el sistema de control?

Los tipos de equipo auxiliar que se seleccionen dependerán de las respuestas a estas y a otras preguntas que son específicas del sitio. Sin embargo, sin importar la fuente a controlar, cada sistema podrá contener, además del dispositivo de control mismo, los siguientes equipos auxiliares:

- Campana, u otro medio para capturar la emisión;
- Conductos, para transportar el gas desde la fuente hasta, a través, y desde el sistema de control;
- Sistema del ventilador, (ventilador, motor, arrancador, compuertas de entrada/salida, etc.), para mover el gas a través del sistema;
- Chimenea, para dispersar el gas limpio en la atmósfera..

2.5.3 Dimensionamiento del Sistema de Control

Una vez que los componentes del sistema han sido seleccionados, deben ser dimensionados. El dimensionamiento es quizás el paso más crítico, debido a que la suposición hecha en este paso influirá de una mayor manera que cualquier otra en la inversión de capital. Antes de discutir como dimensionar el equipo, necesitamos definir el término parámetro. (En la Tabla 2.3 se enlistan ejemplos de estos parámetros. Para una descripción completa del procedimiento de dimensionamiento de precipitadores electrostáticos, véase el Capítulo 6.)

También enlistados en la Tabla 2.3 están los parámetros generales que también deben especificarse antes de que el costo de compra del equipo del sistema pueda ser estimado. Obsérvese que, al contrario de los parámetros del dispositivo de control, éstos pueden aplicarse a cualquier clase de sistema de control. Estos parámetros incluyen los materiales de construcción (los cuales pueden ir desde acero al carbón y varios tipos de aceros inoxidable, hasta plásticos reforzados con fibra de vidrio), presencia o ausencia de aislantes y la vida útil o económica del sistema. Tal como se indica en la Sección 2.3.2, se requiere de este último parámetro para estimar los costos anuales de recuperación de capital. La vida útil no solo varía según el tipo de sistema de control, sino también con la severidad del ambiente en el que será instalado. (En las secciones del Manual en las que se discuten dispositivos específicos de control, se presentarán valores representativos de vida útil de los sistemas y otros parámetros de los dispositivos de control).

2.5.4 Estimación de la Inversión de Capital Total

2.5.4.1 Consideraciones Generales

El cuarto paso es la estimación del costo del equipo comprado del equipo del sistema de control. Estos costos están disponibles en este Manual para los dispositivos añadidos y equipo auxiliar más comúnmente utilizados. Cada tipo de equipo ha sido cubierto en un capítulo por separado. (Ver la Tabla de Contenido)

A su vez, la mayoría de estos costos han sido basados en datos obtenidos de los proveedores de equipo de control. Estas empresas son numerosas, muchas de las cuales fabrican y erigen una variedad de sistemas de control.[12] Tienen listas actualizadas de los precios de sus equipos, generalmente indexadas por nombre del modelo. Si los artículos para los cuales se solicita precio son equipos estándares ya fabricados, el proveedor puede dar una cotización por escrito, enlistando sus costos, nombre de los modelos, fecha de la cotización, fecha estimada de embarque y otra información. Más aún, las cotizaciones son por lo general “*F.O.B.*” (*free-on-board* o libre a bordo) proveedor, lo que significa que no se han incluido impuestos, fletes ni otros cargos. Sin embargo, si los artículos no son estándares ya fabricados, deben fabricarse a las especificaciones del cliente o, en caso de que sean de gran tamaño, deben construirse en el sitio. En tales casos, el

proveedor puede aún dar cotizaciones -pero seguramente le tomará más tiempo hacerlo y puede inclusive hacer cargos por este servicio, para cubrir la mano de obra y otros gastos de su departamento de cotizaciones.

Tal como se discute en la Sección 2.2 en este Manual, la inversión de capital total se calcula utilizando factores a partir del costo del equipo comprado, el cual a su vez es la suma del costo del equipo base (dispositivo de control más auxiliares), fletes, instrumentación e impuestos sobre venta. Los valores de estos factores de instalación dependen del tipo de sistema de control instalado y están, por lo tanto, enlistados en los capítulos individuales de este Manual en los que se tratan.

Los costos de fletes, instrumentación e impuestos sobre ventas (I.S. Ventas), se calculan en forma diferente a los costos directos e indirectos de instalación. Estos conceptos se calculan con factores también, pero a partir del costo del equipo base (F.O.B. proveedor). Pero, contrario a los factores de instalación, estos factores son esencialmente iguales para todos los sistemas de control. Los valores para estos son los siguientes:

Tabla 2.4: Los Costos de Fletes, Instrumentación e Impuestos Sobre Ventas

Costo	% del Total de Equipo Costo, F.O.B.	
	Rango	Típico
Flete	0.01 – 0.10	0.05
I.S.Ventas	0 – 0.08	0.03
Instrumentación	0.05 – 0.30	0.10

El rango en los costos de los fletes refleja la distancia entre el proveedor y el sitio. La parte más baja es típica de las áreas metropolitanas de los EE.UU., mientras que la parte alta refleja costos de fletes a lugares tan remotos como Alaska y Hawaii.[11] Los factores de impuestos locales y estatales reflejan el rango de las tasas de impuestos locales y estatales actualmente en vigor en los EE.UU.[13]

El rango de los factores de instrumentación es también muy grande. Para sistemas que requieren controles manuales o continuos simples, se aplicaría el factor más bajo. Sin embargo, si el control es intermitente y/o requiere instrumentación de respaldo por seguridad, se aplicaría la parte más alta del rango.[11] Finalmente, algunos “paquetes” de sistemas de control (v.g., los incineradores tratados en la Sección 4.2.2), vienen con sus controles construidos, cuyo costo está incluido en el costo del equipo base. En esos casos, el factor de instrumentación sería, por supuesto, cero.

2.5.4.2 Consideraciones Acerca de los Costos de Reconversión

Los factores de instalación listados en algún lugar del Manual, son aplicables primordialmente a sistemas instalados en establecimientos nuevos. Estos factores deben ajustarse siempre que el sistema de control sea dimensionado para, e instalado en (v.g., “reconvertido”), un establecimiento ya existente. Sin embargo, debido a que el tamaño y número de los equipos auxiliares son generalmente los mismos en una situación de reconversión, el costo del equipo comprado del sistema de control, probablemente no sería diferente del costo del equipo para una planta nueva. El costo de la instalación de los conductos sería una excepción, ya que en muchas situaciones de reconversión, se requieren conductos excepcionalmente largos para conectar el sistema de control al proceso ya existente.

Cada reconversión es única; por lo que no se puede desarrollar un factor general.² De cualquier modo, se puede dar alguna información general en relación a los tipos de modificaciones de sistemas que pudieran esperarse en una reconversión:

1. Auxiliares. De nuevo, el componente más importante a considera es el costo de la instalación de los conductos. Además de que se requieren varios conductos muy largos, algunas reconversiones requieren codos, té, compuertas y otras conexiones adicionales.
2. Manejo y Colocación. En situaciones en las que el espacio es muy limitado, debe tenerse especial cuidado al descargar, transportar y colocar el equipo. Este costo se incrementaría considerablemente si fueran necesarios algunos medios especiales (v.g., helicópteros), para colocar el equipo en los techos o en otros lugares inaccesibles.
3. Tubería, Aislantes y Pintura. Al igual que con los conductos, pueden necesitarse tramos largos de tubos para conectar el dispositivo de control con las fuentes del proceso y con agua de enfriamiento, vapor, etc. Por supuesto, entre más tubería y conductos se requieran, más aislante y pintura serán necesarios.
4. Preparación del sitio. Contrario a las otras categorías, este costo puede realmente disminuir, ya que la mayor parte del trabajo ya estaría realizado cuando el establecimiento original fue construido.
5. Establecimientos fuera del sitio. Se concibe que los costos de reconversión para ésta categoría serían los más grandes. Por ejemplo, si el sistema de control requiere de grandes cantidades de energía eléctrica (v.g., una torre lavadora vénturi), la planta de energía de la fuente, podría no estar en condiciones de surtirla. En tal caso, la fuente tendría que comprar energía adicional de algún servicio público, expandir su planta de energía o construir otra. En cualquier caso, el costo del suministro de electricidad al sistema de control podría ser

2 Se han desarrollado factores de modificación para aplicaciones específicas (controles de calderas a carbón). Véase las referencias [14] y [15].

mayor que si el sistema se instalara en una fuente nueva, para la cual se habría planeado un suministro adecuado para sus necesidades de electricidad.

6. Ingeniería. Diseñar un sistema de control para que se acople a una planta ya existente requiere ingeniería extra, especialmente cuando el sistema es excepcionalmente grande, pesado o consumidor de servicios. Por las mismas razones, pudiera necesitarse supervisión extra cuando se realice la instalación.
7. Pérdidas en Producción. Se incurre en estos costos siempre que se reconvierte un sistema de control que no puede ser conectado al proceso durante los períodos normales de mantenimiento ya programados. Entonces, parte o todo el proceso debe pararse temporalmente. Los ingresos netos (v.g., ingresos brutos menos los costos directos al generarlos), que se pierden durante el período de paro es un gasto de reconversión.
8. Imprevistos. Debido a la naturaleza incierta de las estimaciones de reconversión, el factor de imprevistos (v.g., incertidumbre), debiera incrementarse. De los puntos anteriores, es aparente que algunos o la mayoría de los costos de instalación se incrementarían en una situación de reconversión. Sin embargo, puede haber otros casos en los que los costos de instalación para una reconversión sean menores que el costo de instalación del sistema en una planta nueva. Esto sucedería cuando uno de los dispositivos de control, digamos un precipitador electrostático (PES), es repuesto por una unidad más eficiente -una casa de bolsas, por ejemplo. Los conductos, la chimenea y otros auxiliares del PES podrían ser adecuados para el nuevo sistema, al igual que lo serían las unidades de servicios (planta de energía, etc.).

2.5.5 Estimación de los Costos Anuales

La determinación de los costos totales anuales (CTA) es el último paso del procedimiento de estimación. Tal y como se menciona en la Sección 2.3, el CTA se constituye con tres componentes —costos directos e indirectos anuales y créditos recuperados. Contrario a los costos de instalación, los cuales son calculados con factores a partir del costo de equipo comprado, los conceptos de costo anual son computados por lo general, a partir de datos conocidos de tamaño del sistema y modo de operación, así como de los parámetros del establecimiento y del dispositivo de control.

Seguidamente, se presenta una discusión más detallada de los conceptos que componen el costo total anual (En los capítulos de cada dispositivo de control, se incluyen valores/factores para estos costos).

2.5.5.1 Materia Prima

Generalmente, con los sistemas de control no se requiere de materia prima. Serían la excepción las sustancias químicas utilizadas en las torres lavadoras vénturi o absorbedoras de gas o para neutralizar extracciones ácidas (v.g. ácido clorhídrico), o amoníaco o urea para el control de NO_x durante la combustión. Las sustancias químicas pudieran también requerirse para tratar las aguas residuales descargadas de las torres lavadoras o absorbedoras, antes de desecharlas a cuerpos de agua superficial. Pero, solamente se consideran estos costos, cuando el sistema de tratamiento de aguas residuales está exclusivamente dedicado al sistema de control. En la mayoría de los casos, se aplica un cargo prorrateado por tratamiento de residuos (Ver también la discusión más abajo acerca de Tratamiento y Disposición de Residuos).

Las cantidades de sustancias químicas requeridas se calculan por medio de balances, con un margen extra de 10 a 20% por pérdidas misceláneas. Los costos de las sustancias químicas están disponibles en el *Chemical Marketing Reporter* y en publicaciones similares.

2.5.5.2 Mano de Obra de Operación

La cantidad de mano de obra que requiere un sistema, depende de su tamaño, complejidad y modo de operación (v.g., por lotes o continuo). El costo de mano de obra se calcula generalmente en base a horas por turno. Como regla sin embargo, es difícil obtener datos que muestren correlaciones explícitas entre las necesidades de mano de obra y la capacidad. Una correlación que se encuentra en la literatura es logarítmica:[16]

$$\frac{L_2}{L_1} = \left(\frac{V_2}{V_1} \right)^y \quad (2.9)$$

donde:

$$\begin{aligned} L_1, L_2 &= \text{mano de obra requerida para los sistemas 1 y 2} \\ V_1, V_2 &= \text{capacidades de los sistemas 1 y 2 (medidas por el flujo volumétrico del gas,} \\ &\quad \text{porejemplo)} \\ y &= 0.2 \text{ a } 0.25 \text{ (típicamente)} \end{aligned}$$

El exponente en la Ecuación 2.9 puede variar considerablemente, sin embargo. Por el contrario, en muchos casos la cantidad de mano de obra de operación para un sistema será aproximadamente la misma independientemente de su tamaño.

Debe agregarse una cierta cantidad al costo de mano de obra de operación para cubrir las necesidades de supervisión. Un quince por ciento de las necesidades de mano de obra de operación sería representativo.[17]

Para obtener el costo anual de mano de obra, se multiplican las necesidades de mano de obra de operación y de supervisión (mano de obra-hr/operación-hr), por sus respectivos salarios (\$/mano de obra-hr) y el factor de operación del sistema (número de horas por año que el sistema está en operación). Los salarios también varían considerablemente, dependiendo de la categoría de la fuente, localización geográfica, etc. Estos datos se tabulan y se actualizan periódicamente por el *U.S. Department of Labor, Bureau of Labor Statistics*, la Oficina de Estadísticas del Trabajo del Departamento del Trabajo de los EE.UU. en su *Monthly Labor Review* y otras publicaciones. Finalmente, obsérvese que éstos son salarios bases, que no incluyen nómina ni otros costos (Véase la discusión acerca de Otros Costos más abajo.)

2.5.5.3 Mantenimiento

Los costos de mano de obra por mantenimiento se calculan de la misma manera que los de operación y tienen influencia de las mismas variables. Los salarios de la mano de obra por mantenimiento son normalmente mayores que los de operación, debido principalmente a que se requiere personal mejor capacitado. Un bono de 10% en el salario es típico.[17]

Además, se tienen gastos por materiales de mantenimiento —aceite, otros lubricantes, cintas para conductos, etc. y una serie de herramientas pequeñas. Los costos de estos artículos pueden calcularse individualmente, pero puesto que son normalmente muy pequeños, por lo general se calculan con factores a partir del costo de la mano de obra por mantenimiento. La referencia [16] sugiere un factor de 100% del costo de mano de obra de mantenimiento para cubrir los costos de materiales de mantenimiento.

2.5.5.4 Servicios

Esta categoría de costo incluye muchos conceptos diferentes, que van desde electricidad hasta aire comprimido. De estos, solo la electricidad es común a todos los dispositivos de control, mientras que el gas natural y los combustibles líquidos se utilizan solamente en incineradores; el agua y el tratamiento de agua residual, en las torres lavadoras vénturi, enfriadores y cámaras de aspersión; el vapor, por los adsorbedores de carbón; y aire comprimido, por los filtros de tela con pulsos de chorro de aire.

Las técnicas y los factores para estimar el costo de los servicios se presentan en sus respectivas secciones. Sin embargo, debido a que casi cada sistema requiere de un ventilador para transportar los gases de la extracción desde y a través del mismo, aquí se presenta una expresión general para calcular el costo de la electricidad del ventilador (C_e):[11]

$$C_e = \frac{0.746 Q \Delta P s \theta p_e}{6356 \eta} \quad (2.10)$$

donde

- Q = velocidad de flujo del gas (piés³/min reales)
- ΔP = caída de presión a través del sistema (columna en pulgadas de agua) (Valores para ΔP están dados en los capítulos que tratan cada equipo)
- s = gravedad específica del gas relativa al aire (1.000, para todos los propósitos prácticos)
- θ = factor de operación (hr/año)
- η = eficiencia combinada del motor y del ventilador (usualmente 0.60 a 0.70)
- p_e = costo de la electricidad (\$/kwhr)

Puede desarrollarse una expresión similar para calcular los requerimientos de electricidad del motor de la bomba.

2.5.5.5 Tratamiento y Disposición de Residuos

Aunque con frecuencia no se consideran, pueden tenerse costos importantes asociados con el tratamiento y/o disposición de residuos capturados por el sistema de control que no puedan ser vendidos ni reciclados en el proceso.

Las corrientes de residuos líquidos, tales como la descarga de un absorbedor de gas, son procesadas generalmente antes de que sean descargadas a aguas superficiales. El tipo y grado de este tratamiento, dependerá, por supuesto, de las características del efluente. Por ejemplo, el residuo puede ser enviado primero a uno o más clarificadores para coagulación y remoción de los sólidos suspendidos. El precipitado del clarificador es entonces transportado a un filtro rotatorio, en el que se le remueve la mayor parte del líquido. La pasta resultante es entonces enviada a confinamiento, por ejemplo.

El costo anual de este tratamiento puede ser relativamente alto—\$1.00 a \$2.00/mil galones tratados o más.[18] Los costos de disposición de residuos sólidos (no peligrosos), (en un relleno sanitario, por ejemplo), agregarían típicamente otros \$20 a \$30/ton confinada.[14] Esto sin embargo, no incluiría el transporte hasta el sitio de disposición. La disposición de residuos peligrosos (los cuales podrían no ser depositados en un relleno sanitario), puede ser mucho más costosa—\$200 a \$300/ton o más. En las referencias [18] y [19] se encuentra más información acerca de estas tecnologías y sus costos.

2.5.5.6 Partes de Repuesto

Este costo se calcula separado de los de mantenimiento, porque es un gasto muy grande, en el que se incurre una o más veces durante la vida útil del sistema de control. Esta categoría incluye artículos tales como carbón (para los adsorbedores de carbón), bolsas (casas de bolsas) y catalizadores (para los incineradores catalíticos), junto con la mano de obra para su instalación

El costo anual de los materiales de repuesto es una función del costo inicial de las partes, la mano de obra para reemplazar las partes, la vida útil de las partes y la tasa de interés, como sigue:

$$CRC = (C_p + C_{pl}) CRF_p \quad (2.11)$$

donde

- CRC_p = costo de recuperación del capital de las partes de repuesto (\$/año)
- C_p = costo inicial de las partes de repuesto, incluyendo impuestos sobre ventas y fletes (\$)
- C_{pl} = costo de la mano de obra de reemplazar las partes (\$)
- CRF_p = factor de recuperación de capital para las partes de repuesto (definido en la Sección 1.2.3).

En la metodología del Manual, las partes de repuesto se tratan igual que cualquier otra inversión, en que son consideradas también como un gasto que debe ser amortizado durante cierto período de tiempo. También, la vida útil de las partes (típicamente 2 a 5 años) es generalmente menor que la vida útil del resto del sistema de control

La mano de obra para la reposición de partes variará, dependiendo de la cantidad de material, la facilidad con que se maneje, la accesibilidad del dispositivo de control y otros factores

2.5.5.7 Otros Costos

Estos costos son fáciles de calcular, pero con frecuencia son difíciles de comprender. Buena parte de la confusión que rodea a los otros costos se debe a las muchas formas diferentes de calcularlos y a los diferentes costos que incluyen, algunos de los cuales aparentan estar por duplicado.

Generalmente, hay dos categorías de otros costos: de planta y de nómina. Los otros costos de nómina incluyen los gastos asociados con la mano de obra de operación, supervisión y mantenimiento, tales como: compensaciones por incapacidad, seguro social y fondo de pensiones, vacaciones, seguros de grupo y otros incentivos. Algunos de estos son costos fijos (v.g., deben pagarse independientemente del número de horas que un empleado trabaja al año). Los otros costos de nómina se calculan tradicionalmente como un porcentaje del costo total anual (de operación, supervisión y mantenimiento).

Por el contrario, en los otros costos de planta (o de “fábrica”), se toman en cuenta los gastos no necesariamente ligados a la operación y mantenimiento del sistema de control, incluyendo: vigilancia, laboratorios de control, amenidades para los empleados, iluminación de la planta, estacionamientos y jardinería. Algunos estiman estos costos tomando un porcentaje del costo de

toda la mano de obra más los materiales de mantenimiento [17], mientras que otros lo hacen con factores a partir del costo total de mano de obra solamente.[7]

Para las estimaciones de estudio, es suficientemente exacto combinar los otros costos de nómina y de planta en un solo costo indirecto. Esto es lo que se hace en este Manual. También, los otros costos se calculan por factores a partir de la suma de los costos de toda la mano de obra (operación, supervisión y mantenimiento), más los materiales de mantenimiento; este es el enfoque recomendado en la referencia [16]. Los factores ahí recomendados van de 50 a 70%. [16] En este Manual se utiliza un valor promedio de 60%.

2.5.5.8 Prediales, Seguros y Cargos de Administración

Los factores para estos tres costos indirectos de operación se establecen a partir de la inversión de capital total del sistema y, típicamente son del orden del 1,1 y 2% del mismo, respectivamente. Los prediales y primas de seguros, se explican por si solos. Los cargos de administración cubren ventas, investigación y desarrollo, contabilidad y otros gastos de oficina. (Sin embargo, no deben confundirse con los otros costos indirectos de planta). Por simplicidad, estos tres conceptos usualmente se combinan en un solo factor del 4%. Este valor, incidentalmente, es estándar en todos los análisis de costos de la *OAQPS*.

2.5.5.9 Recuperación de Capital

Tal como se discute en la Sección 2.4, el método de anualizado utilizado en este Manual es el método del costo anual uniforme equivalente. Se recuerda que el meollo de este método es el factor de recuperación de capital, el cual, cuando se multiplica por la inversión total de capital, se obtiene el costo de recuperación de capital. (Véase la Ecuación 2.11.)

Sin embargo, siempre que haya partes en el sistema de control que deban ser reemplazadas antes del término de su vida útil, la Ecuación 2.11 debe ser ajustada, para evitar doble cargo.

Esto es:

$$CRC_s = CRF_s \left[TCI - (C_p + C_{pl}) \right] \quad (2.12)$$

donde

- CRC_s = costo de recuperación de capital para el sistema de control (\$/año)
- TCI = inversión total de capital para todo el sistema (\$)
- CRF_s = factor de recuperación de capital para el sistema de control.

El término $(C_p + C_{pl})$ toma en cuenta el costo de esas partes (incluyendo impuestos sobre ventas y fletes), que podrían reemplazarse durante la vida útil del sistema de control y el costo de la mano de obra para reemplazarlas. Claramente, CRF_s y CRF_p no serán iguales a menos que las vidas del sistema de control y de las partes sean iguales.

Referencias

- [1] *Escalation Indexes for Air Pollution Control Devices, Office of Air Quality Planning and Standards, October 1995 (EPA 452/R-95-006).*
- [2] *OAQPS Control Cost Manual (Fifth Edition), EPA, Office of Air Quality Planning and Standards, Emissions Standards Division, February 1996 (EPA 453/3-96-001).*
- [3] *DeWolf, Glenn, et al. (Radian, Inc.), The Cost Digest: Cost Summaries of Selected Environmental Control Technologies, EPA, ORD, Office of Environmental Engineering and Technology, October 1984 (EPA-600/884-010).*
- [4] *Uhl, Vincent W., A Standard Procedure for Cost Analysis of Pollution Control Operations, Volumes I and II, EPA, ORD, Industrial Environmental Research Laboratory, June 1979 (EPA-600/8-79-018a).*
- [5] *Handbook: Control Technologies for Hazardous Air Pollutants, EPA, Office of Research and Development, Air and Energy Engineering Research Laboratory, June 1991 (EPA-625/6-91-014).*
- [6] *Perry, Robert H., and Chilton, Cecil H., Perry's Chemical Engineers' Handbook (Fifth Edition), McGraw-Hill, New York, NY 1973, pp. 25-12 to 25-16.*
- [7] *Humphries, K. K. and Katell, S., Basic Cost Engineering, Marcel Dekker, New York, NY 1981, pp. 17-33.*
- [8] *c.f., R.S. Kaplan and A.A. Atkinson, Advanced Management Accounting, 2nd ed., Engelwood Cliffs, NAJAFI: Prentice Hall, 1989.*
- [9] *U.S.Environmental Protection Agency, Environmental Cost Accounting for Capital Budgeting: A Benchmark Survey of Management Accounting, #EPA742-R-95-005. Washington D.C., U.S. EPA Office of Pollution Prevention and Toxics, 1995.*
- [10] *Grant, E.L., Ireson, W.G., and Leavenworth, R.S., Principles of Engineering Economy, Sixth Edition, John Wiley & Sons, New York, NY 1976.*
- [11] *Vatavuk, W.M. and Neveril, R.B., "Estimating Costs of Air-Pollution Control Systems—Part I: Parameters for Sizing Systems," Chemical Engineering, October 6, 1980, pp. 165-168.*

- [12] *Pollution Equipment News 1996 Buyer's Guide*, Rimbach Publishing, Pittsburgh, PA 1996.
- [13] *Internal Revenue Service, Form 1040*, 1985.
- [14] *Shattuck, D.M., et al., Retrofit FGD Cost-Estimating Guidelines*. Electric Power Research Institute, Palo Alto, CA (CS-3696, Research Project 1610-1), October 1984.
- [15] *Kaplan, N., et al., "Retrofit Costs of SO₂ and NO_x Control at 200 U.S. Coal-Fired Power Plants," Pittsburgh Coal Conference*, 1990.
- [16] *Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., Plant Design and Economics for Chemical Engineers (Third Edition)*, McGraw-Hill, New York, NY 1980.
- [17] *Vatavuk, W.M. and Neveril, R.B., "Estimating Costs of Air Pollution Control Systems—Part II: Factors for Estimating Capital and Operating Costs," Chemical Engineering*, November 3, 1980, pp. 157-162.
- [18] *Vatavuk, W.M. and Neveril, R.B., "Estimating Costs of Air-Pollution Control Systems—Part XVII: Particle Emissions Control," Chemical Engineering*, April 2, 1984, pp. 97-99.
- [19] *The RCRA Risk-Cost Analysis Model*, U.S. Environmental Protection Agency, Office of Solid Waste, January 13, 1984.

Sección 2

Equipo Generico y Dispositivos

Capítulo 1

Campanas, Ductos y Chimeneas

William M. Vatavuk

Innovative Strategies and Economics Group, OAQPS

Grupo de Economía y Estrategias Innovadoras, OAQPS

U.S. Environmental Protection Agency

Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.

Research Triangle Park, NC

Septiembre de 1999

Contenido

1.1	Introducción	1-3
1.2	Descripción del Equipo	1-4
1.2.1	Campanas	1-4
1.2.1.1	Tipos de Campanas	1-4
1.2.2	Sistema de Conductos	1-7
1.2.2.1	Componentes del Sistema de Conductos	1-9
1.2.3	Chimeneas	1-13
1.3	Procedimientos de Diseño	1-14
1.3.1	Fundamentos de Diseño	1-14
1.3.1.1	La Ecuación de Bernoulli	1-14
1.3.1.2	Presión: Estática, Velocidad y Total	1-19
1.3.1.3	Ajustes por Temperatura y Presión	1-22
1.3.2	Procedimiento de Diseño de la Campana	1-23
1.3.2.1	Factores de Diseño de la Campana	1-23
1.3.2.2	Procedimiento de Diseño del Tamaño de la Campana	1-28
1.3.3	Procedimiento de Diseño del Sistema de Conductos	1-30
1.3.3.1	Dos Enfoques de Diseño del Sistema de Conductos	1-30
1.3.3.2	Parámetros de Diseño del Sistema de Conductos	1-31
1.3.3.3	Caída de Presión en el Sistema de Conductos	1-33
1.3.4	Procedimientos de Diseño de Chimeneas	1-38
1.3.4.1	Calculando el Diámetro de la Chimenea	1-38
1.3.4.2	Calculando la Altura de la Chimenea	1-39
1.3.4.3	Calculando el Tiro de la Chimenea	1-40
1.4	Estimando la Inversión de Capital Total	1-42
1.4.1	Costos de Equipo	1-43
1.4.1.1	Costos de las Campanas	1-43
1.4.1.2	Costos del Sistema de Conductos	1-45
1.4.1.3	Costos de la Chimenea	1-50
1.4.2	Impuestos, Fletes y Costos de Instrumentación	1-53
1.4.3	Costo de Equipo Comprado	1-53
1.4.4	Costos de Instalación	1-53
1.5	Estimando el Costo Total Anual	1-54
1.5.1	Costos Directos Anuales	1-54
1.5.2	Costos Indirectos Anuales	1-55
1.5.3	Costo Total Anual	1-56
1.6	Reconocimientos	1-56
	Referencias	1-58

1.1 Introducción

La mayoría de los dispositivos de control están localizados a cierta distancia de las fuentes de emisión que ellos controlan. Esta separación puede ser necesaria por varias razones. Allí, puede no haber suficiente espacio para instalar el dispositivo de control cerca de la fuente. O, el dispositivo puede recolectar emisiones de varias fuentes localizadas por todas partes del establecimiento y, por tanto, debe ser emplazado en alguna ubicación equidistante conveniente. O, puede ser que las conexiones a los servicios requeridas para el dispositivo de control están disponibles solamente en algún sitio remoto. Sin importar la razón, la corriente del gas residual debe ser conducida desde la fuente hasta el dispositivo de control y de allí a la chimenea antes de que pueda ser liberada a la atmósfera.

Los tipos de equipo necesarios para conducir el gas residual, son los mismos para la mayoría de los tipos de dispositivos de control. Estos son: (1) campanas, (2) sistema de conductos, (3) chimenea, y (4) ventiladores (México: se llaman extractores, si se encuentran después de la fuente). Juntos, estas piezas comprenden un sistema de ventilación (México: sistema de extracción). Se utiliza una campana para capturar las emisiones en la fuente; el sistema de conductos, para conducir las al dispositivo de control; una chimenea, para dispersarlas después que abandonan el dispositivo; y un ventilador, para proporcionar la energía para moverlas a través del sistema de control. Esta sección cubre los primeros tres tipos de equipo. Sin embargo, debido a que constituyen un tema tan amplio y complejo, los ventiladores serán tratados en otra sección de este Manual a ser desarrollado en el futuro. También, los tipos de chimeneas cubiertas son las chimeneas cortas (100-120 pies de alto o menos). Típicamente, éstas están incluidas en sistemas de control en paquete o agregadas a ellos. Las llamadas *tall stacks* (chimeneas altas) utilizadas en plantas generadoras de energía eléctrica u otras fuentes donde los gases de escape deben ser dispersados sobre grandes distancias, no serán discutidas en esta sección.

Esta sección presenta toda la información que uno podría necesitar para desarrollar estimaciones de costo de estudio ($\pm 30\%$ exactas), para campanas, sistemas de conductos y chimeneas. En consecuencia, las siguientes secciones incluyen: (1) descripciones de los tipos de equipo utilizados en sistemas de ventilación de control de la contaminación del aire, (2) procedimientos para diseñar el tamaño (diseño) de este equipo, y (3) metodologías y datos para estimar sus costos de capital y anual. También, dispersos por todo el capítulo están varias ilustraciones (problemas de ejemplo), que muestran al lector como aplicar las varias metodologías de diseño de tamaño y estimación de costos.

1.2 Descripción del Equipo

En esta sección, los tipos de campanas, sistemas de conductos y chimeneas utilizadas en sistemas de control de la contaminación del aire, se describen, cada uno en una subsección separada. Estas descripciones se han basado en información obtenida de referencias, artículos de revistas y proveedores de equipo de ventilación estándar y de control de la contaminación del aire.

1.2.1 Campanas

De los varios componentes de un sistema de control de la contaminación del aire, el dispositivo de captura es el más importante. Esto debe ser autoevidente, porque si las emisiones no son capturadas eficientemente en la fuente, no pueden ser conducidas a, y removidas por un dispositivo de control. Hay dos categorías generales de dispositivos de control: (1) *direct exhaust connections - DEC* (conexiones de escape directas) y (2) campanas. Como el nombre lo implica, una *DEC* es una sección de conducto (típicamente un codo), dentro del cual fluyen directamente las emisiones. Estas conexiones son utilizadas con frecuencia cuando la fuente de emisión es en sí misma un conducto o un desfogue, tal como un desfogue en una planta de manufactura química o una refinería de petróleo (Véase la siguiente discusión “Sistema de Conductos”).

Las campanas comprenden una categoría mucho más amplia que las *DECs*. Son utilizadas para capturar particulados (se refiere a partículas diminutas separadas), gases y/o rocíos emitidos desde una variedad de fuentes, tales como los hornos básicos de oxígeno para fabricación de acero, operaciones de soldadura y tanques de electrodeposición. Los procesos encampanados son generalmente categorizados ya sea como “calientes” o “fríos”, una delineación que, a su vez, influye la selección, colocación y diseño de la campana.

Las condiciones de la fuente también influyen los materiales con que se fabrica la campana. El material de elección para estas aplicaciones es el acero templado (al carbón), donde la corriente de emisión es no corrosiva y de temperatura moderada. Sin embargo, donde están presentes sustancias corrosivas (v.g., gases ácidos), en altas concentraciones, se necesita acero inoxidable o plásticos (v.g., plástico reforzado con fibra de vidrio o *FRP*). A medida que la mayoría de las campanas se diseñan y construyen a pedido del cliente, el proveedor involucrado determinaría que material sería óptimo para una aplicación dada.

1.2.1.1 Tipos de Campanas

Aunque los nombres de ciertas campanas varían, dependiendo de cual fuente se consulte, hay acuerdo general en como se clasifican. Hay cuatro tipos de campanas: (1) envoltura, (2) cabinas, (3) campanas de captura, y (4) campanas receptoras.[1,2]

Las envolturas son de dos tipos: (1) aquellas que están completamente cerradas al ambiente exterior y (2) aquellas que tienen aberturas para la entrada/salida de material. El primer tipo es utilizado solamente cuando se maneja material radioactivo, el cual debe manejarse con manipuladores remotos. También son herméticas al polvo y gas. Estos tipos de envolturas raramente son utilizadas en control de la contaminación del aire.

El segundo tipo, de envoltura total, tienen aplicaciones en varias áreas, tales como en el control de emisiones de hornos de arco eléctrico y de operaciones de estampado y de llenado de recipientes de carga. Están equipadas con pequeñas aberturas en la pared que se llaman *natural draft openings - NDO* (aberturas de tiro natural), que permiten que el material sea movido hacia adentro o afuera y para ventilación. Sin embargo, el área para estas aberturas debe ser pequeña comparada con el área total de las paredes de la envoltura (típicamente 5% o menos).

Otra aplicación de las envolturas totales es en la medición de la eficiencia de captura de dispositivos de captura de compuestos orgánicos volátiles (COV). La eficiencia de captura es la fracción de todos los COVs generados en, y liberados por, un establecimiento afectado, que son dirigidos al dispositivo de control. En esta aplicación, una envoltura total es una estructura temporal que rodea completamente un proceso emisor, de modo que todas las emisiones de COV son capturadas para descargarse a través de conductos o chimeneas. El flujo de aire a través de la envoltura total debe ser suficientemente alto para mantener la concentración de la mezcla de COV en la envoltura, tanto dentro de los límites de salud requeridos por la *Occupational Safety and Health Administration - OSHA* (Administración de Seguridad y Salud Ocupacionales) y como de los límites de explosividad del vapor. (Estos últimos son fijados típicamente a 25% del *lower explosive limit - LEL* (límite inferior de explosividad) para la mezcla de COV en cuestión.) Además, la velocidad superficial total del aire fluyendo a través de la envoltura debe ser al menos de 200 ft/min.[3]

Las superficies de las envolturas totales temporales son construidas usualmente ya sea de película de plástico o de materiales rígidos tales como las hojas de aislante o de *plywood* (madera en hojas prensadas). La película de plástico ofrece las ventajas de que es ligera, transparente, barata y fácil de trabajar con ella. Sin embargo, es endeble, inflamable y tiene un punto de fusión relativamente bajo. Además, el plástico debe colgarse en un marco de madera, de tubos de plástico o de un andamio.

Aunque los materiales rígidos son más caros y menos trabajables que el plástico, son más durables y pueden soportar diferenciales de presión mayores entre el interior y el exterior de la envoltura. Las especificaciones de diseño de la envoltura total (las cuales han sido incorporadas en varias normas de emisión de *EPA*), están contenidas en el informe de *EPA, The Measurement Solution: Using a Temporary Total Enclosure for Capture Testing* (La Solución a las Mediciones: Utilizando una Envoltura Total Temporal para Pruebas de Captura). [4]

Las cabinas son como las envolturas, que rodean a la fuente de emisión, excepto una pared (o porción de ésta), que se omite para permitir el acceso a operadores y a equipo. Como las envolturas, las cabinas deben ser lo suficientemente grande para prevenir que los particulados incidan sobre las paredes interiores. Son utilizadas con operaciones (y fuentes de emisión), tales como rociado de pintura y esmerilado portátil, pulido y operaciones de abrillantado.

Contrario a las envolturas y cabinas, las campanas de captura (también llamadas *campanas activas* o *externas*), no encierran a la fuente del todo. Consistentes de uno a tres lados, se localizan a una distancia de la fuente y succionan a las emisiones hacia ellas vía ventiladores. Las campanas de captura se clasifican también como *side-draft/backdraft* (de tiro lateral/tiro posterior), *slot* (de ranura), *downdraft* (de tiro hacia abajo) y *high-velocity, low-volume (HVLV) hoods* (campanas de alta velocidad, bajo volumen). Una campana de tiro lateral/tiro posterior se localiza típicamente a un lado/detrás de la fuente de emisión, pero tan cerca a ella como sea posible, ya que las velocidades del aire disminuyen inversamente (y abruptamente) con la distancia. Ejemplos de estas incluyen las *snorkel-type welding hoods* (campanas para soldadura tipo tubo de respiración) y las *side shake-out hoods* (campanas de lado sacudido).

Una campana de ranura opera en una manera similar a las de tiro lateral/tiro posterior. Sin embargo, la abertura de entrada (cara) es mucho más pequeña, siendo larga y angosta. Mas aún, una campana de ranura se sitúa en la periferia de una fuente de emisión, tal como un tanque abierto, angosto. Este tipo de campanas se emplean también con operaciones de soldadura de banco.

Mientras que las campanas de ranura y de tiro lateral/tiro posterior se localizan al lado/detrás de una fuente, las campanas de tiro hacia abajo se sitúan en seguida por debajo de ella. Succiona al aire cargado de contaminantes hacia abajo a través de la fuente y, por lo tanto, hacia el dispositivo de control. Las aplicaciones de campanas de tiro hacia abajo incluyen operaciones de *foundry shake-out* (fundición con sacudida) y soldadura de banco y corte con soplete.

Las campanas *HVLV* se caracterizan por el uso de velocidades extremadamente altas (velocidades de captura), para recolectar los contaminantes en la fuente y por la distribución óptima de esas velocidades a través de la cara de la campana. Para mantener una razón de flujo volumétrico baja, estas campanas se localizan tan cerca de la fuente como sea posible, para minimizar el arrastre de aire.

La última categoría son las campanas receptoras (también llamadas campanas pasivas o de toldo). Una campana receptora se localiza típicamente arriba o al lado de una fuente, para recolectar las emisiones, a las cuales se les da impulso por la fuente. Por ejemplo, una campana de toldo podría situarse directamente arriba de un tanque abierto conteniendo un líquido caliente (una fuente boyante). Con el aire arrastrado, los vapores emitidos desde el líquido se elevarían hacia la campana. Aquí, la campana de toldo funciona como un colector pasivo, ya que los gases que se elevan serían succionados hacia la campana vía tiro natural. (Véase la Figura 1.1.)

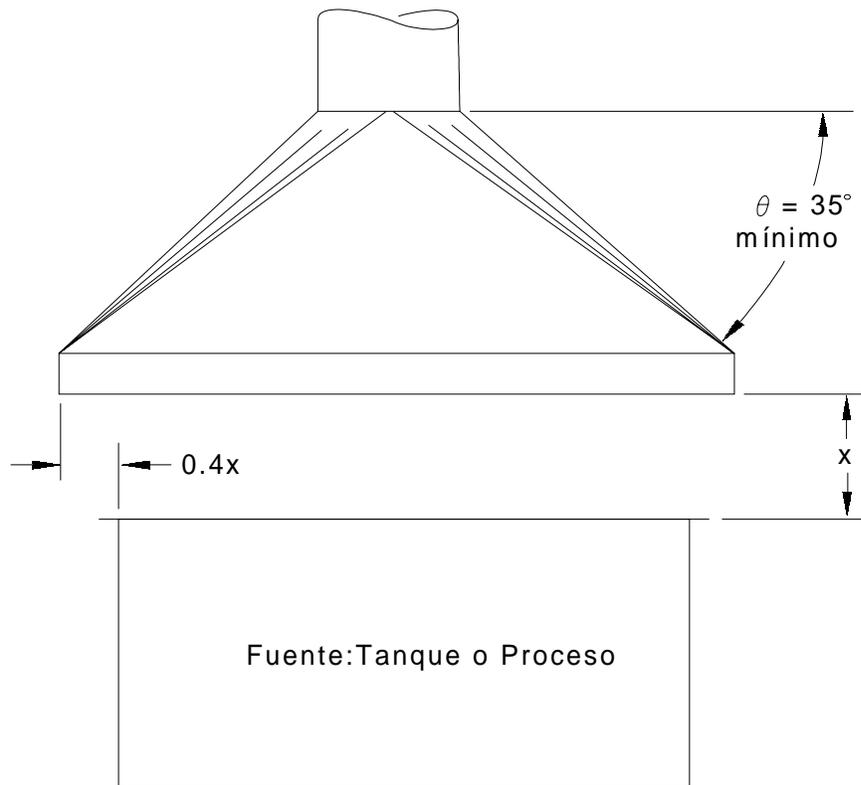


Figura 1.1: Instalación Típica de Campana de Toldo

Las campanas receptoras son utilizadas también con fuentes no boyantes, fuentes desde las cuales las emisiones no se elevan. Sin embargo, las emisiones pueden ser “lanzadas” desde un proceso, tal como un esmeril giratorio. La velocidad inicial de las emisiones típicamente es suficientemente alta para conducir las hacia la campana receptora. [5]

1.2.2 Sistema de Conductos

Una vez que la emisión es capturada ya sea por la campana o por una conexión de escape directa, es conducida al dispositivo de control vía un sistema de conductos. Los términos “sistema de conductos” denotan todo el equipo entre el dispositivo de captura y el dispositivo de control. Esto incluye: (1) conductos rectos; (2) accesorios, tales como codos y «Tes»; (3) dispositivos de control de flujo (v.g., compuertas); y (4) soportes de los conductos. Estos componentes se describen en la Sección 1.2.2.1.

En sistemas de control de la contaminación del aire, el ventilador usualmente se localiza inmediatamente antes o después del dispositivo de control. Consecuentemente, la mayor parte

del sistema de conductos está bajo presión estática negativa, variando desde unas pocas de pulgadas hasta aproximadamente 20 pulgadas de columna de agua. Estas condiciones de presión dictan el tipo de conducto utilizado, así como parámetros de diseño tales como el espesor de pared (calibre). Por ejemplo, en aplicaciones a vacío se prefiere conducto soldado a *spiral-wound duct* (conducto ensamblado en espiral). [6]

El sistema de conductos se fabrica ya sea de metal o de plástico, siendo dictada la selección del material por las características de la corriente de gas residual, consideraciones estructurales, costos de compra e instalación, estética y otros factores. Los metales utilizados incluyen al acero al carbón (sin protección o galvanizado), acero inoxidable y aluminio. Los plásticos más comúnmente utilizados son *polyvinyl chloride - PVC* (cloruro de polivinilo) y *fiberglass-reinforced plastic - FRP* (plástico reforzado con fibra de vidrio), aunque el polipropileno (PP) y el *linear polyethylene - LPE* (polietileno lineal), también se han aplicado. Sin embargo, un inconveniente serio del PP y del LPE, es que ambos son *combustibles*. [7]

Los sistemas de conductos de PVC y de otros plásticos, son resistentes a una variedad de sustancias corrosivas, desde agua regia hasta ácido sulfúrico al 95%. Pero los sistemas de conductos de plástico no pueden tolerar temperaturas ambientales arriba de 150°F.[8] Los sistemas de conductos de metal pueden manejar temperaturas hasta de aproximadamente 1000°F, pero solamente ciertas aleaciones pueden tolerar corrientes corrosivas.

En términos de construcción, los sistemas de conductos pueden ser ya sea rígidos o flexibles. Como el nombre lo implica, los sistemas de conductos rígidos, sean de metal o de plástico, tiene una forma fija. Contrariamente, los sistemas de conductos flexibles pueden doblarse para tomar en cuenta situaciones donde el espacio es limitado o donde su disposición es tan intrincada que los accesorios rígidos no pueden cumplir con los requerimientos de construcción. Usualmente, de sección transversal de forma circular, los conductos flexibles pueden ser fabricados de metales o de plásticos y pueden ser aislados o no aislados.

El sistema de conductos rígido se fabrica de sección transversal de formas circular, ovalada o cuadrada/rectangular. De estas, los conductos circulares son los más comúnmente utilizados en sistemas de control de la contaminación del aire. Aunque el conducto cuadrado/rectangular es ventajoso de usar cuando el espacio es limitado, el conducto redondo ofrece varias ventajas. Resiste el colapso, proporciona mejores condiciones de transporte y utiliza menos metal que las formas cuadradas/rectangulares u ovaladas planas de área de sección transversal equivalentes. [9] A menos que se indique de otro modo, la siguiente discusión estará relacionada a conductos rígidos, circulares, puesto que este es el tipo más comúnmente utilizado en el control de la contaminación del aire.

El conducto circular rígido de metal se clasifica aún más de acuerdo a su método de fabricación. El conducto de costura longitudinal se hace doblando una hoja de metal en forma circular sobre un mandrel (eje), y soldando juntos los dos extremos. El conducto de costura en

espiral se construye de una tira larga de hoja de metal, cuyos bordes son unidos por un cordón helicoidal intertrabable que corre a lo largo del conducto. Este cordón está ya sea levantado o a ras de la superficie de la pared del conducto.

El método de fabricación y la forma de la sección transversal no son las únicas consideraciones al diseñar el sistema de conductos, sin embargo. Uno debe también especificar el diámetro, el espesor de pared, tipo, número y localización de los accesorios, controles y soportes, y otros parámetros. Consecuentemente, la mayoría de los componentes del sistema de conductos se diseñan y fabrican sobre pedido, de modo que abastezca óptimamente al dispositivo de control. Algunos proveedores ofrecen componentes prefabricados, pero estos son usualmente accesorios comunes (v.g., codos de 90°), que están disponibles solamente en tamaños nominales (v.g., 3 a 12 pulgadas de diámetro). [10,11]

Si cualquiera, la temperatura o el contenido de humedad de la corriente de gas, es excesiva, el sistema de conductos necesita estar aislado. El aislante inhibe la pérdida/ganancia de calor, ahorrando energía (y dinero), por un lado, y previene condensación, por el otro. El aislante protege también al personal que pudiera tocar el sistema de los conductos, de sufrir quemaduras. Hay dos formas de aislar un conducto. La primera es instalar el aislante sobre la superficie exterior del sistema de conductos y cubrirla con una barrera de vapor de película de plástico o de metal. El tipo y espesor del aislante utilizado dependerá de varios parámetros relacionados con la transferencia de calor. Por ejemplo, un proveedor afirma que 4 pulgadas de aislante de lana mineral son adecuadas para mantener una temperatura en la superficie (“piel”) de 140°F (el límite de *OSHA* en el centro de trabajo), o menor, siempre que la temperatura del gas de escape no exceda de 600°F. [12]

La segunda forma de aislar un sistema de conductos es usando un conducto y accesorios aislados, de pared doble. El sistema de conductos de pared doble sirve para reducir ambos, el calor y el ruido. Un proveedor lo construye de una coraza de presión exterior de hoja de metal sólida y un recubrimiento interior de hoja de metal, con aislante de fibra de vidrio como emparedado en medio de ellas. La capa de aislante es típicamente de 1 pulgada, aunque están disponibles espesores de 2 y 3 pulgadas para aplicaciones más extremas. Las conductividades térmicas de estos espesores son 0.27, 0.13, y 0.09 *Btu/hr-ft²-°F*, respectivamente. [13]

1.2.2.1 Componentes del Sistema de Conductos

Tal como se discutió anteriormente, un sistema de conductos consiste de conductos rectos, accesorios, dispositivos de control de flujo y soportes. El conducto recto se explica por si mismo y es fácil de visualizar. La categoría “accesorios”, sin embargo, abarca un rango de componentes que realizan una o más de las siguientes funciones: cambia la dirección de la corriente de gas conducida, modifica la velocidad de la corriente, empata a otro(s) conducto(s), facilita la conexión de dos o más componentes o permite la expansión/contracción cuando surgen los esfuerzos térmicos.

Los accesorios más comúnmente utilizadas son los codos (“eles”). Estos sirven para cambiar la dirección de la corriente de gas, típicamente en 30°, 45°, 60°, o 90°, aunque igual pueden diseñarse para otros ángulos. El radio a la línea central del codo determina la razón a la que ocurre este cambio direccional (Véase la Figura 2.2). El *standard centerline radius*, R_{cl} , (radio a la línea central estándar) es 1.5 x el diámetro de la sección transversal del codo (D_c). Sin embargo, en codos de “radios largos”, en los cuales el cambio direccional es más gradual que en los codos estándares, $R_{cl} = \geq 2D_c$. [14]

Las Tes son utilizadas cuando dos o más corrientes de gas deben conectarse. En las Tes rectas, las corrientes convergen con un ángulo de 90°, mientras que en las tes angulares (“laterales”, “yes”), la conexión es hecha a 30°, 45°, 60°, o a algún otro ángulo. (Véase la Figura 1.2.). Las tes pueden tener una “tapa” (conexión) o dos, y puede tener ya sea una sección transversal recta o “cónica” ya sea en uno o los dos extremos. Las cruces también son utilizadas para conectar ramales de conductos. Aquí, dos ramales se intersectan uno con otro en ángulo recto.

Los reductores (comúnmente llamados “expansiones” o “contracciones”), se requieren siempre que deban unirse conductos de diferentes diámetros. Los reductores son de diseño ya sea concéntricos o excéntricos. En los reductores concéntricos, el diámetro se estrecha gradualmente desde la sección transversal mayor a la más pequeña. Sin embargo, en los reductores excéntricos, el diámetro disminuye completamente en un lado de la conexión.

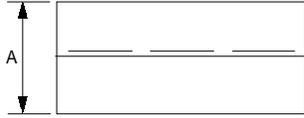
Para controlar la razón de flujo volumétrico a través de sistemas de ventilación, se utilizan compuertas. Las compuertas son usualmente delineadas de acuerdo al mecanismo de control del flujo (de una sola cuchilla o de múltiples cuchillas), clasificación de presión (baja/ligera o alta/pesada), y medios de control (manual o automático). En las compuertas de una sola cuchilla, un plato circular es sujetado a una varilla, uno de cuyos extremos sobresale hacia afuera del conducto. En los tipos más comúnmente utilizados de compuertas de una sola cuchilla, (tipo mariposa), esta varilla es utilizada para controlar el flujo de gas, rotando el plato en la compuerta. Totalmente cerrada, la cara de la compuerta se asienta perpendicular a la dirección del flujo de gas; totalmente abierta, la cara es paralela a las líneas de flujo de gas. Varias compuertas de “control” de una sola cuchilla se representan en la Figura 1.2.

Con las compuertas de guillotina, un segundo tipo, el flujo es controlado deslizando la cuchilla de la compuerta hacia adentro o hacia afuera del conducto. Las guillotinas son a veces utilizadas para controlar el flujo de corrientes de aire conteniendo sólidos suspendidos, tal como en los transportadores neumáticos. A este respecto, las compuertas de mariposa y las de guillotina son análogas, respectivamente, a las válvulas de globo y de compuerta de abertura rápida, que son utilizadas para regular el flujo de líquidos en tuberías.

Las compuertas de múltiples cuchillas (de persiana), operan por medio del mismo principio. Sin embargo, en lugar de utilizar una sola cuchilla o plato para controlar el flujo de gas, las compuertas de múltiples cuchillas emplean tablillas que abren y cierran como persianas venecianas. [15] Las

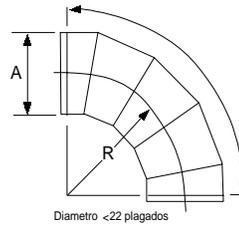
CONDUCTO DE COSTURA LONGITUDINAL

(costura longitudinal totalmente soldada)



DIMENSIONES:
8-plagado mínimo
90-plagado máximo

CODO ARMADO

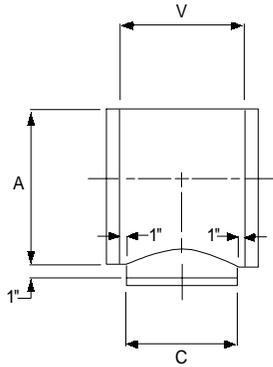


DIMENSIONES:
 $R = 1.5A$

Donde:

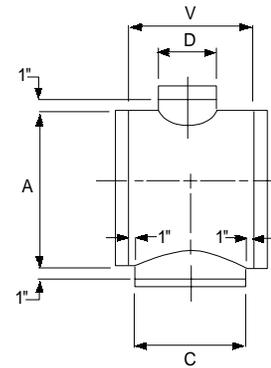
	Numero de secciones
0 - 35	2
36 - 71	3
72 - 90	5

TE RECTA



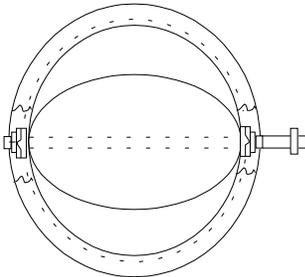
DIMENSIONES:
 $V = C + 2$
máximo $C = A$

CRUZ RECTA DE 90°



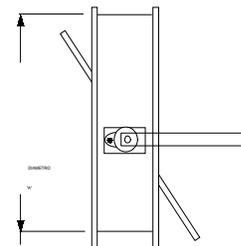
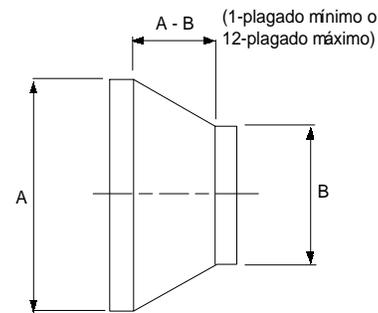
DIMENSIONES:
 $V = C + 2$
máximo C o $D = A$

Compuertas



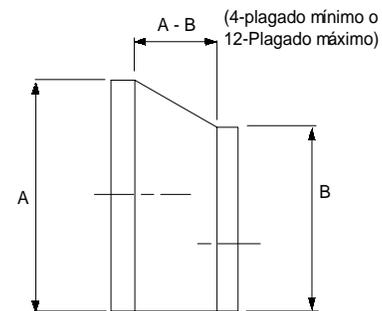
Vista Fronta

REDUCTOR CONCÉNTRICO



Vista Lateral

REDUCTOR EXCÉNTRICO



compuertas de persiana son típicamente utilizadas en conductos muy grandes donde una compuerta de cuchilla de una sola pieza sería muy difícil de mover.

Las compuertas controladas manualmente simplemente tienen una manivela unida a la varilla de control, la cual es utilizada para ajustar el flujo de gas a mano. Si se necesita control automático, se utiliza un actuador neumático o electrónico. El actuador recibe una señal neumática (aire presurizado) o eléctrica desde un regulador y la convierte a energía mecánica, la cual es utilizada a la vez, para abrir/cerrar la compuerta vía la varilla de la compuerta. A este respecto, una compuerta actuada es análoga a una válvula de control automática. [16] Por ejemplo, una compuerta automática puede utilizarse para controlar la razón de flujo de aire de dilución a la cámara de combustión de un incinerador. Esta razón de flujo, a la vez, dependería de la concentración de combustibles (v.g., porcentaje del límite inferior de explosividad - %LEL), en la corriente de gas residual de entrada. Si esta concentración se desvía de una cantidad predeterminada (“*set-point*”; “punto fijo”), se envía una señal desde el dispositivo de medición vía el regulador, hasta la compuerta automática, para aumentar/disminuir la razón de flujo de aire de dilución a modo de mantener el %LEL deseado.

Se instalan juntas de expansión, especialmente en tramos largos de conductos metálicos para permitir al sistema de conductos expandirse o contraerse en respuesta a esfuerzos térmicos. Estas conexiones son de varios diseños. Un tipo, la junta de expansión de fuelles, consiste de una pieza de metal flexible (v.g., acero inoxidable 304), que se solda a cada uno de los extremos de dos conductos, conectándolos. A medida que la temperatura del conducto aumenta, los fuelles se comprimen; a medida que la temperatura disminuye, los fuelles se expanden.

Otra junta de expansión comúnmente utilizada consiste de dos bridas entre las cuales se instala una sección de tela. Como la junta de expansión de fuelles, se comprime a medida que la temperatura del conducto aumenta, y viceversa. La temperatura dicta el tipo de tela utilizada. Por ejemplo, se puede utilizar tela de fibra aramid y de fibra de vidrio con silicón para temperaturas de conducto hasta de 500°F., mientras que se necesita tela recubierta con fibra de vidrio para tener en cuenta temperaturas de 1000°F.[17]

El último componente considerado es el sistema de soporte del sistema de conductos. Sin embargo, está lejos de ser el menos importante. Como establece el manual *HVAC Duct Construction Standards* (Normas de Construcción de Conductos de Aire Acondicionado para Calefacción y Ventilación) de la *Sheet Metal and Air Conditioning Contractors' National Association - SMACNA* (Asociación Nacional de Contratistas de Hojas de Metal y Aire Acondicionado), “La selección de un sistema de soporte no debe tomarse a la ligera, puesto que implica no solo una porción importante del trabajo de construcción, pero también porque (la construcción de) un sistema inadecuado de soporte puede ser desastroso”. Como regla, debe proporcionarse un soporte por cada 8 a 10 pies de tramo de conducto. [18] El sistema de conductos puede suspenderse del cielo o de otras estructuras elevadas por medio de perchas o soportadas desde abajo por vigas, pilares u otros soportes.

Un arreglo de suspensión consiste típicamente de un accesorio superior, un colgante y un accesorio inferior. El accesorio superior une el colgante al cielo, etc. Este puede ser un inserto de concreto, un perno o un sujetador tal como un remache o un clavo. El colgante es generalmente un tirante de acero galvanizado, una varilla redonda de acero o un alambre que es anclado al cielo por el accesorio superior. El tipo de colgante utilizado será dictado por el diámetro del conducto, el cual es proporcional a su peso por pie lineal. Por ejemplo, los colgantes de alambre son recomendadas solamente para conductos de diámetro hasta de 10 pulgadas. Para diámetros mayores (hasta de 36 pulgadas), deben utilizarse tirantes o varillas. Típicamente, se tira un colgante de tirante desde el accesorio superior, se ciñe alrededor del conducto y se asegura por un sujetador (el accesorio inferior). Un colgante de varilla también se extiende hacia abajo desde el cielo. A diferencia de los tirantes, se sujetan al conducto vía una banda o bandas que se ciñen alrededor de la circunferencia. Los conductos de diámetro mayores a 3 pies, deben soportarse con dos colgantes, uno a cada lado del conducto, y asegurarse a dos bandas circundantes, una en la parte de arriba y otra en la de abajo del conducto. [19] Aun más, los soportes para sistemas grandes de conductos, deben permitir ambas, la expansión axial y longitudinal y la contracción, para tomar en cuenta los esfuerzos térmicos.[20]

1.2.3 Chimeneas

Las chimeneas cortas se instalan después de los dispositivos de control para dispersar los gases de escape por arriba del nivel del suelo y de los edificios circundantes. Al contrario de las chimeneas “altas”, las cuales pueden ser hasta de 1,000 pies de alto, las chimeneas cortas típicamente no son mayores a 120 pies.

Ciertos dispositivos de control en paquete vienen equipados con chimeneas cortas (“*stub*”; “colilla”), con alturas que van desde 30 hasta 50 pies. Pero si tal chimenea no es proporcionada ni adecuada, el establecimiento debe construir una chimenea separada para servir a dos o más dispositivos. Esencialmente, esta chimenea es un conducto vertical construido sobre un cimiento y soportado de alguna manera. Para estabilidad estructural, el diámetro del fondo de la chimenea es ligeramente más grande que el diámetro de la parte superior, el cual típicamente varía de 1 a 7 pies. [21]

Una chimenea corta puede ser fabricada de acero, ladrillo o plástico (v.g., plástico reforzado con fibra de vidrio o *FRP*). Una chimenea puede estar forrada o no forrada. La selección del material depende de las propiedades físicas y químicas de la corriente de gas, tales como corrosividad y acidés, así como la diferencial de temperatura entre la corriente de gas y el aire ambiente. Forros de acero inoxidable, ladrillo o *FRP*, son por lo general utilizados para proteger la chimenea contra daños por la corriente de gas. Son más fáciles y más baratos de reponer que la chimenea entera. Alternativamente, el interior de una chimenea no forrada, puede ser cubierta con zinc (galvanizado), aluminio u otro material resistente a la corrosión, pero una capa protectora no proporciona la misma protección que un forro y no dura tanto tiempo.

Las chimeneas cortas son ya sea autoestables (que se sostienen por sí mismas), soportadas por cables o sujetas a estructuras adyacentes. El tipo de soporte utilizado depende del diámetro de la chimenea, altura y peso, la carga del viento, las características sísmicas de la zona y otros factores.

El equipo auxiliar para una chimenea típica incluye una puerta de acceso, una plataforma de muestreo, escaleras, sistema pararrayos y luces de advertencia para las aeronaves. La puerta de acceso permite remoción de cualquier materiales acumulados en el fondo de la chimenea y permite acceso al forro para reparación o reposición. Las regulaciones locales y estatales de control de la contaminación del aire pueden también requerir el sistema permanente de plataformas de muestreo para utilizarse durante las pruebas periódicas de cumplimiento; mientras que las escaleras son utilizadas durante ambos, el muestreo de la chimenea y los procedimientos de mantenimiento. El sistema pararrayos se necesita para prevenir daño a la chimenea y a sus alrededores inmediato durante tormentas eléctricas. Por último, las luces de advertencia para las aeronaves son requeridas por las autoridades de aviación locales.[23] Todos juntos, estos auxiliares pueden añadir una gran cantidad al costo base de la chimenea.

1.3 Procedimientos de Diseño

Tal como se indicó anteriormente, una campana, el sistema de conductos y una chimenea son los elementos clave en cualquier sistema de control de la contaminación del aire. Debido a que cada uno de estos elementos es diferente, tanto en apariencia como en función, cada uno debe ser diseñado separadamente. Pero al mismo tiempo, estos elementos comprenden un *sistema*, el cual está gobernado por ciertas leyes físicas que sirven para unir estos elementos en una “causa común”. Así, antes de los procedimientos individuales de diseño para campanas, sistemas de conductos y chimeneas sean descritos, se presentarán los fundamentos de ventilación. Estos fundamentos cubrirán conceptos básicos de flujo de fluidos y como pueden ser aplicados a sistemas de ventilación de control de la contaminación del aire. No obstante, estos conceptos serán presentados tan claramente como sea posible, con el objetivo de hacer a los parámetros de diseño fáciles de entender y computar.

1.3.1 Fundamentos de Diseño

1.3.1.1 La Ecuación de Bernoulli

El flujo de fluidos en cualquier campana, conducto, tubo, chimenea u otra envolvente está gobernada por una relación simple, la familiar ecuación de Bernoulli. Puesto simple e idealmente, la ecuación de Bernoulli establece que la energía mecánica total de un elemento de un fluido fluyendo es constante a través del sistema. Esto incluye a su energía potencial, energía cinética y energía de presión. Sin embargo, como ningún sistema es ideal, la ecuación de Bernoulli debe ser ajustada para tomar en cuenta las pérdidas a los alrededores debido a la fricción. Las ganancias

debidas a la energía agregada por ventiladores, bombas, etc., también debe tomarse en cuenta. Para una libra masa (lb_m) de fluido fluyendo en un sistema en estado estable, la ecuación de Bernoulli ajustada es: [24]

$$\int_1^2 v dp + \Delta z \left(\frac{g}{g_c} \right) + \frac{\Delta(u^2)}{2g_c} = W - F \quad (1.1)$$

donde

v	=	volumen específico de fluido (ft^3/lbm)
p	=	presión estática—manométrica (lb_f/ft^2)
z	=	altura del fluido por encima de algún punto de referencia (ft)
u	=	velocidad del fluido a través del conducto, campana, etc. (ft/sec)
g	=	aceleración gravitacional (ft/sec^2)
g_c	=	constante gravitacional ($32.174 ([lb_m \cdot ft/sec^2]/lb_f)$)
W	=	trabajo agregado por ventilador, etc. ($ft \cdot lb_f/lb_m$)
F	=	energía perdida debido a la fricción ($ft \cdot lb_f/lb_m$)

Cada uno de los términos en el lado izquierdo de la Ecuación 1.1 representa un cambio de energía en una libra masa de fluido entre dos posiciones en el sistema—puntos “1” y “2”. Los términos de trabajo (W) y la fricción (F) denotan las cantidades de energía añadida/perdida entre los puntos 1 y 2.

Note que las unidades de cada término en la Ecuación 1.1 son “ $ft \cdot lb_f/lb_m$,” energía por unidad de masa. En el sistema de unidades Inglesas, “ lb_f ” y “ lb_m ” son, para todo propósito, numéricamente equivalentes, puesto que la relación del término de la aceleración gravitacional (g) a la constante gravitacional (g_c) es muy cercana a 1. En efecto, por lo tanto, la unidad de la ecuación es “pie de fluido” o “cabezal del fluido en pies”. En situaciones de control de la contaminación del aire, el fluido tiene con frecuencia las propiedades del aire. Esto es porque los contaminantes en la corriente de gas residual están presentes en cantidades tan pequeñas que las propiedades físicas de la corriente se aproximan a las del aire puro.

Debido a que el aire es un fluido “compresible”, su volumen específico es mucho más sensible a cambios en presión y temperatura que el volumen específico de tales fluidos “incompresibles” como el agua. Por esto, el término “ vdp ” en la ecuación tenga que ser integrado entre los puntos 1 y 2. Sin embargo, en la mayoría de los sistemas de ventilación de control de la contaminación del aire ni la presión ni la temperatura cambian apreciablemente desde el punto donde las emisiones son capturadas hasta la entrada del dispositivo de control. Consecuentemente, el volumen específico es, para todo propósito práctico, constante a través del sistema de ventilación, y uno no tiene que integrar el término vdp . Con esta suposición, el primer término en la Ecuación 1.1 se vuelve simplemente:

$$\int_1^2 v dp = v \int_1^2 dp = v \Delta p \quad (1.2)$$

Ejemplo: COV emitido por un tanque abierto, es capturado por una campana y conducido vía un soplador, a través de 150 pies de un sistema de conductos de 12 pulgadas de diámetro hasta un condensador refrigerado, al aire libre. El soplador, el cual mueve al gas a través de la campana, el sistema de conductos y el condensador, está localizado inmediatamente antes de la entrada al condensador. Así, el sistema de ventilación entero está a vacío. La temperatura y presión absoluta de la corriente son 100°F y aproximadamente 1 atmósfera ($14.696 \text{ lb}_f/\text{in}^2$), respectivamente. La elevación de la entrada al condensador refrigerado está 30 pies por debajo de la del tanque. La velocidad del aire en la fuente es esencialmente cero, mientras que la velocidad de transporte en el conducto es $2,000 \text{ ft}/\text{min}$. La presión estática manométrica aumenta desde -0.50 in. w.c. (columna de agua) en la fuente, hasta 4.5 in. w.c. a la salida del soplador. Finalmente, la pérdida de fricción calculada a través del sistema de conductos y de la campana totaliza 1.25 in. w.c. Calcular la cantidad de energía mecánica que el soplador añade a la corriente de gas. Suponga que la temperatura del gas permanece constante de principio a fin.

Solución:

Primero, desarrolle un factor para convertir “pulgadas de agua” a “pies de aire”:

$$\text{Pies de aire} = (\text{pulgadas de agua}) \left(\frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \right) \left(\frac{v_{a100}}{v_{w100}} \right) \quad (1.3)$$

donde

$$\begin{aligned} v_{w100} &= \text{volumen específico del agua @ } 100^\circ\text{F} = 0.01613 \text{ ft}^3/\text{lb}_m \\ v_{a100} &= \text{volumen específico del aire @ } 100^\circ\text{F, } 1 \text{ atmósfera} \end{aligned}$$

debido a que la presión absoluta del sistema está cercana a la atmosférica, el gas residual se comporta como un *gas ideal*. Así, el volumen específico puede calcularse de la ley del gas ideal:

$$v_a = \frac{RT}{pM} \quad (1.4)$$

donde

$$\begin{aligned} R &= \text{constante del gas ideal} = 1,545 \text{ ft}\cdot\text{lb}_f/(\text{lb}_m\text{-mole})(ER) \\ T &= \text{temperatura absoluta del gas} = 100 + 460 = 560ER \\ M &= \text{peso molecular del gas (aire)} = 28.85 \text{ lb}_m/\text{lb}_m\text{-mole} \\ p &= \text{presión absoluta} = 2,116 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 \end{aligned}$$

Substituyendo, obtenemos:

$$v_a = 14.17 \frac{ft^3}{lb_m}$$

Finalmente, la sustitución de estos valores para v_a y v_w en la ecuación 1.3 produce:

$$\text{Pies de aire (@ } 100 \text{ }^\circ\text{F, 1 atm)} = 73.207 \times \text{pulgadas de agua}$$

Compute los cambios en los términos de la energía mecánica y las pérdidas por fricción entre la entrada a la campana (punto 1) y la salida del soplador/entrada al condensador (punto 2):

Presión de aire:

$$v\Delta p = (4.5 - [-0.50] \text{ in. w.c.}) \left(\frac{73.207 \text{ ft de aire}}{\text{in. w.c.}} \right) = 336.0 \text{ ft de aire}$$

Potencial: $\Delta z = -30 \text{ ft de aire}$ (punto 2 está por debajo del punto 1)

Cinética:

$$\frac{\Delta u^2}{2g_c} = \left(\frac{\left[\frac{2,000 \frac{ft}{min}}{60 \frac{ft}{min}} \right]}{\left[\frac{1 \frac{ft}{sec}}{1 \frac{ft}{sec}} \right]} \right)^2 \times \left(\frac{1}{2} \right) \left(\frac{32.174 \left[\frac{lb_m \cdot ft}{sec^2} \right]}{lb_f} \right)^{-1} = 17.3 \text{ ft de aire}$$

Pérdidas por fricción: $F = 1.25 \text{ in. w.c} \times 73.207 = 91.5 \text{ ft de aire}$

Substituyendo los resultados anteriores en la Ecuación 1.1 y resolviendo para W , la energía del ventilador añadida:

$$366.0 + (-30) + 17.1 = W - 91.5, \text{ o}$$

$$W = 444.6 \frac{ft \cdot lb_f}{lb_m \text{ aire}} = 6.07 \text{ in. w.c.}$$

Para convertir el suministro de energía del ventilador, W , a caballos potencia (hp_f), tendríamos que multiplicarlo por la razón de flujo masa del aire (lb_m/sec) y dividir el resultado entre el factor de conversión a caballos potencia, $550 ft-lb/sec-hp$. Sin embargo, la razón de flujo masa es justo la razón de flujo volumétrico ($Q, ft^3/sec$) dividida por el volumen específico:

$$hp_f = W \left(\frac{Q}{v_a} \right) \left(\frac{1}{550} \right) = 0.001818 \frac{WQ}{v_a} \quad (1.5)$$

A su vez, Q es una función de la velocidad en el conducto ($u, ft/sec$) y del diámetro del conducto (D, ft):

$$Q = u_t \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) \quad (1.6)$$

La Ecuación 1.6 se aplica, por supuesto, solamente a conductos circulares.

Si combinamos las Ecuaciones 1.5 y 1.6 y sustituimos los datos para este ejemplo, obtenemos:

$$hp_f = 444.6 \left(\frac{2,000}{60} \right) \left(\frac{\pi}{4} \right) (1)^2 \left(\frac{1}{14.17} \right) \left(\frac{1}{550} \right) = 1.49 hp$$

Algunas observaciones acerca de este ejemplo:

Recuérdese que las unidades precisas para W y de otros términos en la Ecuación 1.1 son “ $ft-lb/lb_m$ aire,” las cuales, por conveniencia, han sido abreviadas como “ ft aire”. Entonces, ellos miden energía, no longitud.

Comparados con los términos de energía de presión y de fricción, los términos de energía potencial y cinética son pequeños. Si hubieran sido ignorados, los resultados no habrían cambiado apreciablemente.

La gran magnitud de los términos de presión y de fricción claramente ilustra la importancia de mantener las unidades ordenadas. Como se muestra en el paso (1), una pulgada de agua es equivalente a más de 73 pies de aire. Sin embargo, como indica la Ecuación 1.3, la presión correspondiente a alturas equivalentes de columnas de aire y de agua sería la misma.

El suministro de potencia del ventilador depende no solo del “cabezal” total (*ft* aire) requerido, pero también de la razón de flujo de gas. También, nótese que los caballos potencia calculados vía la Ecuación 1.5 es un valor teórico. Tendría que ajustarse para considerar las eficiencias del ventilador y del motor del ventilador. La eficiencia del ventilador varía desde 40 hasta 70 por ciento, mientras que la eficiencia del motor es típicamente de 90 por ciento. Estas eficiencias son usualmente combinadas en un sola eficiencia (fracción), por la que se dividen los caballos potencia teóricos para obtener los requerimientos actuales de caballos potencia.

1.3.1.2 Presión: Estática, Velocidad y Total

Aun cuando es más riguroso y consistente expresar los términos de la ecuación de Bernoulli en términos de pies de aire (o, precisamente, $ft\text{-}lb_f/lb_m$ de aire), los ingenieros en ventilación industrial prefieren utilizar las unidades “pulgadas de columna de agua (*in. w.c.*)”. Se escogieron estas unidades porque, como muestra el ejemplo anterior, los resultados expresados en “pies de aire” son con frecuencia números grandes que son incómodos de utilizar. Además, los cambios en la presión total en los sistemas de ventilación son relativamente pequeños, comparados con aquellos en los sistemas de flujo líquido. Los cambios de presión total expresados en pulgadas de mercurio serían números pequeños, los cuales son igual de incómodos de manejar como los números grandes. Por lo tanto, “pulgadas de agua” es aceptable, ya que los valores expresados en estas unidades de medida típicamente varían de solamente 1 a 10. Además, las mediciones prácticas de cambios de presión se hacen con manómetros llenos de agua.

En el párrafo previo se mencionó una unidad nueva, presión total (*TP*). También conocida como la “presión de impacto”, la presión total es la suma de las presiones estática manométrica (*SP*) y de velocidad (*VP*) en cualquier punto dentro de un conducto, campana, etc., todo expresado en *in. w.c.* [25] Esto es:

$$TP = SP + VP \quad (1.7)$$

donde

$$\begin{aligned} SP &= (cf)vp \\ VP &= (cf)u^2/2g_c \end{aligned}$$

El “*cf*” en las expresiones para *SP* y *TP* es el factor para convertir los términos de energía de “*ft* aire” a “*in. w.c.*”, ambas a temperatura estándar y presión absoluta (70°F, 1 atmósfera). (De nuevo, recuerde que, sin importar en que unidades están expresadas *SP* o *VP*, las unidades reales son “energía por unidad de masa”). Este factor de conversión se obtendría vía rearrreglo de la Ecuación 1.3:

$$cf \left(\frac{\text{in. w.c.}}{\text{ft. aire}} \right) = 12 \left(\frac{v_{w70}}{v_{a70}} \right) \quad (1.8)$$

donde

$$v_{w70} = \text{volumen específico del agua a } 70^\circ F = 0.01605 \left(\frac{\text{ft}^3}{\text{lb}_m} \right)$$

$$v_{a70} = \text{volumen específico del aire a } 70^\circ F = 13.41 \left(\frac{\text{ft}^3}{\text{lb}_m} \right)$$

Entonces: $cf = 0.01436 \text{ in. w.c./ft aire}$

Claramente, “ cf ” varía como una función de la temperatura y la presión. Por ejemplo, a $100^\circ F$ y 1 atmósfera, $cf = 1/73.207 = 0.01366$. No obstante, a menos que se indique de otro modo, todas las cantidades de aquí en adelante en esta sección reflejarán las condiciones a $70^\circ F$ y 1 atmósfera.

El término de la energía potencial “ $z(g/g_c)$ ” está ausente, conspicuamente, de la Ecuación 1.7. Esta omisión no fue inadvertida. En sistemas de ventilación, la energía potencial ($P.E.$), usualmente es pequeña comparada con otros términos. (Por ejemplo, vea el ejemplo anterior). La $P.E.$ es, por supuesto, una función de la distancia vertical del punto de medición en cuestión, desde algún nivel de referencia, usualmente el suelo. Cuando mucho, la distancia equivaldría a no más de 20 o 30 pies, correspondiendo a una $P.E.$ de aproximadamente 0.3 a 0.4 *in. w.c.*. Consecuentemente, usualmente podemos ignorar la contribución de la $P.E.$ en sistemas de ventilación, sin introducir error importante.

La presión estática manométrica en un conducto es igual en todas direcciones, mientras que la presión de velocidad, una función de la velocidad, varía a través de la sección transversal del conducto. La velocidad en el conducto es la más alta en el centro y la más baja en las paredes del conducto. Sin embargo, para aire fluyendo en un conducto largo, recto, la velocidad promedio (u_p) se aproxima a la velocidad de la línea central (u_{cl}). [26] Este es un punto importante, porque la velocidad promedio es medida frecuentemente con un tubo de pitot situado al centro del conducto.

Sustituyendo para “ cf ” en la Ecuación 1.7, podemos obtener una ecuación simple que relaciona la velocidad a la presión de velocidad a condiciones estándares:

$$VP = \frac{0.01436u_t^2}{2g_c} \quad (1.9)$$

Resolviendo:

$$u_t \left(\frac{ft}{sec} \right) = 66.94 (VP)^{1/2} \quad (1.10)$$

O:

$$u_t \left(\frac{ft}{min} \right) = 4,016 (VP)^{1/2} \quad (1.11)$$

Incidentalmente, estas ecuaciones se aplican a cualquier conducto, sin importar su forma.

Tal como lo describe Burton, la presión estática manométrica puede concebirse como la energía “almacenada” en un sistema de ventilación. Esta energía almacenada es convertida a la energía cinética de la velocidad y a las pérdidas por fricción (las cuales son principalmente calor, vibración y ruido). Las pérdidas por fricción caen dentro de varias categorías: [27]

- Pérdidas a través de conductos rectos
- Pérdidas a través de accesorios de conductos —codos, Tes, reductores, etc.
- Pérdidas en las entradas a ramales y dispositivos de control
- Pérdidas en campanas debido a turbulencia, impacto o contracción de vena (vena contracta)
- Pérdidas en ventiladores
- Pérdidas en chimeneas

Estas pérdidas serán discutidas en secciones posteriores de este capítulo. Hablando generalmente, se pierde mucha más de la energía de presión manométrica por fricción que la que se convierte a energía de presión de velocidad. Es costumbre expresar estas pérdidas por fricción (ΔSP_f) en términos de presión de velocidad:

$$F = \Delta SP_f = kVP \quad (1.12)$$

donde

k = factor de pérdida determinado experimentalmente (sin dimensiones)

Alternativamente, las Ecuaciones 1.11 y 1.12 pueden combinarse para expresar F (in. w.c.) en términos de velocidad promedio en el conducto, u_t (ft/min):

$$F = (6.200 \times 10^{-8}) k u_t^2 \quad (1.13)$$

1.3.1.3 Ajustes por Temperatura y Presión

Las Ecuaciones de la 1.8 a la 1.13 fueron desarrolladas suponiendo que la corriente de gas residual estaba a temperatura y presión estándares. Estas condiciones fueron definidas como 70°F y 1 atmósfera ($14.696 \text{ lb}_f/\text{in}^2$), respectivamente. Mientras que 1 atmósfera se toma casi siempre como la presión estándar, en los cálculos científicos y de ingeniería se utilizan varias temperaturas estándares diferentes: 32°F, 68°F, y 77°F, así como 70°F. La temperatura estándar seleccionada varía de acuerdo a la industria o disciplina de ingeniería en cuestión. Por ejemplo, los higienistas industriales y los ingenieros en aire acondicionado prefieren 77°F.

Antes de que estas ecuaciones puedan utilizarse con corrientes de gas residual no a 70°F y 1 atmósfera, sus variables deben ser ajustadas. Tal como se observó anteriormente, las corrientes de gas residual en aplicaciones de control de la contaminación del aire, obedecen la ley del gas ideal. De esta ley, la siguiente ecuación de ajuste puede ser derivada:

$$Q_2 = Q_1 \left(\frac{T_2}{T_1} \right) \left(\frac{P_1}{P_2} \right) \quad (1.14)$$

donde

Q_2, Q_1 = razones de flujo de gas a condiciones 2 y 1, respectivamente (ft^3/min reales)

T_2, T_1 = temperaturas absolutas a condiciones 2 y 1, respectivamente (ER)

P_2, P_1 = presiones absolutas a condiciones 2 y 1, respectivamente (atm)

Sin embargo, de acuerdo a la Ecuación 1.6:

$$Q = u_t \left(\frac{\pi D_d^2}{4} \right)$$

Si se combinaran las Ecuaciones 1.6 y 1.14, obtendríamos:

$$u_{t_2} = u_{t_1} \left(\frac{T_2}{T_1} \right) \left(\frac{P_1}{P_2} \right) \left(\frac{D_{d_2}^2}{D_{d_1}^2} \right) \quad (1.15)$$

Esta última expresión puede ser utilizada para ajustar u_t en cualquier ecuación, siempre que el flujo de gas sea en conductos circulares.

1.3.2 Procedimiento de Diseño de la Campana

1.3.2.1 Factores de Diseño de la Campana

Cuando se diseña una campana, varios factores deben de considerarse: [28]

- Forma de la campana
- Razón de flujo volumétrico
- Velocidad de captura
- Fricción

Cada uno de estos factores y sus interrelaciones serán explicados en esta sección.

Tal como se discutió en la Sección 1.2.1, la forma de la campana está determinada por la naturaleza de la fuente siendo controlada. Esto incluye factores tales como la temperatura y la composición de las emisiones, así como las dimensiones y la configuración de la corriente de la emisión. También son importantes tales factores ambientales como la velocidad y temperatura de las corrientes de aire en la vecindad.

La forma de la campana determina parcialmente la razón de flujo volumétrico necesario para capturar la emisión. Debido a que la campana está bajo presión negativa, el aire es aspirado hacia ella de todas direcciones. Considere el tipo más simple de campana, un simple conducto abierto en el extremo. Ahora, visualice una esfera imaginaria rodeando la abertura del conducto. El centro de esta esfera estaría al centro de la abertura del conducto, mientras que el radio de la esfera sería la distancia desde el extremo del conducto hasta el punto donde se capturan las emisiones. El aire sería aspirado a través de esta esfera imaginaria y hacia dentro de la campana del conducto. Ahora, el volumen de aire aspirado a través de la esfera sería el producto del área superficial de la esfera y la velocidad de captura de la campana, u_c : [29]

$$Q = u_c (4\pi x^2) \quad (1.16)$$

donde

x = radio de la esfera imaginaria (ft)

La Ecuación 1.16 se aplica a conductos cuyo diámetro es pequeño en relación al radio de la esfera. Sin embargo, si el diámetro del conducto es más grande, el área de captura tendrá que ser reducida por el área de la sección transversal del conducto (D_d), o:

$$Q = u_c \left(4\pi x^2 - \frac{\pi D_d^2}{4} \right) \quad (1.17)$$

Similarmente, si se instalara una brida alrededor del exterior del extremo del conducto, el área superficial a través de la cual fuera succionado el aire —y la razón de flujo volumétrico— sería cortada a la mitad. Esto ocurre porque la brida podría, en efecto, obstruir el flujo de aire desde puntos atrás de ella. De aquí:

$$Q = u_c (2 \pi x^2) \quad (1.18)$$

De estos ejemplos, debe estar claro que la forma de la campana tiene una importancia directa en la razón de flujo de gas aspirado hacia ella. Pero las Ecuaciones de la 1.16 a la 1.18 se aplican solamente a campanas con patrones de flujo esféricos. Para otras campanas, se aplican otros patrones de flujo —cilíndricos, planos, etc. Podemos generalizar estas relaciones entre la razón de flujo volumétrico y los parámetros de diseño de la campana como sigue:

$$Q = f(u_i, x, Sh) \quad (1.19)$$

donde

“ $f(\dots)$ ” denota “función de...”

“ Sh ” indica factores por forma de campana

u_i = velocidad de diseño—captura, facial, ranura

La Tabla 1.1. enlista ecuaciones de diseño para varias formas de campanas comúnmente utilizadas. Como esta tabla muestra, Q es una función de x , la forma de la campana, y, en general, de la velocidad de captura (u_c). Pero en un caso (campana de cabina), la velocidad de diseño es la velocidad en la cara de la campana (u_f). Y en el caso de campanas ranuradas con tiro lateral y con tiro posterior, la velocidad de ranura (u_s) es la velocidad de diseño. En realidad, ambas velocidades, la de la cara de la campana y la de ranura, son las mismas, ya que cada una mide la velocidad a la cual pasa el gas a través de la(s) abertura(s) de entrada de la campana.

Cuando el gas entra en la campana, hay una pérdida de energía mecánica debida a la fricción. Esta pérdida por fricción se calcula utilizando las Ecuaciones 1.1 y 1.2, suponiendo que la contribución de la energía potencial por la gravedad, $\Delta z (g/g_c)$, y el trabajo agregado al sistema,

W , son cero ambos. Entonces:

$$vp_2 - vp_1 + \frac{u_2^2}{2g_c} - \frac{u_1^2}{2g_c} = -F \quad (1.20)$$

Reemplazando estos términos con los correspondientes de las Ecuaciones 1.7 y 1.12, obtenemos:

$$SP_2 - SP_1 + VP_2 - VP_1 = -H_c = -k_h VP_2 \quad (1.21)$$

donde

- SP_i = presión estática manométrica en el punto i (*in. w.c.*)
- VP_i = presión de velocidad en el punto i (*in. w.c.*)
- H_c = pérdidas a la entrada de la campana (*in. w.c.*)
- k_h = factor de pérdida de la campana (sin unidades)

En esta ecuación, el subíndice 1 se refiere a un punto justo afuera de la cara de la campana. El subíndice 2 denota el punto en el conducto, justo corriente abajo de la campana, donde se miden la presión estática del conducto SP_2 o SP_h y la velocidad de transporte en el conducto, u_2 o u_t . En el punto 1, la presión de velocidad en la campana, VP_1 , es esencialmente cero, ya que la velocidad del aire ahí es despreciable. Aun más, la presión estática manométrica, SP_1 , será cero, ya que la presión absoluta en el punto 1 se supone que es de una atmósfera, la presión de referencia. Después de que estas simplificaciones han sido hechas, la Ecuación 1.21 puede rearrreglarse para resolver para el factor de pérdida de la campana (k_h):

$$k_h = \left(\frac{-SP_h}{VP_2} \right) - 1 \quad (1.22)$$

A primera vista, parece que k_h podría ser negativo, puesto que VP siempre es positivo. Sin embargo, ya que el aire que entra en la campana está bajo un vacío creado por el ventilador corriente abajo, SP_h debe ser negativo. Entonces, el término “ $-SP_h/VP_2$ ” debe ser positivo. Finalmente, debido a que el valor absoluto de SP_h es mayor que VP_2 , $k_h > 0$.

El factor de pérdida de la campana varía de acuerdo a la forma de la campana. Puede variar desde 0.04 para campanas en forma de campana hasta 1.78 para varias campanas ranuradas.

Table 1.1: Ecuaciones de Diseño, Factores de Pérdida, y Coeficientes para Entrada para Tipos de Campana Seleccionadas [2]

Tipo De Campana	Ecuación de Diseño	Factor de Pérdida (k_h)	Coeficiente de Entrada (C_e)
Extremo de conducto (redondo)	$Q = 4 x^2 u_c$	0.93	0.72
Extremo de conducto con brida (redondo)	$Q = 2 x^2 u_c$	0.50	0.82
Campana de ranura sin soporte	$Q = 2 x L u_c$	1.78	0.55
Campana de ranura c/lados, atrás	$Q = 0.5 x L u_c$	1.78	N/A
Campana ahusada	$Q = 2 x u_c$	0.06 ¹	0.97
Campana de cabina conducto de salida ahusado (redondo)	$Q = u_f A_h$	0.25	0.89
Campana de toldo	$Q = 1.4 P x u_c$	0.25	0.89
Campana de toldo c/inserto	$Q = 1.4 P x u_c$	1.0	0.71
Campana de tanque hondo (ranurado)	$Q = 125 A_t$	1.78	N/A
Campana de cabina de pintura	$Q = 100 A_b$	0.25	N/A

1 Ambas K_h y C_e se refieren a conductos redondos y a campanas con reducción a 45°. Con otros ángulos, K_h y C_e serán diferentes.

- n.a. = no aplicable
- Q = razón de flujo aspirado hacia dentro de la campana
- x = distancia desde la campana a la fuente
- u_c = velocidad de captura de la campana (ft/min)
- u_f = velocidad en la cara de la campana (ft/min)
- u_s = velocidad en la campana de ranura (ft/min)
- A_h = área de la cara de la campana (ft²)
- P = perímetro de la fuente (ft)
- L = ancho de la ranura de la campana (ft)
- A_t = área superficial del tanque + mesa de escurrimiento (ft²)
- A_b = área de la sección transversal de la cabina (ft²)

Un parámetro relacionado con el factor de pérdida de la campana es el coeficiente de entrada (c_e). [30] Este se define como:

$$c_e = \left[\frac{1}{(1 + k_h)} \right]^{1/2} \quad (1.23)$$

c_e depende solamente de la forma de la campana y puede ser utilizado para computar k_h y parámetros relacionados. Los valores de k_h y c_e se enlistan en la Tabla 1.1.

Ejemplo: La presión estática manométrica, SP_h , es -1.75 in. w.c. . La velocidad de transporte del conducto (u_t) es $3,500 \text{ ft/min}$. Calcular el factor de pérdida y el coeficiente de entrada para la campana. Suponga temperatura y presión estándares.

Solución: Primero, calcular la presión de velocidad del conducto. Rearreglando la Ecuación 1.11 y sustituyendo para u_t , obtenemos:

$$VP = \left(\frac{u_t}{4,016} \right)^2 = \left(\frac{3,500}{4,016} \right)^2 = 0.76 \text{ in. w.c.}$$

Enseguida, sustituya VP en la Ecuación 1.22 y resuelva:

$$k_h = \left(\frac{-SP_h}{VP} \right) - 1 = - \left(\frac{-1.75}{0.76} \right) - 1 = 1.30$$

Finalmente, utilice este valor y la Ecuación 1.23 para calcular el coeficiente de entrada:

$$C_e = \left(\frac{1}{1 + 1.30} \right)^{1/2} = 0.66$$

Las velocidades de diseño de la campana se enlistan en la Tabla 1.2. Se muestran tres clases de velocidades: (1) captura (definida en la Sección 2.1.1), (2) cara, y (3) ranura. Tal como se estableció en la Sección 1.2.1, la velocidad de captura es la velocidad del aire inducida por la campana para capturar los contaminantes emitidos a alguna distancia de la entrada de la campana. La velocidad de cara es la velocidad promedio del aire pasando a través de la entrada de la campana (cara). La velocidad de ranura es parámetro similar, la cual es la velocidad promedio del aire a través de las aberturas de las ranuras, cuyas áreas son solo una fracción del área de toda la cara de la campana. Consecuentemente, la velocidad de ranura es usualmente, mucho mayor que la velocidad de cara.[31]

Nótese que estas velocidades varían desde 50 hasta 100 ft/min (campanas de tanque y desengrasado) hasta $2,000 \text{ ft/min}$, la velocidad de ranura recomendada para campanas ranuradas con tiro lateral y tiro posterior. Como un punto de referencia, la velocidad del aire en operaciones industriales debido al solo mezclado térmico es de 50 ft/min . Así, las velocidades de diseño de la campana deben exceder este valor para que ocurra la captura efectiva.[32]

Otras dos velocidades son también discutidas en la literatura de higiene industrial, aunque no tienen tanta importancia en el diseño de la campana como las velocidades de captura, de cara o de ranura. Estas son la velocidad en el plenum y la velocidad de transporte. La primera es la velocidad de la corriente de gas a medida que pasa a través de la plenum (sección ahusada de la campana) entre la abertura de la campana y la conexión al conducto. Este plenum es un área de transición entre la abertura de la campana y el conducto. Consecuentemente, la velocidad en el plenum es mayor que la velocidad de cara de la campana, pero menor que la velocidad en el conducto de transporte. La velocidad de transporte -la velocidad del gas a través del conducto- varía de acuerdo a la composición del gas residual. Es un parámetro crucial para determinar el diámetro del conducto, la pérdida por presión estática y los tamaños del ventilador del sistema y del motor del ventilador. (Para más sobre velocidad de transporte, véase la Sección 1.3.3.)

1.3.2.2 Procedimiento de Diseño del Tamaño de la Campana

Al igual que con muchos dispositivos de control y auxiliares, hay varios enfoques para diseñar el tamaño de las campanas. Algunos de estos enfoques son bastante complejos, implicando una serie de cálculos complejos que producen correspondientemente, resultados correctos. Por ejemplo, un método de diseño del tamaño de campana en la literatura, implica primero determinar las dimensiones de la campana (largo y ancho para campanas rectangulares; diámetro para circulares). El siguiente paso es estimar la cantidad de área (ft^2) de placa de metal requerida para fabricar una campana de estas dimensiones, vía curvas paramétricas. (No se proporcionan curvas para campanas no metálicas). Esta área de placa es un dato para una ecuación que incluye un

Tabla 1.2: Velocidades de Diseño de la Campana [2]

Operación/Tipo de Campana	Tipo de Velocidad	Rango de Velocidad(ft/min)
Tanques, desengrasado	Captura	50-100
Horno de secado	Facial	75-125
Cabina de aspersión	Captura	100-200
Cabina de toldo	Captura	200-500
Esmerilado, limpieza abrasiva	Captura	500-2,000
Campana de ranura	Ranura	2,000

pricing factor (factor de precio) y el precio por libra del metal. El costo de la mano de obranecesaria para fabricar esta campana se estima de ecuaciones similares a las relaciones del área de la placa. Finalmente, los costos del metal y de mano de obra se suman para obtener el costo total de la campana fabricada.[33]

Este método si produce el costo de campana razonablemente correcto —o mejor dicho, produjo. Desafortunadamente, los datos de costo de mano de obra son obsoletos —temporada 1977— lo cual los hace no escalables. (La regla de dedo para el límite de tiempo para escalar costos es de cinco años). Aún si estos costos fueran actualizados, el procedimiento es difícil de usar, especialmente si los cálculos se hacen a mano.

Un método más simple para diseñar el tamaño—aún uno suficientemente exacto para propósitos de estimaciones de estudio—implica determinar una sola dimensión, el área de la cara de la campana (A_f). Esta área, idéntica al área de la entrada de la campana, puede correlacionarse contra el costo de la campana fabricada para producir una ecuación de costo relativamente simple con una sola variable independiente. Para calcular A_f , se necesita la siguiente información:

- Tipo de campana
- Distancia de la cara de la campana desde la fuente (x)
- Velocidad de captura (u_c), de cara (u_f), o de ranura (u_s)
- Dimensiones de la fuente (para algunos tipos de campanas).

Como indican las ecuaciones en la Tabla 1.1, estos mismos parámetros son los que se utilizan para determinar la razón de flujo volumétrico (Q) a través de la campana y el sistema de conductos. Con dispositivos de control y auxiliares de tamaño ya diseñado, Q está dada. Para campanas, sin embargo, Q usualmente debe ser calculada.

Ejemplo: Una campana de toldo circular está siendo utilizada para captura emisiones de un tanque de electrodeposición de cromo. La cara de la campana está 6 pies arriba del tanque, un recipiente circular de 8 pies de diámetro. La velocidad de captura para este ejemplo es de 200 *ft*/min. Suponiendo que los alrededores del tanque están a condiciones estándar, calcule la razón de flujo volumétrico requerida aspirada hacia dentro de la campana, el área de la cara de la campana y la velocidad de cara de la campana.

Solución: Obtenga la ecuación de la campana de toldo de la Tabla 1.1:

$$Q = 1.4 P x u_c \quad (1.24)$$

donde

- P = perímetro del tanque (*ft*)
- x = distancia a la campana encima del tanque (*ft*)
- u_c = velocidad de captura (*ft*/min)

Debido a que el tanque es circular, $P = B(8) = 25.1 \text{ ft}$.

Por lo tanto:

$$Q = (1.4 \text{ ft}) (6 \text{ ft}) \left(200 \frac{\text{ft}}{\text{min}} \right) = 42,200 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

Para este tipo de campana de toldo, el diámetro de la campana es 40% mayor que el diámetro del tanque (De aquí, el factor “1.4” en la Ecuación 1.24). Entonces:

$$A_f = \left(\frac{\pi}{4} \right) (1.4 [8])^2 = 98.5 \text{ ft}^2$$

Finalmente, la velocidad de cara de la campana (u_f) sería:

$$u_f = \frac{Q}{A_f} = \frac{42,200}{98.5} = 428 \frac{\text{ft}}{\text{min}}$$

En este ejemplo, nótese que la velocidad de cara de la campana es mayor que la velocidad de captura. Esto es lógico, dado el hecho de que el área de la entrada de la campana es menor que el área a través de la cual son aspirados los humos del tanque. La velocidad de cara para algunas campanas es aún mayor. Por ejemplo, para campanas ranuradas es al menos 1,000 *ft/min*. [34] De hecho, un proveedor diseña el tamaño de las aberturas en sus campanas ranuradas a modo de lograr una velocidad de ranura igual a la velocidad de transporte en el conducto. [35]

1.3.3 Procedimiento de Diseño del Sistema de Conductos.

El diseño del sistema de conductos puede ser una tarea extremadamente compleja. Determinar el número, colocación y dimensiones de los componentes del sistema de conductos—conductos rectos, codos, Tes, compuertas, etc.—puede ser tediosa y consumir tiempo. Sin embargo, para propósitos de realizar estimaciones de costo a nivel estudio del sistema de control, tales procedimientos de diseño involucrados no son necesarios. En su lugar, se puede concebir un método más simple de diseño del tamaño del sistema de conductos.

1.3.3.1 Dos Enfoques de Diseño del Sistema de Conductos

Hay dos métodos comúnmente utilizados para diseñar el tamaño y establecer el precio del sistema de conductos. En el primero, el peso total del conducto es computado del número y dimensiones de los componentes varios. Enseguida, este peso es multiplicado por un solo precio (en *\$/lb*) para obtener el costo del equipo del sistema de conductos. Para determinar el peso del sistema de conductos, uno necesita conocer el diámetro, longitud y espesor de pared de cada

componente en el sistema. Tal como se estableció anteriormente, la obtención de estos datos puede significar un esfuerzo considerable.

El segundo método es una variación del primero. En esta técnica, se diseña el tamaño y se establece precio de los componentes del sistema de conductos individualmente. El precio del conducto recto se obtiene típicamente como una función de la longitud, diámetro y espesor de pared, así como, por supuesto, del material de construcción. El precio de los codos, tes y otros accesorios se establece de acuerdo a todos estos factores, excepto la longitud. Otras variables, tal como la cantidad y tipo de aislante, también afectan al precio. Debido a que proporciona más detalles y precisión, el segundo método será utilizado en esta sección.

1.3.3.2 Parámetros de Diseño del Sistema de Conductos

De nuevo, las variables primarias para el diseño del tamaño del sistema de conductos son longitud, diámetro y espesor de pared. Otro parámetro es la cantidad de aislante requerido, si acaso.

Longitud: La longitud del sistema de conductos necesaria con un sistema de control de la contaminación del aire, depende de factores tales como la distancia de la fuente al dispositivo de control y el número requerido de cambios direccionales. Sin tener un conocimiento específico de la distribución de la fuente, es imposible determinar la longitud exactamente. Puede variar desde 20 a 2,000 pies o más. Es mejor dar el costo del conducto recto en base a \$/ft y dejar al lector que proporcione la longitud. Esta longitud debe ser parte de las especificaciones de la fuente de emisión a la cual se le instalan los conductos.

Diámetro: Tal como se discutió en la Sección 1.2.2., se prefiere la forma circular a la rectangular, ovalada u otras formas de conducto.

Por lo tanto:

$$A_d = \frac{\pi D_d^2}{4} \quad (1.25)$$

donde

$$\begin{aligned} A_d &= \text{área de sección transversal del conducto (ft}^2\text{)} \\ D_d &= \text{diámetro del conducto (ft)} \end{aligned}$$

El área de sección transversal del conducto es el cociente de la razón de flujo volumétrico (Q) y de la velocidad de transporte en el conducto (u):

$$A_d = \frac{Q}{u_t} \quad (1.26)$$

Combinando las Ecuaciones 1.25 y 1.26 y resolviendo para D_d :

$$D_d = 1.128 \left(\frac{Q}{u_t} \right)^{1/2} \quad (1.27)$$

Como Q es usualmente conocida, la variable clave en la Ecuación 1.27 es la velocidad de transporte en el conducto. Esta variable debe escogerse cuidadosamente. Si la u_t seleccionada es muy baja, el conducto estará sobre dimensionado y, más importante, la velocidad no será suficientemente alta para conducir la materia particulada en la corriente de gas residual al dispositivo de control. Sin embargo, si u_t es muy alta, la caída de presión estática (la cual es proporcional al cuadrado de u_t), será excesiva, como lo será el correspondiente consumo de energía del ventilador.

Tabla 1.3: Velocidad de Transporte Mínima para Materiales Conducidos

Material(es) Conducido(s)	Velocidad de Transporte Mínima (u_t ft/min)
Gases: polvos ligeros, muy finos	2,000
Polvos y talcos finos y secos	3,000
Polvos industriales promedio	3,500
Polvos gruesos	4,000-4,500
Cargas de polvo pesado o húmedo	$\geq 4,500$

El costo es también una consideración cuando se determina el diámetro óptimo del conducto. El costo del equipo aumenta con aumento del diámetro del conducto. Sin embargo, el costo de energía del ventilador cambia inversamente con el diámetro. No obstante, para propósitos de estimaciones de estudio, el diámetro óptimo del conducto no tiene que determinarse. Es suficiente calcular el diámetro del conducto utilizando tan solo los valores de velocidad de transporte contenidos en esta sección.

La velocidad de transporte varía típicamente desde 2,000 a 6,000 *ft/min*, dependiendo de la composición del gas residual. La velocidad en el conducto más baja será adecuada para gas residual conteniendo contaminantes gaseosos o polvos ligeros muy finos; mientras que la velocidad

más alta sería necesaria para conducir una corriente con una gran cantidad de metales u otros materiales pesados o húmedos. Las siguientes velocidades pueden utilizarse como guía general[36]:

La Tabla 1.4 proporciona estos valores con velocidades en el conducto recomendadas para una variedad de materiales conducidos.

Espesor de Pared: El espesor de pared de un conducto depende de varios factores—presión interna, diámetro, material de fabricación y otros parámetros estructurales. No obstante, un conducto de un diámetro dado puede fabricarse de un rango de espesores de pared y viceversa. Por ejemplo, un conducto de 24 pulgadas de diámetro de acero inoxidable 304 “de costura longitudinal totalmente soldada” es fabricado con espesor de pared que varía desde calibre 22 a 14 (0.0313 a 0.0781 pulgadas). Este mismo rango de calibres es utilizado con diámetros de conducto variando desde 3 a 36 pulgadas.[37]

Nótese que el número del calibre disminuye con aumento en el espesor de pared. Esta medida, la cual es tradicionalmente usada en la industria de fabricación de metal, es más conveniente de usar que el espesor expresado en pulgadas, ya que éstas son usualmente números pequeños menores a 0.25. Más aún, el número del calibre varía de acuerdo al metal utilizado—acero al carbón (galvanizado o no galvanizado), acero inoxidable o aluminio. Los calibres para estos metales están dados en la Tabla 1.5 para un rango amplio de espesores nominales.

La medida del calibre no es usada con conductos de plástico, ya que el espesor de pared se expresa típicamente en pulgadas. En cualquier caso, el espesor de pared usualmente no necesita conocerse para estimar el costo del conducto, ya que este parámetro ha sido tomado en cuenta ya en las ecuaciones de costo. (Véase la Sección 1.4.)

Aislante: Tal como se discutió en la Sección 1.2.2., el aislante puede ser instalado ya sea en la superficie exterior del sistema de conductos o del sistema de conductos mismo puede fabricarse con el aislante interconstruido. En el primer caso, la cantidad de aislante requerido dependerá de varias variables de transferencia de calor, tales como: temperatura, velocidad, composición y otras propiedades del gas residual; la temperatura ambiente; el diámetro del conducto, el espesor de pared y la conductividad térmica, y la temperatura superficial (“piel”) deseada. La determinación de estas variables implica hacer una serie de cálculos complejos que, aunque bien establecidos, están más allá del alcance de este capítulo. Referencias estándares tales como el *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (Manual del Ingeniero Químico de Perry) y *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Diseño de Planta y Economía para Ingenieros Químicos), presentan estos cálculos, como lo hacen las bibliografías de transferencia de calor.[38, 39]

El segundo enfoque es seleccionar un sistema de conductos preconstruído. Como se mencionó anteriormente, puede equiparse con cualquier tipo y espesor de aislante. Sin embargo, 1,2 o 3 pulgadas es típico. (Los precios para éstas se presentan en la Sección 1.4.)

1.3.3.3 Caída de Presión en el Sistema de Conductos

Tal como se mencionó en la Sección 1.3.1, las pérdidas de energía en los sistemas de ventilación debido a la fricción, son calculados tradicionalmente como fracciones de la presión de velocidad VP . En la mayoría de los casos, la Ecuación 1.12 puede utilizarse para estimar estas pérdidas. Técnicamente, estas ecuaciones se aplican solamente a aquellas regiones en el sistema de ventilación donde no hay cambios en la presión de velocidad (v.g., donde el diámetro del conducto es constante). Estas regiones incluirían conductos rectos, campanas y accesorios tales como acoples y codos simples. Pero, con las «Tes», yes y otros accesorios de flujo dividido, la velocidad—y la presión de velocidad—no son constantes entre la entrada y salida del accesorio. La pérdida por fricción correspondiente (F_b) es una función de ambas, las VP s corriente arriba (entrada) y en el ramal, como lo indica la siguiente ecuación:[40]

Tabla 1.4: Velocidad en el Conducto Mínima para Materiales Selectos [2]

Material	Velocidad de Transporte Mínima (ft/min)
Polvo de aluminio (grueso)	4,000
Rebabas de bronce	4,000
Polvo de taladrar hierro fundido	4,000
Polvo de arcilla	3,500
Polvo de carbón (pulverizado)	4,000
Polvo de cocoa	3,000
Polvo de algodón	3,000 - 5,000 ¹
Polvo de granos	2,500-3,000
Polvo de plomo	4,000
Polvo de caliza	3,500
Polvo de magnesio (grueso)	4,000
Rebabas de metal	4,000-5,000
Polvo de plástico (lijado)	3,000
Polvo de hule	2,500 (fino) – 4,000 (grueso)
Polvo de sílice	3,500 – 4,500
Polvo de jabón	3,000
Polvo de soapstone (piedra de jabón)	3,000
Pintura atomizada	2,000
Polvo de almidón	3,000
Polvo de piedra	3,500
Polvo de tabaco	3,500

¹ Las velocidades de transporte varía con operaciones de fundición.

$$F_b = VP_u (k_b - 1) + VP_b \quad F_b = VP_u (k_b - 1) + VP_b \quad (1.28)$$

donde

$$VP_u, VP_b = \text{presiones de velocidad corriente arriba y en el ramal, respectivamente (in. w.c.)}$$

$$k_b = \text{coeficiente de pérdida en el ramal}$$

Sin embargo, los accesorios de flujo dividido no son generalmente utilizados con sistemas de ventilación de control de la contaminación simples, excepto en aquellos casos donde una te puede necesitarse, digamos, para propósito de agregar aire de dilución.¹

Tal como cualquier libro de texto de mecánica de fluidos podría atestiguar, la pérdida por fricción de un sistema de conductos es una función compleja de varias variables: diámetro y longitud del conducto, velocidad de transporte y viscosidad y densidad del gas. Específicamente, las Ecuaciones de Darcy-Weisbach y de Colebrook son utilizadas típicamente para hacer esto cálculos, siendo utilizada ésta última para calcular el Número de Reynolds.[41] Tradicionalmente, la pérdida por fricción se ha obtenido de un nomograma o, más recientemente de programas de computadora. Un nomograma típico se encuentra en Burton. [42] También, para simplificar el cálculo, se han derivado ecuaciones empíricas para ciertas clases de sistemas de conductos disponibles comercialmente. Por ejemplo, para estimar la pérdida por fricción por 100 pies ($F_d / 100 ft$) a condiciones estándar para sistemas de conductos galvanizados redondos, en espiral, teniendo 10 uniones por 100 pies, utilice la siguiente ecuación:[43]

Tabla 1.5: Espesor de Pared de Conductos de Acero y Aluminio [40]

Calibre	Espesor Nominal (pulgadas)			
	Acero al Carbon		Acero Inoxidable (304 or 316)	Aluminio 3003-H14 ³
	Galvanizado ¹	No Galvnizado ²		
28	0.0187	0.0149	0.0156	0.025
26	0.0217	0.0179	0.0188	0.032
24	0.0276	0.0239	0.0250	0.040
22	0.0336	0.0299	0.0313	0.050
20	0.0396	0.0359	0.0375	0.063
18	0.0516	0.0478	0.0500	0.080
16	0.0635	0.0598	0.0625	0.090
14	0.0785	0.0747	0.0781	--
12	0.1084	0.1046	0.1094	--
10	0.1382	0.1345	0.1406	--

¹ Para proporcionar resistencia y rigidez, el espesor nominal del aluminio es aproximadamente 150% del espesor nominal del acero al carbón galvanizado del mismo calibre.
² Galvanizado y acero al carbón galvanizado pintable
³ Acero al carbón no galvanizado

$$\frac{F_d}{100 ft} = 0.136 \left(\frac{1}{D_d} \right)^{1.18} \left(\frac{u_t}{1,000} \right)^{1.8} \quad (1.29)$$

donde

D_d = diámetro del conducto (ft), y: $0.25 \leq D_d \leq 5$

Claramente, esta ecuación proporciona la pérdida por fricción total, no el factor de pérdida (k). Sin embargo, el lector puede calcular k para un diámetro (D_d) y razón de flujo (Q) dados, simplemente dividiendo los resultados de la Ecuación 1.29 por VP y multiplicándolos por 100.

Para estimar la pérdida por fricción para otros materiales de conductos, multiplique el valor de la Ecuación 1.29 por un factor de corrección por rugosidad, cuyos valores aproximados son:[44]

Los factores de pérdida para accesorios también han sido compilados, en base a datos experimentales. Principalmente de interés son aquellos para codos de 90° , indiscutiblemente el accesorio más comúnmente utilizado en sistemas de control de la contaminación del aire. Los valores " k_{90} " para codos, varían de acuerdo al diámetro y al radio de curvatura, el cual se expresa como un múltiplo del diámetro del codo. Los rangos típicos de estos valores son como sigue:[45]

Como lo indican estos valores, a mayor radio de curvatura, menor la pérdida por fricción. Esto equivale a razonar, que a mayor el radio de curvatura, más gradualmente cambia de dirección la corriente de gas. Para un codo que tiene un ángulo menor a 90° , multiplique el valor de k_{90} anterior por un factor de ajuste ($2/90$), de modo que:

Tabla 1.6: Factores de Corrección por Rugosidad para Varios Materiales de Conductos

Material	Factor de Corrección por Rugosidad
Galvanizado no en espiral	0.9
Fibra de vidrio (acabado liso)	0.8
Plástico <i>ABS</i> y <i>PVC</i>	0.8
Concreto	1.4
Conducto flexible corrugado	2.3

¹ Se necesitan conexiones de flujos divididos con sistemas de control más complejos para recolectar gases residuales de fuentes de emisión múltiples. Sin embargo, el diseño de tales sistemas de ventilación están fuera del alcance de esta sección.

Tabla 1.7: Rangos Típicos del Factor de Pérdida por Fricción (k_{90})

Radio de Curvatura	Factor de pérdida por fricción (k_{90})
0.50	0.80
1.00	0.35
1.25	0.30 - 0.55
1.50	0.27 - 0.39
2.00	0.24 - 0.27
2.50	0.22 - 0.24

$$k_{\theta} = \left(\frac{\theta}{90} \right) k_{90} \quad (1.30)$$

donde

k_{θ} = factor de pérdida para $\theta > 90^{\circ}$

Ejemplo: Un dispositivo de control en una fábrica de cosméticos está conectado a una fuente por 250 pies de un conducto redondo en espiral. El trazo del conducto incluye tres codos de 90° y dos codos de 45° , cada uno con un radio de curvatura de 1.50. La razón de flujo volumétrica (Q) del gas residual (el cual contiene polvo facial atrapado), es de $15,000 \text{ ft}^3/\text{min}$ a condiciones estándar. Calcular la pérdida por fricción en el sistema del conducto.

Solución: Debido a que el material que está siendo conducido en el sistema del conducto (polvo facial), es ligero, una velocidad de transporte (u_r) apropiada en este caso es de $2,000 \text{ ft}/\text{min}$. (Véase la Tabla 1.4 anterior). Una vez sustituidos este valor y la razón de flujo volumétrico en la Ecuación 1.27, obtenemos el diámetro del conducto (D_d):

$$D_d = 1.128 \left(\frac{15,000}{2,000} \right)^{1/2} = 3.09 \text{ ft}$$

Enseguida, sustituya el diámetro y la velocidad en la Ecuación 1.29 para computar la pérdida por fricción (presión estática) del conducto recto, F_d :

$$F_d = 0.136 \left(\frac{1}{3.09} \right)^{1.18} \left(\frac{2,000}{1,000} \right)^{1.8} \left(\frac{250}{100} \right) = 0.313 \text{ in. w.c.}$$

El factor 250/100 en esta expresión ajusta la pérdida por fricción desde 100 pies (la base de la ecuación 10.29), hasta 250 pies (la longitud del sistema del conducto en este ejemplo). El resto

de la pérdida por fricción ocurre a través de cinco codos (tres de 90°, dos de 45°), cada uno con un radio de curvatura de 1.50. Estas pérdidas (F_c) se computan vía la Ecuación 1.12:

$$F_c = k_\theta VP \quad (1.31)$$

donde

$$\begin{aligned} VP &= (2,000/4,016)^2 \text{ (Ecuación 1.11, rearrugada)} \\ &= 0.248 \text{ in. w.c.} \end{aligned}$$

Para codos de 90°, $k_\theta = k_{90} = 0.33$ (promedio del rango de la tabla), y:

$$F_c = 3 \times 0.33 (0.248) = 0.246 \text{ in. w.c.}$$

Para los codos de 45°, $k_\theta = (45/90)k_{90} = 0.165$ (Ecuación 1.30), y:

$$F_c = 2 \times 0.165(0.248) = 0.0818 \text{ in. w.c.}$$

La pérdida por fricción total es, por lo tanto:

$$F = 0.313 + 0.246 + 0.0818 = 0.641 \text{ in. w.c.}$$

De este ejemplo se pueden hacer dos observaciones: (1) la pérdida de presión estática a través del conducto no es grande, aún con esta longitud (250 pies) y, (2) las pérdidas a través de los codos—las cuales totalizan 0.328 in. w.c.—son mayores que la pérdida en el conducto recto. Aunque puede ser tentador despreciar las pérdidas por los accesorios por cuestión de conveniencia, hacerlo así puede causar un subestimación importante de la pérdida de presión estática en el sistema de ventilación.

1.3.4 Procedimientos de Diseño de Chimeneas

Igual que con el sistema de conductos, el diseño de chimeneas implica un número de parámetros de la corriente, estructural y específicos del sitio [46,47] Estos incluyen:

Variables del gas residual: razón de flujo volumétrico de entrada, temperatura y composición;

Datos específicos del sitio: altura sobre el nivel del mar, fluctuaciones de temperatura ambiente,

datos topográficos y sísmicos, registros meteorológicos y elevaciones y distribución del edificio;

Parámetros estructurales: espesor de la pared de la chimenea y del forro, localización de la *breaching opening* (abertura de penetración), tipo de soportes, capacidad de carga de los cimientos, módulos de resistencia y frecuencia de la vibración natural.

Afortunadamente, para propósitos de estudio de estimaciones de costo, los únicos dos parámetros de diseño de la chimenea que necesitan determinarse son: (1) el diámetro de la chimenea y, (2) la altura de la chimenea. Las otras variables (v.g., el espesor de pared) son incorporadas en las correlaciones de costo del equipo. El diámetro de la chimenea es relativamente fácil de determinar, ya que depende fundamentalmente de las condiciones de la corriente residual. Es más difícil de determinar la altura de la chimenea, ya que está influenciada por varias variables específicas del sitio. No obstante, se ha desarrollado una guía amplia para permitir a quién realice la estimación, determinar una altura de chimenea aceptablemente correcta.

1.3.4.1 Calculando el Diámetro de la Chimenea

Debido a que la mayoría de las chimeneas tienen secciones transversales circulares, el diámetro de la chimenea (D_s , *ft*) puede ser calculado vía la fórmula del diámetro del conducto (Ecuación 1.27):

$$D_s = 1.128 \left(\frac{Q_c}{u_c} \right)^{1/2} \quad (1.32)$$

donde

$$\begin{aligned} u_c &= \text{velocidad de salida de la chimenea (ft/min)} \\ Q_c &= \text{razón de flujo volumétrico de salida (ft}^3\text{/min reales)} \end{aligned}$$

Debe notarse que el diámetro de la chimenea en esta fórmula se mide en la salida de la chimenea y no en la entrada. Esto es porque, por razones estructurales, el diámetro en el fondo de la chimenea típicamente es mayor que el diámetro de la parte superior. Nótese también que la velocidad de salida de la chimenea no iguala necesariamente la velocidad de transporte del conducto. Finalmente, Q_c puede ser diferente de la razón de flujo volumétrico utilizada para diseñar el tamaño del sistema de conductos. Debido a que la chimenea siempre sigue al dispositivo de control, la razón de flujo de entrada al dispositivo puede no igualar la razón de flujo de entrada a la chimenea, en términos de ft^3/min , ya sean estándar o reales. Por ejemplo, en un incinerador térmico, la razón de flujo estándar del gas residual de salida es casi siempre mayor que la razón de flujo de entrada debido a la adición de combustible suplementario.

La velocidad de salida de la chimenea, u_c , afecta la altura de la pluma, la distancia que la pluma se eleva por encima de la parte superior de la chimenea una vez que sale. En una chimenea bien diseñada, u_c debe ser 1.5 veces la velocidad del viento. Típicamente, velocidades de salida de diseño de 3,000 a 4,000 *ft/min* son adecuadas.[48] Este rango corresponde a velocidades del viento de 34 a 45 millas/hr.

1.3.4.2 Calculando la Altura de la Chimenea

La estimación de la altura de la chimenea es más difícil que calcular el diámetro de salida de la chimenea. La altura de la chimenea depende de varias variables: la altura de la fuente; la velocidad de salida de la chimenea; las temperaturas de la chimenea y ambiental; la altura, forma y arreglo de las estructuras cercanas y el terreno; y la composición del gas de salida de la chimenea. Algunas de estas variables se determinan en forma directa, mientras que otras (tales como las dimensiones y arreglo de las estructuras cercanas), son difíciles de determinar sin realizar modelos en el sitio y estudios de monitoreo.

Esta altura tiene dos componentes: la altura de la chimenea misma (H_s) y la altura de elevación de la pluma (H_{pr}). Juntos estos dos componentes componen la altura efectiva de la chimenea (H_e). Esto es:

$$H_e = H_s + H_{pr} \quad (1.33)$$

Sin embargo, el costo de la chimenea es una función de solo H_s . (Vea la Sección 1.4.) Tal como se discutió anteriormente, la elevación de la pluma es una función de la velocidad de salida de la chimenea. También depende del diferencial de temperatura entre el gas de la chimenea y el aire ambiente. Específicamente, una diferencia de temperatura de 1°F corresponde a un aumento de aproximadamente 2.5-*ft.* en H_{pr} . [49]

Para aquellas fuentes sujetas a *State Implementation Plans - SIP* (Planes de Implementación Estatal), la altura de la chimenea (H_s) debe determinarse de acuerdo a *good engineering practice - GEP* (buenas prácticas de ingeniería). Se define *GEP* como “la altura necesaria para asegurar que las emisiones de la chimenea no resulten en concentraciones excesivas de cualquier contaminante del aire en la vecindad inmediata a la fuente, como resultado de precipitaciones atmosféricas, remolinos o ventarrones que pudieran crearse por la fuente misma, las estructuras cercanas u obstáculos en los terrenos cercanos” [50]. A este respecto, la *GEP* establece el *maximum allowable stack height credit* (crédito máximo permisible de la altura de chimenea), para propósitos de calcular el impacto de la fuente emisora en la calidad del aire ambiental. Una fuente puede construir una chimenea a cualquier altura, pero solo cierta cantidad de la altura de la chimenea será permitida al determinar los impactos ambientales.[51]

Para chimeneas construidas después del 12 de enero de 1979, la altura *GEP* de chimenea debe ser la mayor de (1) 65 metros (213 pies); (2) la altura demostrada por un modelo fluido aprobado o por un estudio de campo que asegure que las emisiones de la chimenea no causan excesivas concentraciones de contaminantes por precipitaciones ambientales, ventarrones, efectos de remolinos, etc.; ó (3) la altura determinada por la siguiente ecuación:[52]

$$H_s = H_b + 1.5L \quad (1.34)$$

donde

- H_s = altura *GEP* de chimenea, medida desde el nivel de la elevación del suelo en la base de la chimenea (*ft*)
- H_b = altura de la(s) estructura(s) cercana(s), medida desde este nivel de elevación del suelo (*ft*)
- L = la dimensión menor (altura o ancho proyectado de la(s) estructura(s) cercana(s))

1.3.4.3 Calculando el Tiro de la Chimenea

Tal como se discutió previamente, el gas residual fluyendo a través de campanas y sistemas de conductos, pierde presión estática debido a la fricción. En el caso de las chimeneas, sin embargo, la corriente de gas realmente puede *ganar* presión estática, como resultado del tiro de la chimenea, el cual es el tiro creado por el diferencial de temperatura entre el gas de la chimenea y el aire ambiente. El tiro de la chimenea (SP_s , *in. w.c.*) puede calcularse como sigue:⁵³

$$SP_s = 0.034 (H_s - H_{br}) p \times \left(\frac{1}{T_{amb}} - \frac{1}{T_{sa}} \right) \quad (1.35)$$

donde

- H_{br} = altura de la penetración de la chimenea (conexión con el conducto de entrada), por arriba de la base de la chimenea (*ft*)
- p = presión barométrica (*in. w.c.*)
- T_{amb} = temperatura ambiente (ER)
- T_{sa} = temperatura promedio del gas en la chimenea (ER)

Ejemplo: El gas residual de un incinerador térmico tiene una razón de flujo de salida y una temperatura de 21,700 *ft*³/min reales y 550°F, respectivamente. La velocidad máxima del viento en la vecindad es de 42 millas/hr, mientras que las temperaturas de salida de la chimenea y la ambiental son 450°F y 70°F, a su vez. La presión barométrica es 1 atm. (29.92 *in. Hg*). El incinerador está cerca de un edificio de ladrillo de 35-*ft* de alto, mientras que el “ancho proyectado”

de un edificio adyacente es 40 ft. Para que la chimenea disperse el gas del incinerador, calcule (1) la velocidad de salida, (2) el diámetro, (3) la altura, y (4) el tiro, requeridos.

Solución:

Velocidad de salida: De acuerdo a las instrucciones anteriores, la velocidad debe ser 1.5 veces la velocidad del viento, o:

$$u_c = 1.5 \times 42 \text{ mph} \times 88 \frac{\text{fpm}}{\text{mph}} = 5,540 \frac{\text{ft}}{\text{min}} \quad (1.36)$$

Diámetro de la chimenea: La razón de flujo volumétrico de salida se mide a la temperatura de salida de la chimenea, a saber 450°F. Sin embargo, la razón de flujo anterior fue medida a 550°F, la temperatura de salida del incinerador. Corrigiendo a la temperatura de salida de la chimenea, obtenemos:

$$Q_c = \frac{21,700 \times (450 + 460)}{(550 + 460)} = 19,600 \left(\frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \text{ reales} \right) \quad (1.37)$$

Sustituyendo estos valores en la Ecuación 1.32:

$$D_s = 1.128 \left(\frac{19,600}{5,540} \right)^{1/2} = 2.12 \text{ ft}$$

Altura de la chimenea: Como una primera aproximación, estime la altura *GEP* de la chimenea de la Ecuación 1.33, donde las variables H_b y L son 35 ft y 40 ft, respectivamente:

$$H_s = 35 + 1.5(40) = 95 \text{ ft.}$$

Claramente, esta H_s es menor que la altura *GEP* máxima (213 ft.), así que será utilizada en este ejemplo.

Tiro de la chimenea: Todos los datos necesarios para computar el tiro de la chimenea vía la Ecuación 1.35 son conocidas, excepto la altura de penetración de la chimenea, H_{br} . Sin embargo, se recomienda un mínimo de 5 ft. para este parámetro[54]. Este valor será usado en este cálculo. También, la temperatura promedio de la chimenea es:

$$T_{as} = \frac{(450 + 550)}{2} + 460 = 960^\circ R \quad (1.38)$$

Finalmente, la presión barométrica expresada en pulgadas de agua es:

$$p = 29.92 \text{ in. Hg} \times \frac{13.6 \text{ in. agua}}{\text{in. Hg}} = 407 \text{ in. w.c.} \quad (1.39)$$

Una vez sustituyendo, obtenemos:

$$SP_s = (0.034) (118 - 5) (407) \left[\frac{1}{70 + 460} - \frac{1}{960} \right] = 1.32 \text{ in. w.c.}$$

1.4 Estimando la Inversión de Capital Total

Esta sección presenta la información necesaria para estimar la *total capital investment - TCI* (inversión de capital total) para campanas, sistema de conductos y chimeneas. El *TCI* incluye el *equipment cost - EC* (costo del equipo) para campanas, sistema de conductos o chimenea; impuestos, cargos por fletes; instrumentación (de ser aplicable); y los costos directos y de instalación. Todos los costos se presentan en dólares del segundo trimestre de 1993, y son de exactitud de estimación de “estudio” (± 30 por ciento)². Más aún, los costos son para instalaciones de establecimientos nuevos; no se incluyen costos de reconversión.

Los costos de equipo se presentan en la Sección 1.4.1, mientras que los costos de instalación se muestran en la Sección 1.4.2. En cada una de estas secciones, las tres categorías de equipo son cubiertas en subsecciones separadas.

1.4.1 Costos de Equipo

Varios proveedores proporcionaron costos (precios) para cada una de las tres categorías de equipos. Sus respuestas reflejaron un rango de tamaños, diseños y materiales de construcción. Estos precios han sido correlacionados contra algún parámetro de diseño fácil de determinar (diseño del tamaño), vía análisis por regresión de mínimos cuadrados. Cada una de estas correlaciones está relacionada con un cierto tipo de equipo (v.g., campanas de toldo circulares), dentro de un rango de tamaño especificado del parámetro en cuestión (v.g., 2 a 200 ft^2 de área de entrada). Por esta razón, una correlación de costo no debe extrapolarse fuera del rango especificado del parámetro.

Algunos de los precios proporcionados por los proveedores se relacionan a artículos

² Para más información acerca de la escalación de precios a dólares actuales, refiérase al reporte de la EPA “*Escalation Indexes for Air Pollution Control Costs*” y sus últimas ediciones los cuales se hallan en el sitio Internet de la EPA debajo de la página *OAQPS Technology Transfer Network (CTC Bulletin Board)*.

“*off-the-shelf*” (en existencia), mientras que otros costos son para equipo fabricado sobre pedido. Los proveedores tienden a especializarse ya sea en artículos en existencia o sobre pedido. La mayoría de las campanas y chimeneas son sobre pedido, fabricadas ya sea en la fábrica del proveedor o construidas en el sitio. Contrariamente, los componentes del sistema de conductos son usualmente artículos en existencia, aunque las piezas grandes tienen que hacerse sobre pedido. (Por supuesto, hay excepciones a esto). Finalmente, todos los precios dados en la siguiente sección son “L.A.B.” (libre a bordo) el proveedor, lo que significa que no incluyen fletes ni impuesto

1.4.1.1 Costos de las Campanas

De todos, cuatro vendedores proporcionaron precios para las campanas.[55] Estos precios cubren los siguientes tipos de campanas:

- Toldo—circular
- Toldo—rectangular

Table 1.8: Parámetros para la Ecuación de Costo de la Campana [55]

Tipo de Campana	Material de Fabricación	Parámetro de la Ecuación		Rango de la Ecuación (A, ft ²)
		a	b	
Toldo-circular	FRP ¹	128	0.577	2-200
Toldo-rectangular	FRP	306	0.506	2-200
Empuje-jale (<i>push-pull</i>)	FRP	620	0.321	2-200
Succión lateral	FRP	497	0.336	2-200
Succión Transera (Ranurada)	PVC ²	307	1.43	0.6-2.0 ³
Succión Transera (Ranurada)	PVC ⁴	797	0.504	1.1-2.1
Succión Transera (Ranurada)	PP ⁵	653	0.717	1.1-2.1
Succión Transera (Ranurada)	FRP	956	0.519	1.1-2.1
Succión Transera (Ranurada)	Acero galvanizado	688	0.687	0.5-1.3

¹ Plástico reforzado con fibra de vidrio

² Cloruro de polivinilo

³ Para cada campana ranurada, “el rango de la ecuación” denota el rango en el área de las aberturas de la ranura, la cual es mucho menor que el área total de la cara de la campana

⁴ Cada campana está equipada con compuertas manuales de las ranuras y cuatro hileras de ranuras.

⁵ Polipropileno

- Empuja-jala
- Tiro lateral
- Tiro posterior (ranurada)

Las descripciones y procedimientos de diseño para estas campanas están dadas en las Secciones 1.2.1 y 1.3.2, respectivamente. Tal como se explicó en la Sección 1.3.2, se ha encontrado que los costos de las campanas se correlacionan bien con el área de entrada o de cara de la campana (A_f, ft^2). Además, la forma funcional que mejor ajusta la correlación (ecuación) costo-área de cara es la “función potencia”, o:

$$C_h = aA_f^b \quad (1.40)$$

donde

$$\begin{aligned} C_h &= \text{costo de la campana (\$)} \\ a, b &= \text{parámetros de la ecuación de regresión} \end{aligned}$$

Los valores de los parámetros de la ecuación varían de acuerdo al tipo de campana y al material de construcción. Estos parámetros se muestran en la Tabla 1.8.

Ejemplo: Cual sería el costo de la campana de toldo para el tanque de electrodeposición del tamaño diseñado para el ejemplo en la Sección 1.2.2. Suponga que la campana es fabricada de *FRP*.

Solución: Recuerde que el área de cara (A_f) calculada para la campana fue de $98.5 ft^2$. Debido a que ésta es una campana de toldo circular, los parámetros de la ecuación de la Tabla 1.8 son: $a = 123$ y $b = 0.575$. (Note que esta área de campana cae dentro del rango de la ecuación de 2 a $200 ft^2$.) Sustituyendo estos parámetros en la Ecuación 1.40, obtenemos:

$$C_h = 123(98.5)^{0.575} = \$1,720.$$

1.4.1.2 Costos del Sistema de Conductos

Varios proveedores proporcionaron precios de sistemas de conductos, también para un rango de tamaños, materiales y diseños.[56] Estos precios cubren las siguientes piezas de equipo:

Sistema de conductos rectos:

Circular

– Hoja de acero (carbón, galvanizada, con y sin aislante; inoxidable 304)

- Placa de acero (carbón, cubierta; inoxidable 304)
- Plástico (*FRP*; *PVC*)

Cuadrado

- Acero (carbón, aluminizado; con y sin aislante)

Codos (90°):

- Acero (carbón, galvanizado, con y sin aislante; inoxidable 304)
- Plástico (*FRP*; *PVC*)

Compuertas:

Mariposa

- Acero (carbón, galvanizado, con y sin aislante)
- Plástico (*FRP*; *PVC*, con y sin actuadores)

Persianas

- Acero (carbón, aluminizado, con y sin actuadores)

De guillotina

- Acero (carbón)
- *PVC*

Estos precios fueron correlacionados por regresión contra el diámetro de la pieza de equipo (conducto recto, codo o compuerta). Las correlaciones por regresión fueron de tres formas: función potencia (principalmente), exponencial y lineal. La Ecuación 1.40 representa la función potencia, mientras que las otras formas son:

$$\text{Exponencial: } C_i = ae^{bD} \quad (1.41)$$

$$\text{Lineal: } C_i = a + bD \quad (1.42)$$

donde

- C_i = costo de la pieza de equipo en cuestión
- a, b = parámetros de regresión
- D = diámetro de equipo

Los parámetros de regresión se enlistan en las Tablas de la 1.9 a la 1.11, junto con la aplicabilidad de los rangos de tamaño para las correlaciones respectivas (Nota: Las correlaciones no deben extrapolarse fuera de estos rangos.) Los siguientes párrafos contienen información adicional acerca de datos de precio y correlaciones:

Conductos rectos: Tal como se indicó anteriormente, los proveedores proporcionaron precios para conductos rectos de placa de acero, hoja de acero (con ensamble en espiral o costura

Tabla 1.9: Parámetros para la Ecuación de Costo de un Conducto Recto [56]

Tipo de Conducto	Material del Aislante	Espesor Aislante (in.)	Tipo de Ecuación	Parámetro de Ecuación		Rango de la Ecuación (D, in.)
				$\frac{a}{b}$	$\frac{b}{a}$	
Circular-espiral ¹	Sheet-gal CS ²	Ninguno	Función Potencia	0.322	1.22	3-84
Circular-espiral	Sheet-304 SS ³	Ninguno	Función Potencia	1.56	1.00	3-84
Circular-espiral	Sheet-galv CS	1	Función Potencia	1.55	0.936	3-82
Circular-espiral	Sheet-galv CS	3	Función Potencia	2.56	0.937	3-82
Circular-longitudinal ⁴	Sheet-galv CS	Ninguno	Función Potencia	2.03	0.784	6-84
Circular-longitudinal	Sheet-304 SS	Ninguno	Función Potencia	2.98	0.930	6-84
Circular-longitudinal	Plate-coat CS ⁵	Ninguno	Función Potencia	2.49	1.15	6-84
Circular-longitudinal	Plate-304 SS ⁶	Ninguno	Función Potencia	6.29	1.23	6-84
Cuadrado	Sheet-alum CS ⁷	Ninguno	Lineal	0.254	2.21	18-48
Cuadrado	Sheet-alum CS	4	Lineal	21.1	5.81	18-48

¹ Conducto circular unido en espiral y soldado

² Hoja de acero al carbón galvanizado

³ Hoja de acero inoxidable 304

⁴ Conducto circular soldado a lo largo de la costura longitudinal

⁵ Placa de acero al carbón con una capa de "shop paint" (pintura de taller)

⁶ Placa de acero al carbón 304

⁷ Hoja de acero al carbón aluminizado

longitudinal), y de plástico. La mayor diferencia entre los dos tipos de conductos de acero radica en el espesor de pared. El conducto de placa de acero tiene espesor de pared típicamente de 3/16 in. a 1/2 in., mientras que el conducto de hoja de acero varía usualmente de calibre 28 a calibre 10. Como lo muestra la Tabla 1.5, este rango corresponde a espesores de pared de 0.0149 in. a 0.1406 in., respectivamente, aunque los espesores exactos variarán con el tipo de acero utilizado (v.g., carbón vs. inoxidable). También, tal como se discutió en la Sección 1.3.3.2, cada diámetro de conducto puede ser fabricado con un rango de espesores de pared.

La mayoría de los proveedores de conductos de acero proporcionaron precios para un mínimo y un máximo de espesor de pared para un diámetro dado. Sin embargo, para simplificar las cosas para quienes realizan estimaciones de costos, estos precios "bajos" y "altos" fueron primero promediados, y entonces, los precios promedio fueron correlacionados por regresión contra los diámetros. Llegar a un valor promedio fue necesario porque los que realizan estimaciones de costo de estudio usualmente no tienen suficiente información disponible para predecir el espesor

de pared del conducto.

Los precios para ambos conductos de acero inoxidable aislados, circular y cuadrado, estuvieron entre los datos recibidos. El conducto de acero aislado, circular, es de construcción “de pared doble y ensamblado en espiral”, en el cual el aislante es instalado entre las paredes interior y exterior. Los costos fueron proporcionados para ambos espesores de aislante de fibra de vidrio, de 1 pulgada y de 3 pulgadas. Para el conducto cuadrado, los precios fueron dados para aislante de lana de vidrio de 4 pulgadas de espesor, aplicado a la superficie exterior del conducto. Los parámetros de correlación en la Tabla 1.9 reflejan estas especificaciones.

Se recibieron precios para ambos conductos, de acero al carbón (galvanizado, pintado o

Tabla 1.10: Parámetros para la Ecuación de Costo de Codos y Compuertas de Acero [56]

Accesorio de la Instalación de Conductos	Material	Tipo de Ecuación	Parámetro de la Ecuación		Rango de la Ecuación (D, in.)
			a	b	
Codos ¹	AC galv ²	Exponencial	30.4	0.0594	6-84
Codos	Al 304	Exponencial	74.2	0.0668	6-60
Codos-aislados ³	AC galv	Exponencial	53.4	0.0633	3-78
Codos-mariposa ⁴	AC galv	Exponencial	23.0	0.0567	4-40
Compuertas-mariposa/aisladas ⁵	AC galv	Exponencial	45.5	0.0597	4-40
Compuertas-persianas	AC alum ⁷	Función	78.4	0.860	18-48
		Potencia			
Compuertas-persianas c/ actuadores ⁸	AC alum	Función	208.	0.791	18-48
		Potencia			
Compuertas de guillotina	Acero al Carbón	Función	17.2	0.825	3-18
		Potencia			

¹ Codos de 90° de una sola pared, “armados”, sin aislante

² Hoja de acero al carbón galvanizado

³ Codos de 90° de pared doble, armados, con 1 pulgada de aislante de fibra de vidrio

⁴ Compuerta de mariposa manual de una sola pared del tipo “*opposed blade*” (“cuchilla opuesta”)

⁵ Compuerta de mariposa manual de pared doble de “cuchilla opuesta”, con 1 pulgada de aislante de fibra de vidrio

⁶ Compuertas de persianas selladas el 95-98%

⁷ Hoja de acero al carbón “aluminizada”

⁸ Compuertas de persianas con actuadores eléctricos (controles automáticos).

aluminizado) y de acero inoxidable 304. El conducto de acero al carbón es usado en situaciones donde el acero “medio” es aceptable, mientras que el conducto de acero inoxidable se requiere siempre que la corriente de gas contiene altas concentraciones de sustancias corrosivas.

Los proveedores también dieron precios (Tabla 1.11) para conductos de plástico (*FRP* y *PVC*). Sin embargo, para un diámetro dado, este conducto es fabricado en un solo espesor de pared, el cual varía desde aproximadamente 1/8 in. hasta 1/4 in. Consecuentemente, no se

Tabla 1.11: Parámetros para las Ecuaciones de Costo de Instalaciones de Conductos de Plástico [56]

Tipo de Conducto	Material	Tipo de Ecuación	Parámetro de la Ecuación		Rango de la Ecuación (D, in.)
			a	b	
Conducto recto	PVC ¹	Función Potencia	0.547	1.37	6-48
Conducto recto	FRP ²	Exponencial	11.8	0.0542	4-60
Codos-90°	PVC	Función Potencia	3.02	1.49	6-48
Codos-90°	FRP	Exponencial	34.9	0.0841	4-36
Codos-mariposa	PVC	Función Potencia	10.6	1.25	4-48
Codos-mariposa	FRP	Función Potencia	35.9	0.708	4-36
Codos-mariposa c/ actuadores ³	PVC	Exponencial	299.	0.0439	4-48
Compuertas de guillotina	PVC	Función Potencia	8.14	1.10	4-48

¹ Cloruro de polivinilo

² Plástico reforzado con fibra de vidrio

³ Compuertas de mariposa con actuadores neumáticos (controles automáticos). Todas las demás compuertas listadas en esta tabla son controladas manualmente.

requiere que quién realice la estimación seleccione un espesor de pared cuando costee conductos de plástico.

Codos: También fueron presentados los precios para codos de 90° de hoja de acero y de plástico. Los codos de hoja de acero fueron codos en forma triangular (seccionados), fabricados de cinco piezas de metal soldadas juntas. Igual que el conducto derecho, los codos de acero fueron cotizados para dos espesores de pared: “mínimo” y “máximo”. Estos precios fueron promediados antes de ser correlacionados por regresión contra el diámetro del codo. Los precios también fueron dados para codos de acero al carbón galvanizado (con y sin aislante de fibra de vidrio de 1 pulgada) y para codos de acero inoxidable 304. Los parámetros de correlación para codos de acero están listados en la Tabla 1.10.

También fueron dados los costos para ambos codos de 90°, de PVC y de FRP. Las «eles» de PVC fueron fabricadas de tres secciones (“inglete de tres piezas”), mientras que los codos de FRP fueron accesorios moldeados de una sola pieza. Igual que con el conducto recto de plástico, cada codo de un diámetro dado fue fabricado en un solo espesor de pared. La Tabla 1.11 contiene los parámetros de correlación para codos de plástico.

Compuertas: Se obtuvieron precios para tres tipos de compuertas: de mariposa, de persianas y de guillotina. Las compuertas de mariposa de acero al carbón galvanizado fueron cotizadas con y sin aislante de fibra de vidrio de 1 pulgada, mientras que los precios para compuertas de persianas de acero al carbón aluminizado fueron basados en control ya sea manual o automático (vía actuadores eléctricos). Similarmente, las compuertas de mariposa de PVC fueron manuales o equipadas con actuadores neumáticos. Ambas compuertas de guillotina, de acero al carbón y de PVC fueron manuales. Los parámetros de correlación para las compuertas de acero y de plástico se muestran en las Tablas 1.10 y 1.11, a la vez.

Ejemplo: Un filtro de tela manejando $16,500 \text{ ft}^3/\text{min}$ de gas residual a 200°F , cargado con polvo de cocoa no corrosivo, está localizado 95 pies a un lado de, y 25 pies arriba de la fuente de emisión (un horno de secado). Se requerirán un conducto recto con cuatro codos de 90° (todos fabricados de hoja de acero al carbón galvanizado, ensamblados en espiral) y una compuerta de mariposa (también de AC galvanizado), para conducir el gas desde la fuente hasta el dispositivo de control. Suponga que el sistema del conducto contiene aislante de 1 pulgada de espesor para prevenir condensación. Estime el costo de estas piezas.

Solución: Primero, determine el diámetro del conducto recto, de los codos y de la compuerta. De la Tabla 1.4, la velocidad de transporte mínima (u_t) para polvo de cocoa es de $3,000 \text{ ft}/\text{min}$. Sustituyendo este valor y la razón de flujo volumétrico de gas en la Ecuación 1.27, obtenemos:

$$D_d = 1.128 \left(\frac{16,500}{3,000} \right)^{1/2} = 2.65 \text{ ft} = 31.7 \text{ in.}$$

Enseguida, obtenga los costos de las piezas del sistema del conducto como sigue:

Sistema de Conductos Rectos: De la Tabla 1.9, seleccione los parámetros de la ecuación para conducto circular galvanizado ensamblado en espiral (1 pulgada de aislante) y sustitúyalos y el diámetro en el tipo de ecuación apropiado (función potencia, Ecuación 1.40).

$$\text{Costo del conducto recto} \left(\frac{\$}{\text{ft}} \right) = 1.55 (31.7)^{0.936} = \frac{\$39.4}{\text{ft}}$$

sin embargo, se requieren un total de 115 ft ($95 + 20$) de conducto, así:

$$\text{Costo del conducto recto} = \frac{\$39.4}{\text{ft}} \times 115 \text{ ft} = \$4,531$$

Codos: Los parámetros de correlación de la Tabla 1.10 para codos aislados de acero al carbón

galvanizado son 53.4 (a) y 0.0633 (b). Sin embargo, la forma de la correlación por regresión es exponencial (Ecuación 1.47). Así:

$$\text{Costo del codo (\$)} = 53.4 e^{0.0633 (31.7)} = \$397 \text{ c / u.}$$

para cuatro codos, el costo es: $\$397 \times 4 = \$1,588$.

Compuerta: también de la Tabla 1.10, seleccione los parámetros de correlación para “compuertas-mariposa/aisladas” de acero al carbón galvanizado y sustituya en la Ecuación 1.47:

$$\text{Costo de la compuerta (\$)} = 45.5 e^{0.0597 (31.7)} = \$302$$

después de sumar los tres costos anteriores, obtenemos:

$$\text{Costo total del sistema del conducto} = \$6,421 \approx \$6,420$$

1.4.1.3 Costos de la Chimenea

Los precios para chimeneas cortas de acero y de PVC fueron obtenidos de cuatro proveedores.[57] Los costos de la chimenea de acero fueron para las fabricadas de acero al carbón e inoxidable 304, de ambas, placa y hoja de metal. Igual que con el sistema de conductos, la diferencia entre hoja de metal y placa radica en el espesor. Para estas chimeneas, el espesor de la hoja de metal varía de calibre 18 a 16 (0.05 a 0.06 pulgadas aproximadamente). Los espesores de la placa de metal fueron considerablemente mayores: 0.25 a 0.75 pulgadas, un hecho que las hace más resistentes al viento y a otras cargas que las chimeneas fabricadas de hoja de acero. Esto es especialmente cierto para chimeneas altas. El principal inconveniente es que las chimeneas de placa de acero son más costosas que las fabricadas de hoja de acero.

Otra característica que aumenta el costo es el aislante. Como lo muestran los parámetros de correlación (Tabla 2.12), las chimeneas aisladas cuestan hasta tres veces más por pie que las no aisladas. Con o sin aislante, una típica chimenea corta (15 *ft.*), de acero, consiste de los siguientes componentes:[58]

- Conducto de costura longitudinal (sección de 12 pies)
- Accesorio reductor (3 pies)
- Bandeja de escurrimiento
- Plato de soporte (1/4 de pulgada, soldado a la chimenea)
- Parte superior cuadrangular (para conectarla a la descarga del ventilador)
- Anillo (para sujetar los cables tensores)

Las chimeneas más altas pueden requerir componentes adicionales, tales como escaleras y plataformas, cables tensores y luces de advertencia para las aeronaves. (Véase la Sección 1.2.3.). La Tabla 1.12 enlista los parámetros y rangos aplicables a las correlaciones de costos de las chimeneas. Las correlaciones cubren chimeneas cortas de PVC y chimeneas más altas fabricadas de placa de acero (tipo al carbón e inoxidable 304) y de hoja de acero (aislada y sin aislar). Excepto por tres diseños de hoja de acero de pared doble, estas chimeneas son de construcción de una sola pared. Nótese que todas las correlaciones son funciones potencia. También nótese que las ecuaciones se aplican a varios rangos de altura de chimenea. En todas menos una de estas ecuaciones, el costo se expresa en $\$/ft$ de altura de chimenea. La excepción es la ecuación de costo para chimenea de hoja de acero al carbón, aislada, de altura variando de 30 a 75 pies. En esta ecuación el costo está expresado en \$.

Esta última ecuación de costo es diferente en otro respecto. Las otras seis ecuaciones en la Tabla 1.12, correlacionan el costo de chimenea ($\$/ft$) con el diámetro de chimenea (D_s , in.). Sin embargo, estas siete ecuaciones correlacionan el costo de chimenea con el área superficial de chimenea (S_s, ft^2), una variable que incorpora ambos, el diámetro de la chimenea y la altura de la chimenea ($H_{s,ft}$). El área superficial se calcula vía la siguiente ecuación:

Tabla 1.12: Parámetros para las Ecuaciones de Costo de Chimeneas [54]

Material	Parámetros de la Ecuación ¹		Rango de la Ecuación	
	<i>a</i>	<i>b</i>	D_s (in) ²	H_s (ft) ³
PVC ⁴	0.393	1.61	12-36	≤10
Placa de AC recubierta ⁵	3.74	1.16	6-84	20-100
Placa AI 304 ⁶	12.0	1.20	6-84	20-100
Hoja AC galvanizada ⁷	2.41	1.15	8-36	≤75
Hoja AI 304 ⁸	4.90	1.18	8-36	≤75
Hoja AC aislada/DP ⁹	143.	0.402	18-48	≤15
Hoja AC no aislada/DP ¹⁰	10.0	1.03	18-48	≤15
Hoja AC aislada/DP ¹¹	142.	0.794	24-48	30-75

¹ Todos los costos son funciones potencia. (Vea la Ecuación 2.44) Excepto donde se indique, los costos se expresan en términos de $\$/ft$ de altura de chimenea.

² Rango de diámetro de chimenea al cual se aplica cada ecuación.

³ Rango de altura de chimenea al cual se aplica cada ecuación.

⁴ Cloruro de polivinilo.

⁵ Placa de acero al carbón con una cubierta de "shop paint" ("pintura de taller")

⁶ Placa de acero inoxidable 304.

⁷ Hoja de acero al carbón, galvanizada.

⁸ Hoja de acero inoxidable 304.

⁹ Hoja de acero al carbón aluminizado cubierta con 4 pulgadas de aislante de fibra de vidrio (construcción de doble pared).

¹⁰ Hoja de acero al carbón aluminizada no aislada (construcción de doble pared).

¹¹ Los costos para estas chimeneas se expresan en \$, y se correlacionan con el área superficial de la chimenea (S_s, ft^2).

$$S_s = \left(\frac{\pi}{12} \right) D_s H_s \quad (1.43)$$

donde

1/12 = factor de conversión del diámetro de chimenea (D_s)

Ejemplo: Estime el costo de la chimenea del tamaño diseñado en el ejemplo de la Sección 1.3.4.3.

Solución: Recuerde que las dimensiones de la chimenea eran: $H_s = 95 \text{ ft}$ y $D_s = 2.12 \text{ ft} = 25.4 \text{ in}$. Ambas dimensiones caen dentro de los rangos de las correlaciones de costo para chimeneas de placa de acero. Debido a que el ejemplo previo no indicó si el gas residual era o no corrosivo, estimaremos los precios para ambas chimeneas, de acero al carbón y de placa de acero inoxidable 304.

Una vez sustituyendo los parámetros de la ecuación y las dimensiones de la chimenea en la Ecuación 1.40, obtenemos:

$$\text{Precio (acero al carbón)} = 3.74 (25.4)^{1.16} \left(\frac{\$}{\text{ft}} \right) \times 95 \text{ ft} = \$15,100$$

$$\text{Precio (inoxidable 304)} = 12.0 (25.4)^{1.20} \left(\frac{\$}{\text{ft}} \right) \times 95 \text{ ft} = \$55,300$$

Nótese que el precio de la chimenea de acero inoxidable es casi cuatro veces el de la chimenea de acero al carbón. En vista de esta diferencia, quién realiza la estimación necesita obtener más información de las propiedades de la corriente de gas residual, para que el/ella pueda seleccionar el material de fabricación de la chimenea más conveniente. Claramente, sería un uso muy pobre de los fondos instalar una chimenea de acero inoxidable donde no sea necesaria.

1.4.2 Impuestos, Fletes y Costos de Instrumentación

Los cargos por impuestos (sobre venta, etc.) y por fletes, se aplican a las campanas, sistemas de conductos y chimeneas, tal como se aplican a los dispositivos de control que soportan estos auxiliares. Tal como se discutió en la Sección 1, Capítulo 2, estos costos varían, respectivamente, de acuerdo a la localización de los sistemas de ventilación y a la distancia del sitio al proveedor. 3% (impuestos) y 5% (fletes) son valores típicos del costo total de equipo.

Contrario a los dispositivos de control, los sistemas de ventilación generalmente no tienen

instrumentación. La excepción sería un actuador eléctrico o mecánico de una compuerta de mariposa o de persianas. En tal caso, sin embargo, el costo del instrumento (actuador y auxiliares), sería incluido en el precio de la compuerta. Así, no se incluye el costo de instrumentación suplementaria.

1.4.3 Costo de Equipo Comprado

Con sistemas de ventilación, el *purchased equipment cost*, PEC_t (costo de equipo comprado), es la suma de los costos de equipo, impuestos y fletes. Incorporando los valores típicos listados en la Sección 1.4.2, obtenemos:

$$PEC_t = EC_t + 0.03(EC_t) + 0.05(EC_t) = 1.08(EC_t) \quad (1.44)$$

donde

EC_t = costo total de la(s) campana(s), sistema de conductos y chimenea(s)

1.4.4 Costos de Instalación

Cuando se hace una estimación de costo para un sistema de control de la contaminación del aire de acuerdo al procedimiento de este manual, quién realiza la estimación determina primero el costo del dispositivo de control, luego estima los costos de tales auxiliares como la campana, el sistema del conducto, la chimenea, el ventilador y motor y otras piezas. A estos costos, el/ella agrega los costos de la instrumentación, impuestos y fletes, para obtener el PEC . Finalmente, quién realiza la estimación multiplica el PEC por el factor de instalación apropiado al dispositivo de control (v.g., 2.20 para absorbedores de gas), para obtener la inversión de capital total. En estos casos, el factor de instalación incorpora todos los costos directos e indirectos necesarios para instalar y arrancar el equipo del sistema de control, incluyendo, por supuesto, la campana, el sistema del conducto y la chimenea (Véase las Secciones de la 3 a la 6 para más información acerca de estos factores.)

Por esta razón, usualmente es necesario estimar el costo de instalación del sistema de ventilación separadamente. Sin embargo, puede haber ocasiones donde una campana, una chimenea o un sistema de conductos tenga que instalarse solo, ya sea como equipo de reemplazo o para aumentar el sistema de ventilación existente. En esos casos, quién realiza la estimación puede querer estimar el costo de instalar esta pieza.

Como pudiera imaginarse, estos costos de instalación varían considerablemente, de acuerdo a la localización geográfica, tamaño y distribución del establecimiento, diseño del equipo y otras variables diversas. No obstante, algunos de los proveedores (y un colega revisor [59]), proporcionaron factores para campanas y sistemas de conductos, los cuales, cuando se multiplican por sus costos de equipo comprado respectivos, producirán costos de instalación aproximados.

Estos son:

- Campanas: 50 a 100%
- Sistema de conductos: 25 a 50%

Si uno o ambos de estos últimos factores es utilizado, la inversión de capital total (TCI) de la campana y/o del sistema de conductos, sería:

$$TCI = (1 + IF_{h/d}) \times PEC_{h/d}$$

donde

$$\begin{aligned} IF_{h/d} &= \text{factor de instalación de la campana}(h)/\text{sistema de conductos}(d) \\ PEC_{h/d} &= \text{costo de equipo comprado de la campana}(h)/\text{sistema de conductos}(d) \end{aligned}$$

1.5 Estimando el Costo Total Anual

1.5.1 Costos Directos Anuales

Los sistemas de ventilación incurren en pocos, si algunos, costos directos anuales, ya que funcionan para soportar a los dispositivos de control. No hay costos de mano de obra de operación o de supervisión, de materiales de operación ni de tratamiento/disposición asignados a sistemas de ventilación. Los costos de mantenimiento también serían mínimos, excepto por gastos menores tales como pintura, reparación del aislante o calibración de los controles automáticos de la compuerta. Los únicos costos de servicios serían la electricidad adicional necesaria para que la corriente del gas residual venza a la presión estática en la campana, sistema de conductos y en la chimenea.³ El costo de la electricidad adicional (C_c , \$/año) puede calcularse como sigue:

$$C_c = (1.175 \times 10^{-4}) \frac{p_c Q F_d \theta}{\epsilon} \quad (1.46)$$

donde

$$p_c = \text{precio de la electricidad (\$/kwh)}$$

³ Técnicamente, este costo directo anual debe ser asignado al ventilador del sistema de extracción, no a la campana, sistema de conductos, y chimenea. La ecuación de potencia de ventilador será incluida en la sección del Manual que aborde el tema de ventiladores. Sin embargo, como no se ha escrito esta sección todavía, se ha proporcionado esta ecuación como una conveniencia temporal a los usuarios del Manual.

- Q = razón de flujo de gas (ft^3 /min reales)
 F = caída de presión estática a través del sistema de ventilación (*in. w.c.*)
 θ = factor de operación (hr/año)
 ϵ = eficiencia combinada ventilador/motor

Ejemplo: En el ejemplo anterior del sistema de ventilación de la fábrica de cosméticos (Sección 1.3.3.3), ¿cual sería el costo de la electricidad consumida por el ventilador necesario para conducir el gas a través del sistema de conductos? Suponga un precio de la electricidad de \$0.075/kwh, una eficiencia combinada ventilador/motor de 0.6 y un factor de operación de 8,000-hr/año.

Solución: Recuerde que la caída de presión y la razón de flujo de gas para este ejemplo eran 0.313 *in. w.c.* y 15,000 ft^3 /min reales, respectivamente. Una vez sustituyendo estos valores y los otros parámetros en la ecuación 10.40, obtenemos:

$$C_c = (1.175 \times 10^{-4}) (0.075) (15,000) (0.313) (8,000)/0.6 = \$552/\text{año}.$$

1.5.2 Costos Indirectos Anuales

Los costos indirectos anuales para un sistema de ventilación incluyen a los costos de

Tabla 1.13: Ecuaciones de Cálculo para Costos Indirectos Anuales

Costo Indirecto Anual	Ecuación de Cálculo
Impuestos prediales	0.01 x TCI
Seguro	0.01 x TCI
General y Administrativos	0.02 x TCI
Recuperación de Capital	CFR x TCI

impuestos prediales, seguros, generales y administrativos (*G&A*) y de recuperación de capital. (No se consideran *overhead* (otros gastos)—un quinto costo indirecto anual—porque se ha tomado como un factor de la suma los costos de mano de obra de operación, supervisión y mantenimiento y de los materiales de mantenimiento, el cual es despreciable). Cuando un sistema de ventilación es parte de un sistema de control, estos costos se incluyen en el costo indirecto anual del sistema de control. Sin embargo, si se ha diseñado el tamaño y costado el equipo de ventilación separadamente, estos costos pueden computarse de la inversión de capital total (*TCI*), vía factores estándar, como sigue:

El término “*CRF*” en la ecuación de recuperación de capital es el *capital recovery factor* (factor de recuperación de capital), el cual es una función de la vida económica del sistema de ventilación y de la tasa de interés cargada a la inversión de capital total (Véase la Sección 1, Capítulo 2 de este Manual para más discusión del *CRF* y de la fórmula usada para computarlo).

Para un sistema de ventilación, la vida económica varía de al menos 5 a 10 años a 15 a 20 años o más. [60,61] En general, el equipo de ventilación debe durar tanto como el sistema de control que soporta. Tal como se discutió en la Sección 1, Capítulo 2, la tasa de interés usada en el cálculo del *CFR* debe ser “una tasa de retorno marginal (real), antes del impuesto”, que sea apropiada para el inversionista. Sin embargo, para esos análisis de costos relacionadas con las regulaciones gubernamentales, debe usarse una tasa de interés (descuento) “social” apropiada. Para estos tipos de análisis, la *Office of Management and Budget - OMB* (Oficina de Administración y Presupuesto), ordena que se use una tasa anual de interés real de 7%. [62] (Esta reemplaza la tasa de 10% que la *OMB* había ordenado previamente)

1.5.3 Costo Total Anual

El *total annual cost - TAC* (costo total anual) se calcula sumando los *direct costs - DC* (costos directos) (*DC*) e *indirect costs - IC* (costos indirectos) anuales:

$$TAC = DC + IC \quad (1.47)$$

1.6 Reconocimientos

Varias firmas e individuos proporcionaron información técnica y de costos muy útil para este capítulo. El más importante de estos fue Todd N. Stine de United McGill Corporation (Raleigh, NC), quién proporcionó precios actuales para una variedad de piezas de sistemas de conductos, así como un catálogo exhaustivo de productos y un manual de ingeniería de diseño. Además, el Sr. Stine pacientemente contestó las muchas preguntas del autor, proporcionando datos adicionales cuando se le requirió. Samir Karandikar de EPCON Industrial Systems (The Woodlands, TX) y Gregory P. Michaels de Piping Technology & Products (Houston, TX), también fueron de mucha ayuda al proporcionar datos y responder a las preguntas.

El autor quisiera también agradecer a las siguientes firmas por sus valiosas contribuciones:

- Air Plastics, Inc. (Mason, OH)
- General Resource Corporation (Hopkins, MN)
- Harrington Industrial Plastics, Inc. (Chino, CA)

- Intellect Systems & Marketing, Inc. (Bohemia, NY)
- Wer-Coy Metal Fabrication Co. (Warren, MI)

Además, varios individuos revisaron el borrador del capítulo y proporcionaron valiosas sugerencias, información adicional o ambas. Los colegas revisores de la *EPA*, todos localizados en Research Triangle Park, NC, fueron:

- James C. Berry (*OAQPS/ESD*)
- Peter A. Eckhoff (*OAQPS/TSD*)
- Norman Kaplan (*ORD/AEERL*)
- James H. Maysilles (*OAQPS/ESD*)
- Larry Sorrels (*OAQPS/ESD*)

Finalmente, Howard Goodfellow de Goodfellow Consultants, Inc. (Mississauga, Ontario, Canada), también revisó esta sección y proporcionó comentarios útiles.

Referencias

- [1] Goodfellow, H.D. “Ancillary Equipment for Local Exhaust Ventilation Systems”. In: *Air Pollution Engineering Manual*. New York, NY: Van Nostrand Reinhold/Air and Waste Management Association. 1992, pp. 155-205.
- [2] Burton, D. Jeff. *Industrial Ventilation Work Book*. Salt Lake City: DJBA, Inc. 1989.
- [3] *The Measurement Solution: Using a Temporary Total Enclosure for Capture Efficiency Testing*. Research Triangle Park, NC: U.S. Environmental Protection Agency. August 1991 (EPA-450/4-91-020), pp. 3,11.
- [4] *The Measurement Solution*, pp. 11-29.
- [5] Heinsohn, Robert Jennings. *Industrial Ventilation: Engineering Principles*. New York, NY: John Wiley & Sons, Inc. 1991.
- [6] Telephone conversation between William M. Vatauvuk, U.S. Environmental Protection Agency (Research Triangle Park, NC) and Todd N. Stine, United McGill Company

- (Raleigh, NC), May 24, 1993.
- [7] *Thermoplastic Duct (PVC) Construction Manual, 2nd Edition 1994*. Vienna, VA: Sheet Metal and Air Conditioning Contractors' National Association, Inc. (SMACNA). May 1987, pp. 61-85.
- [8] *Thermoplastic Duct Construction Manual*, p. 64.
- [9] Burton, p. 6-7.
- [10] *Dust Control System Accessories Price List*. Huntington Park, CA: Murphy-Rodgers, Inc. July 1992.
- [11] *Price and Data Catalog: Standard Ductwork Components*. Warren, MI: Wer-Coy Metal Fabrication Co. 1992-93.
- [12] Letters from Samir Karandikar, EPCON Industrial Systems (Woodlands, TX) to William M. Vatavuk, U.S. Environmental Protection Agency (Research Triangle Park, NC). May 21 and June 9, 1993.
- [13] "Double Wall Insulated Duct and Fittings." In: *Sheet Metal Division Catalog*. Groveport, OH: United McGill Corporation. 1990.
- [14] "Single-Wall Round and Flat Oval Duct and Fittings." In: *Sheet Metal Division Catalog*. Groveport, OH: United McGill Corporation. 1990.
- [15] *HVAC Duct Construction Standards: Metal and Flexible*. Vienna, VA: Sheet Metal and Air Conditioning Contractors' National Association, Inc. (SMACNA). 1985, pp. 2-15 to 2-17.
- [16] Wherry, T.C. and Peebles, Jerry R., "Process Control". In: *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, Sixth Edition. New York, NY: McGraw-Hill, Inc. 1984.
- [17] Product catalog. Rio, WI: Gaskets, Inc. 1994.
- [18] *HVAC Duct Construction Standards*, pp. 4-2 to 4-3.
- [19] *HVAC Duct Construction Standards*, pp. 4-2 to 4-7.
- [20] Letter from Howard D. Goodfellow, Goodfellow Consultants (Mississauga, Ontario, Canada) to William M. Vatavuk, U.S. Environmental Protection Agency (Research Triangle Park, NC). February 23, 1994.

- [21] *Guide for Steel Stack Design and Construction*. Vienna, VA: Sheet Metal and Air Conditioning Contractors' National Association, Inc. (SMACNA). 1983.
- [22] Goodfellow, pp. 192-193.
- [23] Goodfellow, p. 193.
- [24] Peters, Max S. and Timmerhaus, Klaus D. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, Third Edition. New York: McGraw-Hill, Inc., 1980, pp. 508-510.
- [25] Burton, pp. 2-10 to 2-11.
- [26] Burton, p. 2-11.
- [27] Burton, pp. 4-5 to 4-8.
- [28] Burton, p. 5-12.
- [29] Burton, pp. 5-15 to 5-16.
- [30] Burton, p. 5-5.
- [31] Burton, pp. G-2, G-5.
- [32] Burton, p. 5-18.
- [33] Vatauvuk, William M. and Neveril, Robert B., "Estimating Costs of Air-Pollution Control Systems, Part III: Estimating the Size and Cost of Pollutant Capture Hoods," *Chemical Engineering*, December 1, 1980, pp. 111 to 115.
- [34] Telephone conversation between William M. Vatauvuk, U.S. Environmental Protection Agency (Research Triangle Park, NC) and Dennis Woll, Air Plastics, Inc. (OH), August 10, 1993.
- [35] Telephone conversation between William M. Vatauvuk, U.S. Environmental Protection Agency (Research Triangle Park, NC) and Pat Caputo, Intellect Systems & Marketing, Inc. (Bohemia, NY), October 22, 1993.
- [36] Burton, "Chart 9".
- [37] Letter from Todd N. Stine, United McGill Corporation (Raleigh, NC) to William M. Vatauvuk, U.S. Environmental Protection Agency (Research Triangle Park, NC). June 10,

1993.

- [38] Green, Don W. and Maloney, James O. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, Sixth Edition. New York, NY: McGraw-Hill, Inc. 1984.
- [39] Peters, Max S. and Timmerhaus, Klaus D. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, Fourth Edition. New York, NY: McGraw-Hill, Inc. 1991.
- [40] *Engineering Design Reference Manual for Supply Air Handling Systems*. Groveport, OH: United McGill Corporation. 1992, pp. 34.
- [41] *Engineering Design Reference Manual*, p. 8.
- [42] Burton, "Chart 5".
- [43] *Engineering Design Reference Manual*, p.7.
- [44] Burton, p. 6-6.
- [45] Burton, "Chart 13".
- [46] Goodfellow, p. 193.
- [47] *Guide for Steel Stack Design and Construction*, pp. 39 to 50.
- [48] Goodfellow, p. 193.
- [49] Carlton-Jones, Dennis and Schneider, H.B., "Tall Chimneys," *Chemical Engineering*, October 14, 1968, p. 167.
- [50] *Guideline for Determination of Good Engineering Practice: Stack Height (Technical Support Document for Stack Height Regulations) (Revised)*. Research Triangle Park, NC: U.S. Environmental Protection Agency. June 1985 (NTIS PB-85-225241), p.1.
- [51] *Guideline for Determination of Good Engineering Practice*, pp. 50-51.
- [52] *Guideline for Determination of Good Engineering Practice*, pp. 1-2.
- [53] Goodfellow, p. 194.
- [54] *Guide for Steel Stack Design and Construction*, p. 4.

- [55] Hood cost data request responses from four hood vendors to William M. Vatauvuk, U.S. Environmental Protection Agency (Research Triangle Park, NC). June-July 1993.
- [56] Ductwork cost data request responses from six vendors to William M. Vatauvuk, U.S. Environmental Protection Agency (Research Triangle Park, NC). May-July 1993.
- [57] Stack cost data request responses from four vendors to William M. Vatauvuk, U.S. Environmental Protection Agency (Research Triangle Park, NC). May-July 1993.
- [58] *Op. cit.*, Stine-Vatauvuk letter, June 10, 1993.
- [59] Goodfellow-Vatauvuk letter.
- [60] Goodfellow-Vatauvuk letter.
- [61] Telephone conversation between William M. Vatauvuk, U.S. Environmental Protection Agency (Research Triangle Park, NC) and Todd N. Stine, United McGill Company (Raleigh, NC), December 10, 1993.
- [62] Darman, Richard. *Guidelines and Discount Rates for Benefit-Cost Analysis of Federal Programs (OMB Circular No. A-94 Revised)*. Washington, DC: Office of Management and Budget. October 29, 1992.

Sección 3

Controles de COV

Sección 3.1

Controles de Recaputra de COV

Capítulo 1

Adsorbedores

William M. Vatauvuk
Innovative Strategies and Economics Group, OAQPS
Grupo de Estrategias Inovadoras y Economía
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

William L. Klotz
Chas. T. Main, Inc.
Charlotte, NC 28224

Robert L. Stallings
Ozone Policy and Strategies Group, OAQPS
Grupo de Política y Estrategias del Ozono
U.S. Environmental Protection Agency
Research Triangle Park, NC 27711

Septiembre de 1999

Contenido

1.0	Introducción	1-3
1.1	Tipos de Adsorbedores	1-3
1.1.1	Unidades de Lecho Fijo	1-4
1.1.2	Unidades con Recipientes de Carbón Desechables	1-6
1.2	Procedimiento de Diseño	1-12
1.2.1	Parámetros para Diseñar el Tamaño	1-13
1.2.2	Determinando los Tiempos de Adsorción y de Desorción	1-14
1.2.3	Estimando los Requerimientos de Carbón	1-16
1.2.3.1	Resumen de los Procedimientos de Estimación de Carbón	1-16
1.2.3.2	Procedimiento de Estimación de Carbón Utilizado en el Manual	1-16
1.3	Estimando la Inversión de Capital Total	1-18
1.3.1	Sistemas de Lecho Fijo	1-18
1.3.1.1	Costo del Carbón	1-18
1.3.1.2	Costo del Recipiente	1-19
1.3.1.3	Costo Total de Equipo Comprado	1-22
1.3.1.4	Inversión de Capital Total	1-23
1.3.2	Sistemas de Unidades de Recipientes de Carbón Desechables	1-24
1.4	Estimando el Costo Total Anual	1-26
1.4.1	Costos Directos Anuales	1-26
1.4.1.1	Vapor	1-26
1.4.1.2	Agua de Enfriamiento	1-27
1.4.1.3	Electricidad	1-27
1.4.1.4	Reemplazo del Carbón	1-30
1.4.1.5	Disposición de Residuos Sólidos	1-31
1.4.1.6	Mano de Obra de Operación y Supervisión	1-32
1.4.1.7	Mano de Obra y Materiales de Mantenimiento	1-32
1.4.2	Costos Indirectos Anuales	1-32
1.4.3	Recuperación de Créditos	1-33
1.4.4	Costo Total Anual	1-34
1.4.5	Problema de Ejemplo	1-34
	Referencias	1-42

1.0 Introducción

En el control de la contaminación del aire, la adsorción se emplea para remover compuestos orgánicos volátiles (COVs) de corrientes de gas con baja o media concentración, cuando deba alcanzarse alguna concentración restringida de salida y/o se desea la recuperación del COV. La adsorción misma es un fenómeno en donde las moléculas de gas que pasan a través de un lecho de partículas sólidas son selectivamente retenidas ahí por fuerzas de atracción, las cuales son más débiles y menos específicas que las de las uniones químicas. Durante la adsorción, una molécula de gas emigra desde la corriente de gas hacia la superficie del sólido donde es retenida por atracción física, liberando energía—el “calor de adsorción”, el cual excede o iguala al calor de condensación. La capacidad de adsorción del sólido tiende a incrementarse con la concentración de la fase gas, el peso molecular, la difusividad, la polaridad y el punto de ebullición. Algunos gases forman verdaderas uniones químicas con los grupos adsorbentes de la superficie. A este fenómeno se le conoce como “quimisorción”.

La mayoría de los gases (“adsorbatos”) pueden ser removidos (“desorbidos”) del adsorbente calentando hasta una temperatura suficientemente alta, usualmente

por medio de vapor o (cada vez más) con gases calientes de combustión, o reduciendo la presión a un valor suficientemente bajo (desorción por vacío). Las especies físicamente adsorbidas en los poros más pequeños del sólido y las especies quimisorbidas pueden requerir temperaturas más bien altas para ser removidas y, para todos los propósitos prácticos, no pueden ser desorbidos durante la regeneración. Por ejemplo, aproximadamente de 3 a 5 por ciento de los orgánicos adsorbidos sobre carbón activado virgen es quimisorbido o fuertemente adsorbido físicamente y es difícil de desadsorber durante la regeneración. [1]

Los adsorbentes utilizados en gran escala incluyen al carbón activado, sílica gel, alúmina activada, zeolitas sintéticas, tierra de fuller y otras arcillas. Esta sección está orientada hacia el uso del carbón activado, un adsorbente comúnmente utilizado para COVs.

1.1 Tipos de Adsorbedores

En la recolección de gases se utilizan cinco tipos de equipos de adsorción: (1) Lechos fijos regenerables; (2) latas desechables/regenerables; (3) adsorbedores de traveling bed (lecho móvil); (4) adsorbedores de lecho fluidizado; y (5) casas de bolsas cromatográficas.[2] De estas, las más comúnmente utilizadas en el control de la contaminación del aire son los tipos de lecho fijo y de *cannister* (recipiente de carbón desechable). Esta sección trata solo las unidades de lecho fijo y de recipientes de carbón desechables.

1.1.1 Unidades de Lecho Fijo

En las unidades de lecho fijo el tamaño puede ser diseñado para controlar corrientes continuas que contienen COV sobre un amplio rango de relaciones de flujo, que van desde varios cientos hasta varios cientos de miles de pies cúbicos por minuto (f^3/min). La concentración de COV de corrientes que pueden ser tratadas por adsorbedores de lecho fijo pueden ser tan bajas como varias partes por billón por volumen (ppbv), en el caso de algunas sustancias químicas tóxicas, o tan altas como 25% del límite inferior de explosividad (LIE) del COV. (Para la mayoría de los COVs, el LIE varía desde 2,500 hasta 10,000 ppmv. [3])

Los adsorbedores de lecho fijo pueden ser operados ya sea de modo intermitente o continuo. En la operación intermitente, los adsorbedores remueven COV durante un tiempo especificado (el “tiempo de adsorción”), el cual corresponde al tiempo durante el cual la fuente controlada está emitiendo COV. Después de que el adsorbedor y la fuente son apagados (v.g., durante la noche), la unidad comienza el ciclo de desorción durante el cual el COV capturado es removido del carbón. Este ciclo a la vez, consiste de tres pasos: (1) regeneración del carbón por calentamiento, generalmente pasando vapor a través del lecho en dirección opuesta al flujo del gas;¹(2) secado del lecho, con aire comprimido o con un ventilador; y (3) enfriamiento del lecho hasta su temperatura de operación por medio de un ventilador. (En la mayoría de los diseños, el mismo ventilador puede utilizarse por ambos, el secado y el enfriamiento del lecho). Al final del ciclo de desorción (el cual usualmente dura de 1 a 1½ horas), la unidad permanece en pausa hasta que la fuente arranca de nuevo.

En la operación continua, un lecho de carbón regenerado está siempre disponible para la adsorción, de modo que la fuente controlada puede operar continuamente sin paros. Por ejemplo, pueden proporcionarse dos lechos de carbón: mientras uno está adsorbiendo el segundo está desorbiendo/en pausa. Como cada uno de los lechos debe ser lo suficientemente grande para manejar todo el flujo de gas mientras adsorbe, debe proporcionarse el doble del carbón que en un sistema intermitente manejando el mismo flujo. Si el ciclo de desorción es significativamente más corto que el ciclo de adsorción, puede ser más económico tener tres, cuatro o aún más lechos operando en el sistema. Esto puede reducir la cantidad de capacidad extra de carbón necesaria o puede proporcionar algunos beneficios adicionales, relativos al mantenimiento de un contenido bajo de COV en el efluente. (Ver Sección 1.2 para una discusión más completa de esto).

En la Figura 1.1 se muestra un sistema adsorbedor típico de dos lechos, operado continuamente. Uno de los dos lechos está siempre adsorbiendo, mientras que el otro está desorbiendo/en pausa. Tal como se muestra aquí, el gas cargado de COV entra al recipiente #1 a través de la válvula A, pasa a través del lecho de carbón (que se muestra sombreado) y sale a través de la válvula B, desde donde pasa a la chimenea. Mientras tanto, el recipiente #2 está en el ciclo de desorción. Entra vapor a través de la válvula C, fluye a través del lecho y sale a través de

¹ A pesar de que el vapor es el regenerante más comúnmente utilizado, hay situaciones donde no debería

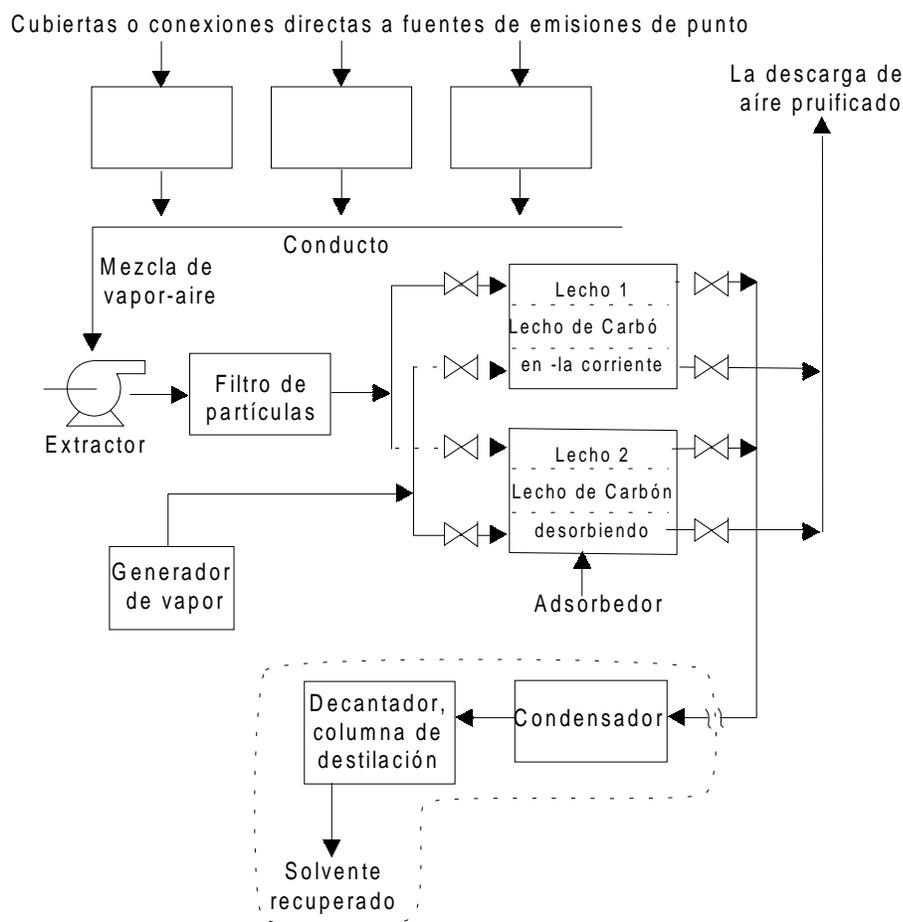


Figura 1.1: Típico, Sistema Adsorbedor de Carbón de Lecho Fijo de Dos Lechos, Continuamente Operado.

la válvula D. La mezcla vapor-COV pasa a un condensador, donde agua de enfriamiento condensa toda la mezcla. Si parte del COV es inmisible en agua, entonces el condensado pasa a un decantador, donde las capas de COV y de agua son separadas. La capa de COV es conducida a almacenamiento. Si está impura, puede recibir purificación adicional por destilación. Dependiendo de su calidad, (v.g., cantidad de orgánicos disueltos), la capa de agua es usualmente descargada a una planta de tratamiento de agua residual.

Una vez que el paso del vapor ha sido completado, se cierran las válvulas C y D y se abre la válvula E, para permitir que entre aire para secar y enfriar el lecho. Después de que se hace esto, el lecho es puesto en pausa hasta que el recipiente #1 alcanza el fin de su ciclo de adsorción. En este momento, el gas cargado de COV es enviado al recipiente #2, mientras que el recipiente #1 comienza su ciclo de desorción y se repite todo el proceso anterior.

En la Figura 1.1, el ventilador del sistema se muestra instalado antes del recipiente, aunque puede colocarse después. Además, en esta figura no se muestran las bombas necesarias para traer el agua de enfriamiento al condensador. Ni se describen las bombas del solvente que conducen al COV condensado a almacenamiento. También están ausentes los equipos de acondicionamiento utilizados para enfriar, deshumidificar o remover particulado del gas de entrada. Tal equipo puede o no ser necesario, dependiendo de la condición de los gases de entrada. En cualquier caso, el equipo de acondicionamiento *no* será cubierto en este capítulo.

1.1.2 Unidades con Recipientes de Carbón Desechables

Los adsorbedores tipo recipiente de carbón desechable originalmente se referían a envases retornables relativamente pequeños, tales como tambores de 55 galones. Los adsorbedores tipo recipiente de carbón desechable difieren de las unidades de lecho fijo, en que están normalmente limitados a controlar corrientes de gas intermitentes, de bajo volumen (típicamente $100 \text{ ft}^3/\text{min}$, máximo), tales como aquellas emitidas por los venteos de tanques de almacenamiento, donde la economía sugiere que son apropiadas ya sea la regeneración por contrato o los recipientes de carbón desechables. Los recipientes de carbón desechables de carbón no son diseñadas para la desorción en el sitio. Sin embargo, el carbón puede ser regenerado en una planta central. El término recipiente de carbón desechable, está pasando a ser algo equivoco, ya que mucho del crecimiento en la industria se lleva a cabo en recipientes mas grandes sin capacidades de regeneración. Calgon reporto información en sistemas estandares tan grandes como 8,000 cfm y capacidades de carbon de 2,000 libras; TIGG Corporation reporto sistemas tan grandes como 30,000 cfm.

Una vez que el carbón alcanza un cierto contenido de COV, se para la unidad, se reemplaza con otra y se desecha, se regresa a una planta de reclamación o se regenera en una planta central. Cada unidad con recipiente de carbón desechable consiste de un recipiente, carbón activado, conexiones de entrada y de distribución que conducen al lecho de carbón y una conexión de salida para la corriente de gas purificado.[4] En un diseño (Ventsorb® de Calgon), 180 libras de carbón se instalan sobre un lecho de grava de 8 pulgadas, dentro de un tambor de 55 galones con un recolector interno. El tipo de carbón utilizado depende de la naturaleza del COV a ser tratado.

En teoría, una unidad con recipiente de carbón desechable permanecería en servicio más tiempo que el que una unidad regenerable estaría en su ciclo de adsorción, debido a una mayor capacidad teórica del carbón fresco comparado con el carbón regenerado en el sitio. La vida de servicio está basada en un factor de servicio determinado por la relación de la capacidad teórica a la capacidad de trabajo. La determinación de los factores de servicio ayuda a evitar que se exceda la concentración de salida permisible. En realidad sin embargo, una práctica pobre de operación puede ocasionar que el recipiente de carbón desechable permanezca conectada hasta que el carbón esté cerca de o en saturación. Esto es porque: (1) el carbón (y frecuentemente el recipiente), probablemente será desechado, así que hay la tentación de operar hasta que el

carbón está saturado; y (2) contrario a las unidades de lecho fijo, cuyas concentraciones de salida de COV son usualmente monitoreadas continuamente (vía detectores de ionización de flama, típicamente), los recipientes de carbón desechables usualmente *no* son monitoreadas. El mantenimiento adecuado de registros y el monitoreo periódico del nivel de saturación, pueden ser apoyados por una modelación de la vida del lecho proporcionada por los proveedores, para asegurar que el reemplazo de las latas ocurre con suficiente frecuencia y que no ocurre la saturación.

En equilibrio, la cantidad de gas que es adsorbido sobre el carbón activado, es una función de la temperatura y presión de adsorción, de las especies químicas siendo adsorbidas y de las características del carbón, tales como el tamaño de partícula del carbón y la estructura de los poros. Para una combinación dada de adsorbente-COV a una temperatura dada, puede construirse una isoterma de adsorción, la cual relaciona la masa de adsorbato por unidad de peso de adsorbente (“adsortividad de equilibrio”), a la presión parcial del COV en la corriente del gas. La adsortividad se aumenta con incrementos de la presión parcial del COV y decrece con aumentos de temperatura.

En la Figura 1.2 está trazada una familia de isotermas de adsorción teniendo la forma típica de la adsorción sobre carbón activado. Esta y otras isotermas cuyas formas son convexas hacia arriba en todo el rango, son designadas isotermas “Tipo I”. La isoterma de Freundlich, la cual puede ser ajustada a una porción de una curva Tipo I, es comúnmente utilizada en el diseño industrial. [2]

$$W_e = k P_m \quad (1.1)$$

donde

- w_e = adsortividad de equilibrio (*lb adsorbato/lb adsorbente*)
- P = presión parcial del COV en la corriente del gas (*psia*)
- k, m = parámetros empíricos

El tratamiento de la adsorción de mezclas de gases es compleja y está más allá del propósito de este capítulo. Excepto donde los COV en estas mezclas tienen isotermas de adsorción casi idénticas, un COV en una mezcla tenderá a desplazar a otro en la superficie del carbón. Generalmente, los COVs con presiones de vapor más bajas desplazarán a aquellos con presiones de vapor más altas, resultando en que los anteriores desplazan a los últimos previamente adsorbidos. Así, durante el curso del ciclo de adsorción, la capacidad del carbón por un constituyente de presión de vapor más alta decrece. Este fenómeno debe ser considerado al determinar el tamaño del adsorbedor. Para ser conservador, uno normalmente basaría los requerimientos del ciclo de adsorción en el componente menos adsorbible en una mezcla y el ciclo de desorción en el componente más adsorbible. [1]

La adsortividad de equilibrio es la cantidad máxima de adsorbato que el carbón puede retener a una temperatura y presión parcial de COV dadas. En los sistemas de control reales donde no hay dos lechos operando en serie, sin embargo, nunca se permite a todo el lecho de

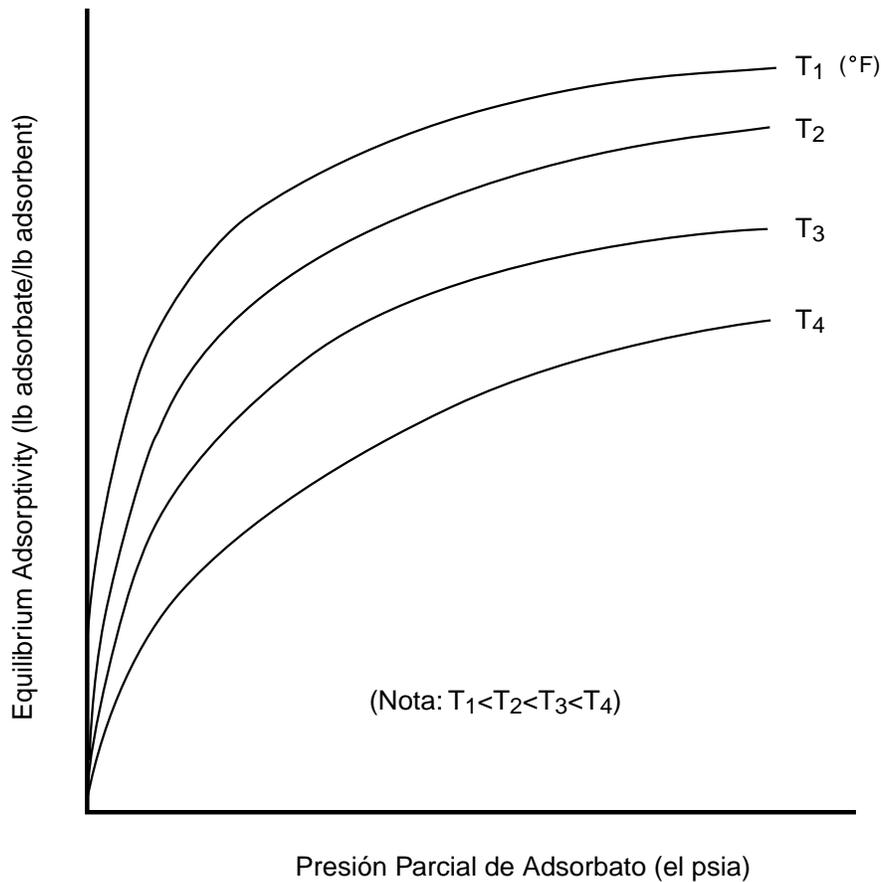


Figura 1.2: Tipo de Isotherma de Adsorción para Adsorbatos Hipotéticos

carbón que alcance el equilibrio. En su lugar, una vez que la concentración de salida alcanza un valor prestablecido (“la concentración de saturación”), se para el adsorbedor para la desorción o (en el caso de unidades con recipientes de carbón desechables), para reemplazarlo o disponerlo. En el momento en el que se para el recipiente, la concentración promedio de COV en el lecho puede ser solo 50% o menos de la concentración de equilibrio. Esto es, el lecho de carbón puede estar en equilibrio (“saturado”) a la entrada del gas, pero contener solo una pequeña cantidad de COV cerca de la salida.

Tal como lo indica la Ecuación 1.1, la isoterma de Freundlich es una función exponencial que se traza como una línea recta en papel logarítmico. Convenientemente, para las concentraciones/ presiones parciales normalmente encontradas en la operación de un adsorbedor de carbón, la mayoría de las adsorciones COV-carbón activado concuerdan con la Ecuación 1.1. A concentraciones muy bajas, típico de las concentraciones de saturación, una aproximación lineal (en coordenadas aritméticas) a la isoterma de Freundlich es adecuada. Sin embargo, la isoterma de Freundlich no representa exactamente la isoterma a concentraciones altas del gas y en este caso, debe ser utilizada con cuidado a medida que se aproxima a esas concentraciones.

Los datos de adsorptividad para ciertos COVs fueron obtenidos de la Corporación Calgon, un proveedor de carbón activado.[6] El proveedor presenta los datos de adsorptividad en dos formas: un conjunto de gráficas mostrando las isotermas de equilibrio [6] y, como una modificación de la ecuación Dubinin-Radushkevich (D-R), una ecuación semi-empírica que predice la adsorptividad de un compuesto basada en su potencial de adsorción y en su polarizabilidad. [7] En este Manual, la ecuación D-R modificada es referida como el polinomio Calgon de quinto orden. Los datos mostrados en las gráficas Calgon [6] han sido ajustados a la ecuación de Freundlich. En la Tabla 1.1 se muestran los parámetros de Freundlich resultantes para un número limitado de sustancias químicas. Los adsorbatos listados incluyen aromáticos (v.g. benceno, tolueno), alifáticos clorados (dicloroetano) y una cetona (acetona). Sin embargo, la lista dista mucho de ser inclusiva.

Nótese que está listado un rango de presiones parciales para cada conjunto de parámetros, k y m . (Nota: En un caso (m-xileno), la isoterma fue tan curvilínea que tuvo que ser dividida en dos partes, cada una con un conjunto diferente de parámetros). Este es el rango en el cual se aplican los parámetros. La extrapolación más allá de este rango —especialmente en el extremo alto— puede introducir inexactitud en la adsorptividad calculada.

Pero la extrapolación en el extremo alto puede no ser necesaria, como se mostrará enseguida. En la mayoría de las aplicaciones de control de la contaminación del aire, la presión del sistema es aproximadamente una atmósfera (14.696 *psia*). El extremo más alto de los rangos de presión parcial en la Tabla 1.1 va de 0.04 a 0.05 *psia*. De acuerdo con la Ley de Dalton, a una presión total del sistema de una atmósfera, esto corresponde a una concentración de adsorbato en el gas residual de 2,720 a 3,400 ppmv. Ahora, tal como se discutió en la Sección 1.1, la concentración de adsorbato es usualmente mantenida a 25% del límite inferior de explosividad (LIE).² Para muchos COVs, el LIE varía desde 1 a 1.5% en volumen, así que el 25% del LIE sería de 0.25 a 0.375% o de 2,500 a 3,750 ppmv, lo cual se aproxima al extremo alto de los rangos de presión parcial de la Tabla 1.1.

Finalmente, cada conjunto de parámetros se aplica a una temperatura de adsorción fija, variando desde 77° hasta 104° F. Estas temperaturas reflejan las condiciones típicas de operación, aunque la adsorción puede tomar lugar a temperaturas tan bajas como 32°F y aun más altas que 104°F. A medida que la temperatura de adsorción se incrementa a niveles más altos, sin embargo, la adsorptividad de equilibrio decrece a tal grado que la recuperación de COV por adsorción con carbón puede volverse económicamente impráctica.

El polinomio Calgon de quinto orden es algo más exacto que los parámetros de Freundlich de la Tabla 1.1. El polinomio contiene un parámetro de temperatura y le permite a uno estimar las isotermas de adsorción para compuestos no mostrados en la Tabla 1.1, si se dispone de datos de los componentes puros. Los datos requeridos de los componentes puros son la presión de saturación, el volumen molar líquido y el índice refractivo. Es sin embargo, algo más complejo de usar que la ecuación de Freundlich. El polinomio Calgon de quinto orden es como sigue:

Tabla 1.1: Parámetros para Isotermas de Adsorción Seleccionadas [6]^a

Adsorbato	Temp (°F) Adsorción	Parámetros de la Isotherm		Rango de la Isotherma ^b (psia)
		<i>k</i>	<i>m</i>	
Benceno	77	0.597	0.176	0.0001-0.05
Clorobenceno	77	1.05	0.188	0.0001-0.01
Ciclohexano	100	0.505	0.210	0.0001-0.05
Dicloroetano	77	0.976	0.281	0.0001-0.04
Fenol	104	0.855	0.153	0.0001-0.03
Tricloroetano	77	1.06	0.161	0.0001-0.04
Cloruro de vinilo	100	0.200	0.477	0.0001-0.05
m-Xileno	77	0.708	0.113	0.0001-0.001
	77	0.527	0.0703	0.001-0.05
Acrilonitrilo	100	0.935	0.424	0.0001-0.015
Acetona	100	0.412	0.389	0.0001-0.05
Tolueno	77	0.551	0.110	0.001-0.05

^a Cada isoterma es de la forma $W_e = kP^m$. (Ver el texto para la definición de los términos.) Los datos son para adsorción de carbón Calgon tipo "BPL"

^b Las ecuaciones no deben ser extrapoladas fuera de estos rangos.

La carga másica, w_e , es calculada de

$$w_e = \frac{0.01 G}{V_m} MW_{ads} \quad (1.2)$$

donde

w_e	=	carga de masa, v.g., adsorividad de equilibrio (g de adsorbato por g de carbón) ³
G	=	carga de carbón en equilibrio (cm ³ de adsorbato líquido por 100 g de carbón)
V_m	=	volumen molar líquido del adsorbato (cm ³ por g-mol).
MW_{ads}	=	pesomolecular del adsorbato

Note que los términos en la Ecuación 1.2 están dados en unidades métricas y no Inglesas. Esto ha sido hecho porque la carga de carbón, G , es calculada de una ecuación de regresión en la cual todos los términos están expresados en unidades métricas. Esta ecuación para G es el polinomio Calgon de quinto orden:

² No obstante, la Aseguradora Factory Mutual ha informado que permitirá la operación hasta a 50% del LIE, si un monitoreo de COV apropiado es utilizado.

$$\log_{10}(G) = A_0 + A_1Y + A_2Y^2 + A_3Y^3 + A_4Y^4 + A_5Y^5 \quad (1.3)$$

donde

$$\begin{aligned} A_0 &= 1.71 \\ A_1 &= -1.46 \times 10^{-2} \\ A_2 &= -1.65 \times 10^{-3} \\ A_3 &= -4.11 \times 10^{-4} \\ A_4 &= +3.14 \times 10^{-5} \\ A_5 &= -6.75 \times 10^{-7} \end{aligned}$$

y Y es calculada de varias ecuaciones, las cuales siguen.

El primer paso en el cálculo de Y es calcular P . Esto puede hacerse calculando el potencial de adsorción:

$$\varepsilon = RT \ln \left(\frac{P_s}{P_i} \right) \quad (1.4)$$

donde

$$\begin{aligned} R &= 1.987 \text{ (calorías por g-mol-K)} \\ T &= \text{temperatura absoluta (K)} \\ P_s &= \text{presión de vapor del adsorbato a la temperatura T (kPa)} \\ P_i &= \text{presión parcial del adsorbato (kPa)}. \end{aligned}$$

La χ es calculada de:

$$\chi = \frac{\varepsilon}{(2.303 R V_m)} \quad (1.5)$$

Substituyendo por, en la ecuación anterior, χ puede alternativamente ser calculada de⁴:

$$\chi = \left(\frac{T}{V_m} \right) \log_{10} \left(\frac{P_s}{P_i} \right) \quad (1.6)$$

³ Esto, por supuesto, es igual a lb de adsorbato por lb de carbón.

El siguiente paso en el cálculo de Y es calcular la polarizabilidad relativa, Γ .

$$\Gamma = \frac{\Theta_i}{\Theta_o} \quad (1.7)$$

donde

- Θ_i = polarizabilidad del componente i por unidad de volumen, donde el componente i es el adsorbato
- Θ_o = polarizabilidad del componente o por unidad de volumen, donde el componente o es el componente de referencia, n-heptano.

Para el adsorbato o el compuesto de referencia, utilizando el índice refractivo apropiado del adsorbato, n , la polarizabilidad es calculada de:

$$\Theta = \frac{n^2 - 1}{n^2 + 2} \quad (1.8)$$

Una vez que χ y Γ son conocidas, Y puede ser calculada de:

$$Y = \frac{\chi}{\Gamma} \quad (1.9)$$

Calgon tiene también una forma patentada de séptimo orden en la cual se han agregado dos coeficientes adicionales al polinomio Calgon de quinto orden, pero se ha reportado que el grado de ajuste mejora solo modestamente.[7] Fuentes adicionales de datos de isotermas incluyen a los proveedores de carbón activado, manuales (tales como el *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, Manual de Perry de Ingeniería Química), y la literatura.

1.2 Procedimiento de Diseño

1.2.1 Parámetros para Diseñar el Tamaño

Los datos recibidos de los proveedores de adsorbadores indican que el tamaño y el costo de equipo comprado de un sistema adsorbador de carbón de lecho fijo o de recipiente de carbón desechable dependen primariamente de cinco parámetros:

⁴ Alternativamente, si los valores disponibles para T , P_r , P_s , y V_m están en unidades *Inglesas*, pueden ser substituidas en esta ecuación sin conversión. Sin embargo, para hacer el resultado

El flujo volumétrico del gas cargado de COV pasando a través del(los) lecho(s) de carbón;

La cargas de masa de entrada y salida de COV de la corriente de gas;

El tiempo de adsorción (v.g., el tiempo que un lecho de carbón permanece en línea para adsorber COV antes de ser sacado de línea para la desorción del lecho);

La capacidad de trabajo del carbón activado en sistemas regenerativos o la capacidad de equilibrio en caso de sistemas no regenerativos.

La humedad de la corriente de gas, especialmente en el efecto de la humedad sobre la capacidad en relacion a los halogenos.

Además, el costo podría también ser afectado por otras condiciones de la corriente, tales como la presencia/ausencia de cantidades excesivas de particulado, humedad u otras sustancias, las cuales requerirían el uso de pretratamiento extensivo y/o de materiales de construcción resistentes a la corrosión.

El costo de equipo comprado depende en gran medida del flujo volumétrico (usualmente medido en ft^3/min actuales, $acfm$). El flujo, a su vez, determina el tamaño de los recipientes que alojan al carbón, de las capacidades del ventilador y del motor necesarios para transportar al gas residual a través del sistema y del diámetro de los conductos.

Son también importantes las cargas de entrada y de salida de COV de la corriente del gas, el tiempo de adsorción y la capacidad de trabajo del carbón. Estas variables determinan la cantidad y costo del carbón cargado inicialmente al sistema y, a su vez, el costo de reemplazar ese carbón después de que está agotado (típicamente, cinco años después del arranque). Más aún, la cantidad de la carga del carbón afecta el tamaño y el costo del equipo auxiliar (condensador, decantador, ventilador de secamiento del lecho/ventilador de enfriamiento), porque las dimensiones de estos artículos están ligados a la cantidad de COV removido del lecho. La cantidad de carbón también tiene una relación en el tamaño y costo del recipiente.

Un proveedor de adsorbedores de carbón [8] suministró datos que ilustran la dependencia del costo del equipo con la cantidad de carga de carbón. Los costos fueron obtenidos para adsorbedores de lecho fijo al diseñar tamaño para manejar tres relaciones de flujos de gas en el rango de 4,000 a 100,000 $scfm$ y para tratar concentraciones de entrada de COV (tolueno), de 500 y 5,000 ppm. Se supuso que cada adsorbedor tiene un tiempo de adsorción de ocho horas. Como uno podría esperar, los costos de equipo de unidades manejando mayores relaciones de flujo de gas, fueron mayores que aquellas manejando menores relaciones de flujo de gas. Igualmente,

a cada relación de flujo de gas, las unidades dimensionadas para tratar las corrientes con 5,000 ppm de COV tuvieron mayores costos de equipo que aquellas dimensionadas para tratar la concentración de 500 ppm. Estas diferencias de costos variaron desde 23 a 29% y promediaron 27%. Estos costos mayores fueron parcialmente necesarios para pagar el carbón adicional requerido para tratar las corrientes de mayores concentraciones. Pero algunos de estos costos mayores fueron también necesarios para agrandar los recipientes del adsorbedor para acomodar al carbón adicional y para el acero estructural añadido para soportar los recipientes más grandes. También fueron necesarios condensadores, decantadores, bombas de agua de enfriamiento, etc., más grandes, para tratar las corrientes más concentradas. (Ver Sección 1.3.)

La carga de entrada de COV es fijada por los parámetros de la fuente, mientras que la carga de salida es fijada por el límite de emisión de COV. (Por ejemplo, en muchos estados, la concentración promedio de salida de COV de los adsorbedores no puede exceder de 25 ppm.)

1.2.2 Determinando los Tiempos de Adsorción y de Desorción

Los tiempos relativos para adsorción y desorción y la configuración del lecho del adsorbedor (v.g., sea que se utilicen lechos de adsorción simples o múltiples y en serie o en paralelo), establecen el perfil del ciclo de adsorción/desorción. El perfil del ciclo es importante al determinar los requerimientos de carbón y del recipiente y al establecer los requerimientos de equipo auxiliar de desorción y de servicios. Un ejemplo ilustrará. En el caso más simple, un adsorbedor controlaría un proceso el cual emite una cantidad relativamente pequeña de COV intermitentemente—digamos, durante un turno de 8 horas por día. Durante las restantes 16 horas, el sistema estaría desorbiendo o en pausa. Apropiadamente dimensionado, tal sistema requeriría únicamente un solo lecho, el cual contendría suficiente carbón para tratar el equivalente de ocho horas de flujo de gas a la concentración, temperatura y presión de entrada especificadas. Se necesitarían lechos múltiples operando en paralelo para tratar flujos grandes de gas ($>100,000$ *acfm*, generalmente) [8], ya que hay límites prácticos a las dimensiones a las que pueden construirse los recipientes adsorbedores. Pero, independientemente de que fueran utilizados ya sea un solo lecho o lechos múltiples, el sistema solo estaría en línea parte del día.

Sin embargo, si el proceso estuviera operando continuamente (24 horas), tendría que instalarse un lecho extra de carbón para proporcionar capacidad adsorptiva durante el tiempo que el primer lecho esté siendo regenerado. La cantidad de esta capacidad extra debe depender del número de lechos de carbón que estarían adsorbiendo en cualquier momento, de la longitud del período de adsorción en relación al período de desorción, y de que los lechos estuvieran operando ya sea en serie o en paralelo. Si un lecho estuviera adsorbiendo, un segundo lecho sería necesario para entrar en línea cuando el primero fue parado para la desorción. En este caso, sería necesario 100% de capacidad extra. Similarmente, si cinco lechos en paralelo estuvieran operando en un ciclo de adsorción escalonado, solamente un lecho extra sería necesario y la capacidad extra sería 20% (v.g., 1/5)—siempre que, por supuesto, el tiempo de adsorción fuera al menos cinco veces

tan largo como el tiempo de desorción. La relación entre tiempo de adsorción, tiempo de desorción y capacidad extra requerida puede ser generalizada.

$$M_c = M_{c_i} f \quad (1.10)$$

donde

$$\begin{aligned} M_c, M_{c_i} &= \text{cantidades de carbón requeridas para control continuo o intermitente de} \\ &\text{una fuente dada, respectivamente (lbs)} \\ f &= \text{factor de capacidad extra (sin dimensión)} \end{aligned}$$

Esta ecuación muestra la relación entre M_c y M_{c_i} . En la Sección 1.2.3 se muestra como calcular estas cantidades.

El factor, f , está relacionado con el número de lechos adsorbiendo (N_A) y desorbiendo (N_D) en un sistema continuo como sigue:

$$f = 1 + \frac{N_D}{N_A} \quad (1.11)$$

(Nota: N_A es también el número de lechos en un sistema intermitente que estarían adsorbiendo en cualquier momento dado. El número total de lechos en el sistema sería $N_A + N_D$.)

Puede demostrarse que el número de lechos desorbiendo requeridos en un sistema continuo (N_D) está relacionado con el tiempo de desorción (θ_D), el tiempo de adsorción (θ_A), y el número de lechos adsorbiendo, como sigue:

$$\theta_D \leq \theta_A \left(\frac{N_D}{N_A} \right) \quad (1.12)$$

(Nota: θ_D es el tiempo total necesario para la regeneración, secado y enfriamiento del lecho.)

Por ejemplo, para un tiempo de adsorción de ocho horas, en un sistema de siete lechos operado continuamente (seis adsorbiendo, uno desorbiendo), θ_D tendría que ser 1-1/3 horas o menos (8 horas/6 lechos). De otro modo, tendrían que agregarse lechos adicionales para proporcionar la suficiente capacidad extra durante la desorción.

1.2.3 Estimando los Requerimientos de Carbón

1.2.3.1 Resumen de los Procedimientos de Estimación de Carbón

La obtención de los requerimientos de carbón (M_c o M_{cI}) no es tan directa como la determinación de los otros parámetros de diseño del adsorbedor. Durante la estimación de la carga de carbón, la sofisticación del enfoque utilizado depende de los datos y herramientas de cálculo disponibles.

Un enfoque para la obtención de los requerimientos de carbón es uno riguroso, el cual considera los fenómenos de transferencia de energía y de masa en estado inestable ocurriendo en el lecho del adsorbente. Tal procedimiento involucra necesariamente un número de suposiciones al formular y resolver el problema. Tal procedimiento está más allá del propósito de este Manual en este momento, aunque trabajo actual en la EPA está abordando este enfoque.

En la preparación de esta sección del Manual, hemos adoptado un procedimiento práctico para estimar el requerimiento de carbón. Este procedimiento, aunque es aproximado por naturaleza, parece tener la aceptación de los proveedores y del personal de la profesión. En ocasiones es empleado por los proveedores de adsorbedores para hacer estimaciones aproximadas del requerimiento de carbón y es relativamente simple y fácil de utilizar. Normalmente produce resultados incorporando un margen de seguridad, el tamaño del cual depende de la profundidad del lecho (los lechos cortos tendrían menos de un margen de seguridad que los lechos profundos), de la efectividad de la regeneración, del adsorbato particular y de la presencia o ausencia de impurezas en la corriente siendo tratada.

1.2.3.2 Procedimiento de Estimación de Carbón Utilizado en el Manual

El procedimiento práctico de estimación de carbón está basado en la “capacidad de trabajo” (W_e , lb COV/lb carbón). Esta es la diferencia por unidad de masa de carbón entre la cantidad de COV en el carbón al final del ciclo de adsorción y la cantidad remanente en el carbón al final del ciclo de desorción. No debe confundirse con la “capacidad de equilibrio” (W_e) definida antes en la Sección 1.1.3. Recuérdese que la capacidad de equilibrio mide la capacidad del carbón activado virgen cuando el COV ha estado en contacto con él (a una temperatura y presión parcial constantes), durante el tiempo suficiente para alcanzar el equilibrio. En el diseño de adsorbedores, no sería viable permitirle al lecho alcanzar el equilibrio. Si así fuera, la concentración de salida se incrementaría rápidamente más allá de la concentración de salida permisible (o “de saturación”), hasta que la concentración de salida alcanzara a la concentración de entrada. Durante este período el adsorbedor estaría violando el límite de emisión.

La capacidad de trabajo es alguna fracción de la capacidad de equilibrio. Igual que la adsortividad de equilibrio, la capacidad de trabajo depende de la temperatura, de la presión

parcial de COV y de la composición de COV. La capacidad de trabajo también depende de la relación de flujo y de los parámetros del lecho de carbón.

La capacidad de trabajo, junto con el tiempo de adsorción y la carga de COV de entrada, es utilizada para computar el requerimiento de carbón para un adsorbedor de carbón desechable o para un adsorbedor de lecho fijo operado intermitentemente como sigue:

$$M_{c_i} = \frac{m_{voc}}{w_e} \theta_A \quad (1.13)$$

donde

$$m_{voc} = \text{Carga de COV de entrada (lb/h)}$$

Combinando ésta con las Ecuaciones 1.10 y 1.11 produce la ecuación general para la estimación de la carga total de carbón del sistema para un sistema operado continuamente:

$$M_c = \frac{m_{voc}}{w_c} \theta_A \left(1 + \frac{N_D}{N_A} \right) \quad (1.14)$$

Los valores para w_c pueden obtenerse del conocimiento de las unidades operando. Si no hay valor disponible para w_c para el COV (o mezcla de COV) en duda, la capacidad de trabajo puede ser estimada como 50% de la capacidad de equilibrio, como sigue:

$$w_c \approx 0.5w_{e(max)} \quad (1.15)$$

donde

$$w_{e(max)} = \text{la capacidad de equilibrio (lb COV/lb carbón) tomadas en la entrada del adsorbedor (v.g., el punto de máxima concentración de COV).}$$

(Nota: Siendo conservadores, esta cifra de 50% debe disminuirse si cualquiera de los siguientes factores están involucrados: ciclos de desorción cortos, constituyentes con presiones de vapor muy altas, altos contenidos de humedad, cantidades significativas de impurezas o COVs difíciles de desorber. Además, la presencia de impurezas en la corriente de COV de entrada fuertemente adsorbidas, puede acortar la vida del carbón significativamente.)

Como lo muestra la Ecuación 1.14, el requerimiento de carbón es directamente proporcional al tiempo de adsorción. Esto tendería a indicar que un sistema podría ser diseñado con un tiempo de adsorción más corto para minimizar el requerimiento de carbón (y el costo del equipo). Sin

embargo, aquí hay un trueque, no muy aparente en la Ecuación 1.14, . Ciertamente, un tiempo de adsorción requeriría menos carbón. Pero, también significaría que el lecho de carbón tendría que desorberse más frecuentemente. Esto significaría que el vapor de regeneración tendría que ser suministrado al(los) lecho(s) más frecuentemente para remover (a la larga), la misma cantidad de COV. Aún más, cada vez que el lecho es regenerado, el vapor suministrado debe calentar al recipiente y al carbón, así como retirar el COV adsorbido. Y el lecho debe ser secado y enfriado después de cada desorción, independientemente de la cantidad de COV removida. Entonces, si el lecho es regenerado muy frecuentemente, el ventilador para secado/enfriamiento del lecho debe operar más seguido, incrementando su consumo de energía. También, la regeneración más frecuente tiende a acortar la vida del carbón. Como procedimiento práctico, la frecuencia óptima de regeneración para adsorbedores de lecho fijo tratando cargas de moderadas a altas de COV de entrada, es una vez cada 8 a 12 horas.[1]

1.3 Estimando la Inversión de Capital Total

Deben utilizarse procedimientos enteramente diferentes para estimar los costos de equipo comprado de adsorbedores de lecho fijo y de tipo recipiente de carbón desechable. Por lo tanto, serán discutidos separadamente.

1.3.1 Sistemas de Lecho Fijo

Tal como fue indicado en la sección previa, el costo de equipo comprado es una función de la relación de flujo volumétrico, de las cargas de COV de entrada y de salida, del tiempo de adsorción y de la capacidad de trabajo del carbón activado. Como se muestra en la Figura 1.1, el sistema adsorbedor está hecho de diferentes componentes. De estos, los recipientes del adsorbedor y el carbón comprenden desde un medio hasta 90% del total del costo de equipo. (Ver la Sección 1.3.1.3.) También hay equipo auxiliar, tal como ventiladores, bombas, condensadores, decantadores y tubería interna. Pero debido a que estos usualmente comprenden una pequeña parte del costo total de equipo comprado, pueden ser estimado como un factor de los costos del carbón y de los recipientes sin introducir error importante. Los costos de estos componentes mayores serán considerados separadamente.

1.3.1.1 Costo del Carbón

Este costo (C_c , \$) es simplemente el producto del requerimiento inicial de carbón (M_c) y el precio actual del carbón. Puesto que los proveedores de adsorbedores compran carbón en grandes cantidades (lotes de millones de libras o mayores), su costo es algo más bajo que el precio de lista. Para sistemas más grandes (que no sean de recipiente de carbón desechable), Calgon reporta que los costos típicos de carbón son de \$0.75 a \$1.25 para carbón virgen y de

\$0.50 a \$0.75 para carbón reactivado (en dólares de mediados de 1999). El típico \$1.00/lb es utilizado en los cálculos a continuación. [5][10] Entonces:

$$C_c = 1.00 M_c \quad (1.16)$$

1.3.1.2 Costo del Recipiente

El costo del recipiente de un adsorbedor está determinado primariamente por sus dimensiones, las cuales, a su vez, dependen de la cantidad de carbón que debe contener y de la velocidad superficial del gas que debe mantenerse a través del lecho para adsorción óptima. La velocidad superficial deseada es utilizada para calcular el área de sección transversal del lecho perpendicular al flujo del gas. Una velocidad superficial aceptable es establecida empíricamente, considerando la eficiencia de remoción deseada, el tamaño de partícula del carbón y la porosidad del lecho y otros factores. Por ejemplo, un proveedor de adsorbedores recomienda una velocidad superficial en el lecho de 85 ft/min[8], mientras que un productor de carbón activado advierte de no exceder 60 ft/min en sistemas operando a una atmósfera. [6] Otro proveedor utiliza una velocidad superficial en la cara del lecho de 65 ft/min al determinar el tamaño de los recipientes de sus adsorbedores. [9] Por último, hay límites prácticos a las dimensiones de los recipientes los cuales también afectan su diseño del tamaño. Esto es, debido a restricciones de embarque, los diámetros de los recipientes rara vez exceden de 12 pies, mientras que su longitud está generalmente limitada a 50 pies. [10]

El costo de un recipiente está usualmente correlacionado con su peso. Sin embargo, puesto que el peso es con frecuencia difícil de obtener o calcular, el costo puede ser estimado a partir del área superficial externa. Esto es verdad porque el costo del material del recipiente—y el costo de fabricación del material—es directamente proporcional a su área superficial. El área superficial (S, ft^2) de un recipiente es una función de su longitud (L, ft) y diámetro (D, ft), los cuales a su vez, dependen de la velocidad superficial en la cara del lecho, la relación L/D y de otros factores.

Más comúnmente, los recipientes de adsorbedores son de forma cilíndrica y son colocados horizontalmente (tal como en la figura 1.1). Los recipientes configurados de esta manera están sujetos generalmente a la restricción de que el volumen del carbón no ocupe más de 1/3 del volumen del recipiente [9][10]. Puede mostrarse que esta restricción limita la profundidad del lecho a no más de:

$$\text{Profundidad máxima del lecho} \approx \frac{\pi D}{12} \quad (1.17)$$

La longitud del recipiente, L , y el diámetro, D , pueden ser estimados resolviendo dos relaciones, a saber, (1) la ecuación que relaciona el volumen del carbón, y por tanto el

volumen del recipiente, a L y D , y (2) la ecuación que relaciona la relación de flujo volumétrico, la velocidad superficial y la sección transversal normal al flujo. Si uno supone que la densidad global del carbón es de 30 lb/ft^3 , entonces uno puede mostrar que:

$$D = \frac{0.127 M_c v_b}{Q} \quad (1.18)$$

$$L = \frac{7.87}{M'_c} \left(\frac{Q'}{v_b} \right)^2 \quad (1.19)$$

donde

D	=	diámetro del recipiente (ft)
L	=	longitud del recipiente (ft)
v_b	=	velocidad superficial en el lecho (ft/min)
M_c	=	requerimiento de carbón por recipiente (lbs)
Q	=	relación de flujo volumétrico por recipiente adsorbiendo ($acfm$)

Debido a que las constantes en las Ecuaciones 1.18 y 1.19 no son adimensionales, uno debe tener el cuidado de usar las unidades especificadas en estas ecuaciones.

Aunque otras consideraciones de diseño pueden resultar en valores diferentes de L y D , estas ecuaciones resultan en L y D aceptables desde el punto de vista de la estimación de costos “de estudio” para recipientes cilíndricos horizontales, los cuales son mayores de 2-3 pies de diámetro.

El requerimiento de carbón y la relación de flujo para cada recipiente de un adsorbedor pueden ser calculados como sigue:

$$M_c = \frac{M_e}{(N_A + N_D)} \quad (1.20)$$

$$Q = \frac{Q}{N_A}$$

A relaciones de flujo del gas (Q) de menos de $9,000 \text{ scfm}$, es usualmente más viable erigir los recipientes de adsorbedores verticalmente en lugar de horizontalmente. [10] Si es así, el

diámetro del recipiente puede ser calculado a partir de la relación de flujo volumétrico por recipiente adsorbiendo y de la velocidad superficial en el lecho, como sigue:

$$D = \left(\frac{4Q'}{\pi v_b} \right)^{1/2} \quad (1.21)$$

La longitud del recipiente vertical dependerá principalmente del espesor del lecho de carbón. Debe incluirse espacio adicional debajo del lecho de carbón para el soporte del lecho y por encima y debajo del lecho para distribución y desconexión de la corriente de gas y para acceso físico al lecho de carbón. En recipientes de diámetro más pequeño, usualmente no se requiere acceso a ambos lados del lecho. Sin embargo, deben dejarse de 1 a 1½ pies de cada lado para distribución y desconexión del gas, o de 2 a 3 pies totales. Para recipientes más grandes, típicamente se proporcionan de 2 a 3 pies en cada extremo del recipiente de espacio para acceso.

Dada la masa de carbón en el lecho, la densidad total del carbón y el diámetro del lecho (v.g., el área de sección transversal normal al flujo), la determinación del espesor del lecho es directa utilizando la siguiente ecuación:

$$t_b = \frac{\text{volumen del carbón}}{\text{área de la sección transversal normal al flujo}} = \frac{\left(\frac{M'_c}{r_b} \right)}{\left(\frac{Q'}{v_b} \right)} \quad (1.22)$$

donde

$$\Delta_b = \text{densidad total del carbón (lb/ft}^3\text{, suponga 30 lb/ft}^3\text{)}$$

La longitud del recipiente es, entonces,

$$L = t_b + t_{a,g} \quad (1.23)$$

donde

$$\begin{aligned} t_{a,g} &= \text{acceso/tolerancia permitida en la distribución del gas} \\ &= \text{2 a 6 pies (dependiendo del diámetro del recipiente vertical)} \end{aligned}$$

Finalmente, utilice la siguiente ecuación para calcular el área superficial del recipiente ya sea horizontal o vertical:

⁵ Para información acerca de como escalar estos costos a precios más actuales, refiérase al reporte de la EPA

$$S = \pi D (L+D/2) \quad (1.24)$$

Pueden desarrollarse ecuaciones similares para otras formas, configuraciones, etc. de recipientes.

En base a datos de los proveedores, desarrollamos una correlación entre el costo del recipiente de adsorbedor y el área superficial: [9]

$$C_v = 271 S^{0.778} \quad (1.25)$$

donde

C_v = costo del recipiente (\$ de otoño de 1989), L.A.B. proveedor⁵

y

$$97 \leq S \leq 2110 \text{ ft}^2 \quad (1.25a)$$

Estas unidades serían hechas de acero inoxidable 304, el cual es el material más común utilizado en la fabricación de recipientes de adsorbedores.[8][9] Sin embargo, para obtener el costo de un recipiente fabricado de otro material, multiplique C_v por un factor de ajuste (F_m). Unos pocos de estos factores están listados en la Tabla 1.2.

1.3.1.3 Costo Total de Equipo Comprado

Como se estableció antes, los costos de artículos tales como ventiladores, bombas, condensador, decantador, instrumentación y tubería interna, pueden ser factoriados de la suma de los costos del carbón y de los recipientes. En base a cuatro puntos de datos derivados de los

Tabla 1.2: Los Factores de Ajuste que Se Utilizan para Obtener los Costos Pagados por Las Materias Fabricadas

Material	F_m Factor	Referencia(s)
Acero inoxidable, 316	1.3	[7,8,9]
Carpenter 20 CB-3	1.9	[9]
Montel-400	2.3	[7,9]
Niquel-200	3.2	[9]
Titanio	4.5	[9]

costos suministrados por un proveedor de equipo [9], encontramos que, dependiendo de la relación total de flujo de gas (Q), la relación (R_c) del costo total del equipo del adsorbedor al costo del recipiente y del carbón varía de 1.14 a 2.24. Estos puntos de datos cubren un rango de la relación de flujo de gas de aproximadamente 4,000 a 500,000 *acfm*. La siguiente fórmula de regresión se ajusta a estos cuatro puntos:

$$R_c = 5.82 Q^{-0.133} \quad (1.26)$$

donde

$$\begin{aligned} &4,000 \leq Q \text{ (acfm)} \leq 500,000 \\ &\text{Coeficiente de correlación (r)} = 0.872 \end{aligned}$$

El costo total del equipo del adsorbedor (C_A) sería el producto de R_c y de la suma de los costos del carbón y del recipiente, o:

$$C_A = R_c \left[C_c + C_v (N_A + N_D) \right] \quad (1.27)$$

1.3.1.4 Inversión de Capital Total

Tal como se discutió en la Sección 1, en la metodología utilizada en este Manual, la *total capital investment - TCI* (inversión de capital total) es estimada a partir del costo del equipo comprado vía un factor global de costo directo/indirecto de instalación. Un detalle de ese factor para adsorbedores de carbón se muestra en la Tabla 1.3. Tal como se indica en la Sección 1, el *TCI* también incluye los costos del terreno, el capital de trabajo y los establecimientos fuera del sitio, los cuales no están incluidos en el factor directo/indirecto de instalación. Sin embargo, como estos componentes son rara vez requeridos con los sistemas de adsorbedores, no serán considerados aquí. Además, no se han proporcionado factores para la *site preparation - SP* (preparación del sitio) ni para *buildings - Bldg.* (edificios), puesto que estos costos dependen muy poco del costo de equipo comprado.

Note que el factor de instalación es aplicado al costo total de equipo comprado, el cual incluye el costo de equipo auxiliar tal como la chimenea y los conductos externos y costos tales como los fletes y los impuestos sobre ventas (si son aplicables). (“Conductos externos” son los conductos necesarios para conducir el gas de la extracción desde la fuente hasta el sistema adsorbedor y después, del adsorbedor a la chimenea. Los costos de los conductos y las chimeneas se muestran en otra parte de este Manual.) Normalmente, el ajuste también cubriría el costo de la instrumentación, pero este costo usualmente está incluido con el costo del equipo del adsorbedor. Finalmente, note que estos factores reflejan

Tabla 1.3: Factores de Costos de Capital para Adsorbedores de carbón [11]

CostosDirectos	
Costos de equipo comprado	
Adsorbedor + equipo auxiliar ^a	Según se estime, A
Instrumentación ^b	0.10 A
Impuestos sobre ventas	0.03 A
Fletes	0.05 A
Costo de Equipo Comprado (PEC)	B = 1.18 A
Costos directos de instalación	
Cimentación y soportes	0.08 B
Manejo y levantamiento	0.14 B
Eléctrico	0.04 B
tubería	0.02 B
Aislante	0.01 B
Pintura	0.01 B
Costos directos de instalación	0.30 B
Preparación del sitio	Según serequiera, SP
Edificios	Según serequiera, Bldg.
Costos Directos Totales (DC)	1.30 B + SP + Bldg.
Costos Indirectos (instalación)	
Ingeniería	0.10 B
Construcción Y gastos de campo	0.05 B
Honorarios de los contratistas	0.10 B
Arranque	0.02 B
Pruebas de funcionamiento	0.01 B
Contingencias	0.03 B
Costos Indirecots Totales (IC)	0.31 B
Total Capital Investment = DC + IC	1.61 B + SP + Bldg.

^a Conductos y cualquier otro equipo normalmente no incluido con la unidad proporcionada por el proveedor del adsorbedor.

^b Instrumentación y controles frecuentemente proporcionados con el adsorbedor, y por tanto incluidos en el PEC.

condiciones de instalación “promedio” y podrían variar considerablemente, dependiendo de las circunstancias de la instalación.

1.3.2 Sistemas de Unidades de Recipientes de Carbón Desechables

Una vez que el requerimiento de carbón es estimado utilizando el procedimiento anterior, el número de recipientes de carbón desechables puede ser determinado. Esto se hace simplemente dividiendo el requerimiento total de carbón (M_e) por la cantidad de carbón contenida en cada

recipiente de carbón desechable (típicamente, 150 lbs.). Este cociente, redondeado al siguiente dígito más alto, produce el número requerido de recipientes de carbón desechables para controlar el venteo en cuestión.

En la Tabla 1.4 están listados los costos para un recipiente de carbón desechable típico (Ventsorb® de Calgon). Estos costos incluyen el recipiente, el carbón y las conexiones, pero no incluyen impuestos, fletes ni cargos de instalación. Note que el costo por unidad decrece a medida que se incrementa la cantidad comprada. Cada recipiente de carbón desechable contiene carbón “BPL” de Calgon (malla 4 x 10), el cual es comúnmente utilizado en adsorción industrial. Sin embargo, para tratar ciertos COVs, se necesitan carbones especiales más caros (v.g. “FCA 4 x 10”). Estos carbones incrementan el costo del equipo en 60% o más.[4] Tal como se indica en la nota de la Tabla 1.4, estos precios están en dólares de mediados de 1999. Desde entonces, sin embargo, los precios de estas latas se han incrementado modestamente—aproximadamente 10%.[12]

El precio de 180 libras de recipientes de carbon es aproximadamente \$700 en pequeñas cantidades y \$600 en grandes cantidades (precios en 1999). Las tendencias actuales llevan hacia el uso de recipientes mas grandes. Calgon sule con grandes envases de 1,000 a 2,000 libras de capacidad donde el carbon es tipicamente intercambiado en el lugar donde es usado. Calgon reporta costos por libra de carbon de \$0.50 a \$2.00 dependiendo del tejido, actividad y tipo con

Tabla 1.4: Costos del Equipo (\$ de mediados de 1999) para un Adsorbedor de recipiente de Carbón Desechable Típico [5]

Cantidad	Costos del Equipo para cada Pieza^a en dólares (\$)
1-3	679
4-9	640
10-29	600
30	585

una precio conservador promedio de \$1.50 por libra. Calgon tambien reporta el uso de lechos fijos no regenerativos de 12 pies en diametro (113 pies cuadrados capaces de almacenar 6,000 cfm) y lechos de 8x20 pies (160 pies cuadrados capaces de almacenar 8,000 cfm). Estos lechos fijos no regenerables son usualmente disenos atmosfericos hechos de acero delgado con una capa interna que inhibe la corrosion. Para recipientes de 1,000 libras, Calgon reporto costos de instalacion tipicos de \$3,200 y costo de equipo de \$5,600 y para recipientes de 2,000 libras estos costos son de \$4,600 y \$7,800 respectivamente. Para servicios de reemplazo de carbon, Calgon estima costos de \$2.00 y \$2.50 por libra de carbon virgen y \$1.50 a \$1.80 para carbon reactivado. Costos anuales de mantenimiento so reportados en el rango de 3% a 10% del costo capital de instalacion.

A medida que se requieren menos mano de obra y materiales de instalación para instalar una unidad de recipiente de carbón desechable que para un sistema de lecho fijo, el factor compuesto de instalación es consecuentemente más bajo. Los únicos costos requeridos son aquellos necesarios para colocar los recipientes de carbón desechables en, y conectarlas a, la fuente. Esto incluye una pequeña cantidad de tubería solamente; se necesitaría poco o ningún trabajo eléctrico, pintura, cimentaciones o algo parecido. Veinte por ciento de la suma del costo del recipiente de carbón desechable o los recipientes de carbón desechables, cargos por fletes e impuestos sobre venta aplicables, cubrirían este costo de instalación.

1.4 Estimando el Costo Total Anual

Tal como se explica en la Sección 1.2 de este Manual, el costo total anual comprende tres componentes: costos directos, costos indirectos, y recuperación de créditos. Estos serán considerados separadamente.

1.4.1 Costos Directos Anuales

Estos incluyen los siguientes gastos: vapor, agua de enfriamiento, electricidad, reemplazo del carbón, mano de obra de operación y de supervisión y mano de obra y materiales de mantenimiento. De estos, solamente la electricidad y la disposición de los residuos sólidos o la regeneración o reemplazo del carbon serían aplicables a los adsorbedores tipo lata.

1.4.1.1 Vapor

Tal como se explica en la Sección 1.1, el vapor es utilizado durante el ciclo de desorción. La cantidad de vapor requerido dependerá de la cantidad de carbón en el recipiente, de las dimensiones del recipiente y del tipo y cantidad del COV adsorbido y de otras variables. La experiencia ha mostrado que el requerimiento de vapor varía desde aproximadamente 3 a 4 *lbs* de vapor/*lb* de COV adsorbido.[8][9] Utilizando la media de este rango, podemos desarrollar la siguiente expresión para el costo anual del vapor:

$$C_s = 3.50 \times 10^{-3} m_{voc} \theta_s p_s \quad (1.28)$$

donde

C_s	=	costo del vapor (\$/año)
θ_s	=	horas de operación del sistema (h/año)
m_{voc}	=	Carga de COV de entrada (<i>lbs</i> /h)
p_s	=	precio del vapor (\$/mil <i>lbs</i>)

Si los datos del precio del vapor no están disponibles, uno puede estimar su costo como 120% del costo del combustible. Por ejemplo, si el precio local del gas natural fuera de \$5.00/millones de *BTU*, el precio estimado del vapor sería de \$6.00/millones de *BTU*, el cual es aproximadamente \$6.00/mil *lbs*. (el factor de 20% cubre los costos de capital y anual de producir vapor.)

1.4.1.2 Agua de Enfriamiento

El agua de enfriamiento es consumida por el condensador, en el cual la mezcla vapor-COV saliendo del lecho de carbón desorbido es totalmente condensado. La mayor parte de la carga del condensador está comprendida por el calor latente de vaporización (ΔH_v) del vapor y del COV. Debido a que los ΔH_v de los COV son pequeños comparados con el ΔH_v del vapor, (cerca de 1000 *BTU/lb*), el ΔH_v del COV puede ser ignorado. Igual puede ser el calor sensible al enfriar el condensado agua-COV desde la temperatura de entrada al condensador (cerca de 212 °F), hasta la temperatura de salida. Por lo tanto, el requerimiento de agua de enfriamiento es esencialmente una función del consumo de vapor y del incremento de temperatura permisible en el refrigerante, el cual es típicamente de 30° a 40°F.[8] Utilizando la elevación promedio de temperatura (35°F), podemos escribir:

$$C_{cw} = 3.43 \frac{C_s}{p_s} p_{cw} \quad (1.29)$$

donde

$$\begin{aligned} C_{cw} &= \text{costo del agua de enfriamiento (\$/año)} \\ p_{cw} &= \text{precio del agua de enfriamiento (\$/mil galones)} \end{aligned}$$

Si el precio del agua de enfriamiento no está disponible, use de \$0.15 a \$0.30/mil galones.

1.4.1.3 Electricidad

En los adsorbedores de lecho fijo, la electricidad es consumida por el ventilador del sistema, el ventilador para el secado/enfriamiento del lecho, la bomba del agua de enfriamiento y la(s) bomba(s) del solvente. Ambos ventiladores, del sistema y del lecho, deben ajustar tamaño para vencer la caída de presión a través de los lechos de carbón. Pero, mientras que el ventilador del sistema debe conducir continuamente al flujo total del gas a través del sistema, el ventilador de enfriamiento del lecho es utilizado solamente durante una parte del ciclo de desorción (media hora o menos).

Para ambos ventiladores, los caballos de potencia (*la potencia*) necesarios dependen de

⁶ Para obtener un estimado más preciso de la caída de presión a través de un conducto, refiérase a la Sección 2 de esta Manual.

ambos, el flujo del gas y la caída de presión a través del lecho de carbón. La caída de presión a través del lecho (ΔP_b) depende de varias variables, tales como la temperatura de adsorción, la velocidad en el lecho, las características del lecho (v.g., fracción de vacíos), y espesor. Pero, para una temperatura y carbón dados, la caída de presión por unidad de espesor depende solamente de la velocidad del gas. Por ejemplo, para el carbón "PCB" (malla 4 x 10) de Calgon, la siguiente relación es válida:[6]

$$\frac{\Delta P_b}{t_b} = 0.03679 v_b + 1.107 \times 10^{-4} v_b^2 \quad (1.30)$$

donde

$$\begin{aligned} \Delta P_b/t_b &= \text{caída de presión a través del lecho (pulgadas de agua/pie de carbón)} \\ v_b &= \text{velocidad superficial en el lecho (ft/min)} \end{aligned}$$

Tal como muestra la Ecuación 1.22, el espesor del lecho (t_b , ft) es el cociente del volumen del lecho (V_b) y del área de la sección transversal del lecho (A_b). Para una densidad del lecho de carbón de 30 lb/ft^3 , esto se convierte:

$$t_b = \frac{V_b}{A_b} = \frac{0.0333 M'_c}{A_b} \quad (1.31)$$

(Para recipientes colocados verticalmente, $A_b = Q'/v_b$, mientras que para recipientes construidos horizontalmente, $A \text{ LD}$.) Una vez que ΔP_b es conocida, el requerimiento de la potencia del ventilador del sistema (hp_{sf}) puede ser calculado:

$$hp_{sf} = 2.50 \times 10^{-4} Q \Delta P_s \quad (1.32)$$

donde

$$\begin{aligned} Q &= \text{flujo volumétrico del gas a través del sistema (acfm)} \\ \Delta P_s &= \text{caída total de presión del sistema} = \Delta P_b + 1 \end{aligned}$$

(La pulgada extra toma en cuenta las pérdidas misceláneas de presión a través de los conductos externos y otras partes del sistema.[8]⁶ Sin embargo, si se necesitan conductos extra largos y/o equipo de preacondicionamiento, las pérdidas misceláneas podrían ser mucho mayores.)

Esta ecuación incorpora una eficiencia del ventilador de 70% y una eficiencia del motor de 90%, o 63% global.

El requerimiento de la potencia del ventilador para el secado/enfriamiento del lecho (hp_{cf}) es computado similarmente. Mientras que la caída de presión del ventilador del lecho aún sería ΔP_b , el flujo del gas y los tiempos de operación serían diferentes. Para condiciones típicas de operación del adsorbedor, el requerimiento de aire para secado/enfriamiento sería de 50 a 150 ft^3/lb de carbón, dependiendo del contenido de humedad del lecho, de la caída de temperatura requerida y de otros factores. El tiempo de operación (θ_{cf}) sería el producto del tiempo de secado/enfriado por ciclo de desorción y del número de ciclos por año. Puede mostrarse que:

$$\theta_{cf} = 0.4 \theta_D \left(\frac{N_A \theta_s}{\theta_A} \right) \quad (1.33)$$

(El “0.4” toma en cuenta el hecho de que, como procedimiento práctico, aproximadamente el 40% del ciclo de desorción es para el secado/enfriamiento del lecho)

El requerimiento de la potencia de la bomba de agua de enfriamiento (hp_{cwp}) podría ser computado como sigue:

$$hp_{cwp} = \frac{2.52 \times 10^{-4} q_{cw} H s}{\eta} \quad (1.34)$$

donde

q_{cw}	=	flujo del agua de enfriamiento (galones/min)
H	=	cabezal requerido (nominalmente 100 pies de agua)
s	=	gravedad específica del fluido relativa a agua a 60°F
η	=	eficiencia combinada bomba-motor.

Las horas de operación anuales de la bomba del agua de enfriamiento (I_{cwp}) podrían ser computadas utilizando la Ecuación 1.33, después de sustituir “0.4” por “0.6”. El factor 0.6 toma en cuenta el hecho de que la bomba del agua de enfriamiento es utilizada solamente durante la porción de la regeneración en la que se pasa vapor, mientras el condensador está en operación.

La Ecuación 1.34 puede también ser utilizada para computar el requerimiento de la potencia de la bomba del solvente. En este último caso, el flujo (q_s) podría ser diferente, por supuesto, aunque podría utilizarse el mismo cabezal 100 pies de agua. La gravedad específica dependería de la composición y temperatura del solvente condensado. Por ejemplo, la gravedad específica del tolueno a 100°F sería aproximadamente 0.86 a 70°F. (Sin embargo, la potencia de la bomba del solvente es usualmente muy pequeña usualmente < 0.1 hp. así que su consumo de electricidad puede usualmente ser despreciado.)

Una vez que las varias potencias son calculadas, el consumo de electricidad (en kWh) es calculado, multiplicando cada valor de potencia por 0.746 (el factor para convertir hp a kilowatts) y el número de horas que cada ventilador o bomba operan anualmente. Para el ventilador del sistema, las horas serían las horas de operación anual para el sistema (θ_s). Pero, tal como se discutió antes, los tiempos de operación para el ventilador para el secado/enfriamiento del lecho y para la bomba de enfriamiento serían diferentes.

Para obtener el costo anual de electricidad, simplemente multiplique kWh por el precio de la electricidad (\$/kWh) que sea aplicable al establecimiento que está siendo controlado.

Para unidades de recipientes de carbón desechables, utilice la Ecuación 1.32 para calcular el requerimiento de la potencia del ventilador. Sin embargo, en lugar de P_b utilice la siguiente para computar la caída de presión total del recipiente de carbón desechable P_e pulgadas de agua:[7]

$$\Delta P_c = 0.0471 Q_c + 9.29 \times 10^{-4} Q_c^2 \quad (1.35)$$

donde

$$Q_c = \text{flujo a través del recipiente de carbón desechable (acfm).}$$

1.4.1.4 Reemplazo del Carbón

Tal como se discutió antes, el carbón tiene una vida económica diferente al resto del sistema del adsorbedor. Por lo tanto, el costo de su reemplazo debe ser calculado separadamente. Empleando el procedimiento detallado en la Sección 1, tenemos:

$$CRC_c = CRF_c (1.08 C_c + C_{cl}) \quad (1.36)$$

donde

$$\begin{aligned} CRF_c &= \text{factor de recuperación de capital para el carbón} \\ 1.08 &= \text{factor de impuestos y fletes} \end{aligned}$$

$C_c, C_{cl} =$ costo inicial del carbón (L.A.B. proveedor) y costo de la mano de obra de reemplazo del carbón, respectivamente (\$)

El costo de la mano de obra del reemplazo cubre el costo de la mano de obra para remover el carbón agotado de los recipientes y reemplazarlo con carbón virgen o regenerado. El costo podría variar con la cantidad del carbón siendo reemplazado, los salarios y otros factores. Por ejemplo, para remover y reemplazar una carga de 50,000 libras de carbón, se requerirían como 16 personas-día, lo cual, a los salarios típicos, es equivalente a aproximadamente \$0.05/lb reemplazada.[13]

Una vida típica para el carbón es cinco años. Sin embargo, si la entrada contiene COVs que son muy difíciles de desorber, tienden a polimerizarse o a reaccionar con otros constituyentes, sería probable un tiempo de vida del carbón más corta—tal vez tan corta como dos años—. [1] Para una vida de cinco años y 7% de tasa de interés, $CRF_c = 0.2439$.

1.4.1.5 Disposición de Residuos Sólidos

Con los adsorbedores de lecho fijo rara vez se incurre en costos de disposición, porque casi siempre el carbón es regenerado en su lugar, no se descarta. En ciertos casos, el carbón en las unidades de recipientes de carbón desechables también es regenerado. Para envases grandes, es practica comun de un suplidor de carbon de recoger el carbon usado y reemplazarlo por carbon fresco. El carbon usado es regresado a una facilidad central para su regeneracion. La EPA promueve la recuperacion de solvente y el reuso del cabon usado como tecnicas de prevencion de contaminacion y reduccion de desperdicio. En algunos casos, la naturaleza de los solventes, incluyendo su naturaleza extremamente peligrosa o la dificultad de separarlos del carbon, hace que su desecho sea la mejor opcion, el recipiente de carbón desechable entera—carbón, tambor, conexiones, etc.—es embarcada a un confinamiento seguro. El costo de la disposición en confinamiento podría variar considerablemente, dependiendo del número de recipientes de carbón desechables a disponer, de la localización del confinamiento, etc. En base a datos obtenidos de dos grandes confinamientos, por ejemplo, el costo de disposición variaría desde aproximadamente \$35 a \$65 dólares por lata excluyendo los costos de transporte.[14][15]

1.4.1.6 Mano de Obra de Operación y Supervisión

La mano de obra de operación para los adsorbedores es relativamente baja, puesto que la mayoría de los sistemas están automatizados y requieren poca atención. Media hora de operación por turno es típico.[11] El costo anual de mano de obra sería entonces el producto de este requerimiento de mano de obra y el salario de la mano de obra de operación (\$/h), el cual, naturalmente variaría de acuerdo a la localización del establecimiento, del tipo de industria, etc. Agregue a esto 15% para cubrir la mano de obra de supervisión, como se sugiere en la Sección 1.

1.4.1.7 Mano de Obra y Materiales de Mantenimiento

Utilice 0.5 horas/turno para la mano de obra de mantenimiento [11] y el salario de mantenimiento aplicable. Si los últimos datos no están disponibles, estime el salario de mantenimiento en 110% del de la mano de obra, tal como se sugiere en la Sección 1. Finalmente, para los materiales de mantenimiento, agregue una cantidad igual a la mano de obra de mantenimiento, también según la Sección 1.

1.4.2 Costos Indirectos Anuales

Estos incluyen costos tales como los de recuperación de capital, prediales, impuestos, seguros, otros costos y los gastos administrativos (“G&A”). El costo de recuperación de capital está basado en el tiempo de vida del equipo y en las tasas anuales de interés empleadas. (Ver Sección 1 para una discusión completa de los costos de recuperación de capital y de las variables que lo determinan.) Para los adsorbedores, el tiempo de vida del sistema es típicamente diez años, excepto para el carbón, el cual, tal como se estableció antes, típicamente necesita ser reemplazado después de cinco años. Por lo tanto, cuando se estimen los costos de recuperación de capital del sistema, uno debe basarlo en el costo del capital instalado menos el costo de reemplazar el carbón (v.g., el costo del carbón más el costo de la mano de obra necesaria para reemplazarlo). Substituyendo de la Ecuación 1.36 los costos del carbón inicial y de la mano de obra para el reemplazo, obtenemos:

$$CRC_s = [TCI - (1.08C_c + C_{cl})] CRF_s \quad (1.37)$$

donde

CRC_s	=	<i>capital recovery cost</i> (costo de recuperación de capital) para el sistema adsorbedor (\$/año)
TCI	=	<i>total capital investment</i> (inversión de capital total) (\$)
1.08	=	factor de impuestos y fletes
C_c, C_{cl}	=	costo del carbón inicial (L.A.B. proveedor) y costo de reemplazo del carbón, respectivamente (\$)
CRF_s	=	<i>cost recovery factor</i> (factor de recuperación) de capital para el sistema adsorbedor (definido en la Sección 1. 2).

Para una vida de diez años y una tasa de interés anual de 7%, el CRF_s sería 0.1424.

Tal como se indica en la Sección 1, el factor sugerido para usarse para prediales, seguros y gastos administrativos es de 4% del TCI . Finalmente, los otros gastos son calculados como el 60% de la suma de la mano de obra de operación, supervisión y mantenimiento y de los materiales de mantenimiento.

El procedimiento anterior también es aplicable a unidades de lata, excepto que, en la mayoría de los casos, el carbón no es reemplazado—toda la unidad sí. Las latas son generalmente utilizadas en aplicaciones especializadas. Los costos de la tubería y los conductos pueden usualmente ser considerados como inversión de capital con una vida útil de diez años. Sin embargo, que la lata misma fuera tratada como capital o como un gasto de operación dependería de la aplicación particular y necesitaría ser evaluado en base a caso por caso.

1.4.3 Recuperación de Créditos

Estos son aplicables al COV, el cual es adsorbido, luego desorbido, condensado y separado del vapor condensado. Si el COV recuperado está suficientemente puro, puede ser vendido. Sin embargo, si la capa de COV contiene impurezas o es una mezcla de compuestos, requerirá de tratamiento adicional, tal como destilación. Los costos de purificación y separación están fuera del propósito de este capítulo. Es innecesario decirlo, los costos de estas operaciones contrarrestan los ingresos generados por la venta del COV. Finalmente, como una alternativa a su reventa, el COV puede ser quemado como combustible y valuado correspondientemente. En cualquier caso, la siguiente ecuación puede ser utilizada para calcular estos créditos:

$$RC = m_{voc} \theta_s P_{voc} E \quad (1.38)$$

donde

RC	=	<i>recovery credits</i> (recuperación de créditos) (\$/año)
m_{voc}	=	Carga de COV de entrada (<i>lbs/h</i>)
θ_s	=	horas de operación del sistema (<i>h/año</i>)
P_{voc}	=	Valor de reventa del COV recuperado (\$/ <i>lb</i>)
E	=	Eficiencia de control de COV del adsorbedor

Por definición, la eficiencia (E) es la diferencia entre la carga de masa de COV de entrada y de salida, dividida por la carga de entrada. Sin embargo, durante el ciclo de adsorción la carga de COV de salida se incrementará desde esencialmente cero al inicio del ciclo hasta la concentración de saturación al final del ciclo. Debido a que la eficiencia es una función del tiempo, debe calcularse vía integración a lo largo de la duración del ciclo de adsorción. Hacer esto requeriría el conocimiento de la variación temporal de la carga de salida durante el ciclo de adsorción. Si este conocimiento no está disponible al usuario del Manual, puede hacerse una aproximación conservadora de la eficiencia estableciendo la carga de salida igual a la concentración de saturación.

1.4.4 Costo Total Anual

Finalmente, tal como se explica en la Sección 1.2, el *total annual cost - TAC* (costo total anual) es la suma de los costos directos e indirectos anuales, menos cualquier recuperación de créditos, o:

$$TAC = DC + IC - RC \quad (1.39)$$

1.4.5 Problema de Ejemplo

Una fuente en una planta de impresiones emitiendo 100 lb/h de tolueno va a ser controlada por medio de un adsorbedor de carbón. La planta propone operar el adsorbedor en un modo continuo por 8,640 h/año (360 días). Mientras opera, dos lechos de carbón estarán adsorbiendo, mientras que un tercero estará desorbiendo/en pausa. Por su conveniencia, la planta ha seleccionado tiempos de adsorción y desorción de 12 y 5 horas respectivamente. El flujo total del gas residual es de 10,000 acfm a las condiciones de entrada al adsorbedor (una atmósfera y 77 °F). El gas residual contiene cantidades despreciables de materia particulada y humedad. Más aún, la regulación aplicable para COV requiere que el adsorbedor alcance una eficiencia media de remoción de 98% durante todo el ciclo de adsorción. Finalmente, suponga que el tolueno recuperado es reciclado en la fuente. Estime la inversión de capital total y el costo total anual para el sistema adsorbedor.

Capacidad de Trabajo del Carbón: Con el flujo y carga de contaminante establecidos, la concentración de tolueno de entrada es de 710 ppm. Esto corresponde a una presión parcial de 0.0104 psia. Substituyendo esta presión parcial y los parámetros de la isoterma del tolueno (de la Tabla 1.1) en la Ecuación 1.1, obtenemos una capacidad de equilibrio de 0.333 lb/lb. Aplicando la regla de dedo discutida antes (página 4-19), obtenemos una capacidad de trabajo de 0.167 lb/lb (v.g., 0.333/2).

Requerimiento de Carbón: Tal como se estableció antes, este adsorbedor tendría dos lechos en línea y un tercero fuera de línea. La Ecuación 1.12 puede contestar esta pregunta. La substitución del tiempo de adsorción y los números de lechos adsorbiendo y desorbiendo, produce:

$$\text{Tiempo de desorción} = \theta_D \leq \theta_A \left(\frac{N_D}{N_A} \right) = 12h \times 0.5 = 6h$$

Debido a que el tiempo de desorción establecido (5 horas) es menos de 6 horas, la configuración del lecho propuesta es viable. Enseguida, calcule el requerimiento de carbón (M_c) de la Ecuación 1.14:

$$M_c = \frac{m_{voc}}{w_c} \theta_A \left(1 + \frac{N_D}{N_A} \right) = \frac{100 \text{ lb/h} \times (12 \text{ h}) \times (1 + 0.5)}{0.167 \text{ lb/lb}} = 10,800 \text{ lbs}$$

De la Ecuación 1.16, el costo del carbón es:

$$C_c = 1.00 M_c = \$10,800$$

Costo y Dimensiones del Recipiente del Adsorbedor: Suponga que el recipiente será construido horizontalmente y seleccione una velocidad superficial en el lecho (v_b) de 75 ft/min. Enseguida, calcule el diámetro del recipiente (D), la longitud (L), y el área superficial (S) de las Ecuaciones 1.18, 1.19, y 1.24, respectivamente. [Nota: En estas ecuaciones, $M_c = M_c(N_A + N_D) = 3,600 \text{ lb}$ y $Q = Q/N_A = 5,000 \text{ acfm}$.]

$$D = \frac{0.127 M_e v_b}{Q'} = \frac{0.127 (3,600) (75)}{5,000} = 6.86 \text{ ft}$$

$$L = \frac{7.87}{M'_c} \left(\frac{Q'}{v_b} \right)^2 = \frac{7.87}{3,600} \left(\frac{5,000}{75} \right)^2 = 9.72 \text{ ft}$$

$$S = \pi D \left(L + \frac{D}{2} \right) = 283 \text{ ft}$$

Debido a que S cae entre 97 y 2,110 ft^2 , la Ecuación 1.25 puede ser utilizada para calcular el costo por recipiente, C_v (suponiendo construcción en acero inoxidable 304). Así:

$$C_v = 271 S^{0.778} = \$21,900$$

Costo del Equipo del Adsorbedor: Recuerde que el costo del equipo del adsorbedor está constituido por los recipientes del adsorbedor, por el carbón y por el condensador, decantador, ventilador, bombas y otros equipos usualmente incluidos en el precio del adsorbedor. El costo de los últimos artículos están estimados como un factor del costo combinado de los recipientes y del carbón. Combinando las Ecuaciones 1.26 y 1.27, tenemos:

$$C_A = 5.82 Q^{-0.133} \left[C_c + (N_A + N_D) C_v \right]$$

La sustitución de los valores anteriores produce:

$$C_A = \$149,300$$

Costo del Equipo Auxiliar: Suponga que los costos del siguiente equipo auxiliar han sido estimados de datos de otras partes del Manual:

Conductos	\$16,500
Compuertas	7,200
<u>Chimenea</u>	<u>8,500</u>
Total	\$32,000

Inversión de Capital Total: La inversión de capital total es factorizada de la suma de los costos de la unidad del adsorbedor y del equipo auxiliar, como se muestra en la Tabla 1.5. Note que no se ha mostrado ningún renglón de costo para la instrumentación, porque este costo típicamente está incluido en el precio del adsorbedor.

Por lo tanto:

$$\text{Costo de Equipo Comprado} = \text{“B”} = 1.08 \times \text{“A”} = 1.08 \times (\$149,300 + \$32,200) = \$196,000$$

Y:

$$\text{Inversión de Capital Total (redondeada)} = 1.61 \times \text{“B”} = \$316,000$$

Costos Anuales: La Tabla 1.5 proporciona los costos directos e indirectos anuales para el sistema adsorbedor de carbón, tal como se calcula de los factores de la Sección 1.4. Excepto para la electricidad, los cálculos en la tabla muestran como fueron derivados estos costos. La siguiente discusión tratará el costo de la electricidad.

Tabla 1.5: Factores de costo Capital Para Sistemas de Adsorbedores de Carbón
Problema Ejemplo

Cost Item	Factor
<u>Costos Directos</u>	
Costos de equipo comprado	
Recipientes del adsorbedor y carbón	\$130,800
Equipo auxiliar	<u>32,200</u>
Suma = A	\$163,000
Instrumentacion, 0.1 A	
Impuestos sobre ventas, 0.03 A	4,890
Fletes, 0.05 A	<u>8,150</u>
Costo de equipo comprado, PEC	\$176,040
Costos directos de instalación	
Cimentación y soportes, 0.08 B	14,083
Manejo y levantamiento, 0.14 B	24,646
Eléctrico, 0.04 B	7,042
Tubería, 0.02 B	3,521
Aislante para los conductos, 0.01 B	1,760
Pintura, 0.02 B	<u>1,760</u>
Costos directos de instalación	\$52,812
Preparación del sitio	
Edificios	
Costos Directos Totales (DC)	<u>\$228,852</u>
<u>Costos Indirectos (instalación)</u>	
Ingeniería, 0.10 B	17,604
Construcción Y gastos de campo, 0.05 B	8,802
Honorarios de los contratistas, 0.10 B	17,604
Arranque, 0.02 B	3,521
Pruebas de funcionamiento, 0.01 B	1,760
Contingencias, 0.03 B	<u>5,281</u>
Costos Indirectos Totales (IC)	<u>\$54,572</u>
TCI, Inversión de Capital Total (redondeada)	<u>\$283,400</u>

Primero, recuerde que la electricidad incluye la energía para el ventilador del sistema, el ventilador para el secado/enfriamiento del lecho y la bomba del agua de enfriamiento. (El motor de la bomba es normalmente tan pequeño que su consumo de energía puede ser despreciado.) Estos consumos son calculados como sigue:

Ventilador del sistema: De la Ecuación 1.32:

$$kWh_{sf} = 0.746 kW/hp \times 250 \times 10^{-4} Q \Delta P_s \theta_s$$

Pero:

$$\Delta P_s \left(\text{pulgadas de agua} \right) = \Delta P_s + 1 = t_b \left(0.03679 v_b + 1.107 \times 10^{-4} v_b^2 \right) + 1$$

(La última expresión fue derivada de la Ecuación 1.30, suponiendo que el carbón utilizado en el sistema de este ejemplo es "PCB" Calgon tamaño malla 4 x 10.)

Al suponer que la densidad del lecho de carbón es de 30 lb/ft^3 , la Ecuación 1.31 puede ser utilizada para calcular el espesor del lecho (t_b):

Así:

$$\text{Grueso del lecho} = t_b = \frac{0.0333 M'_c}{A_b} = \frac{0.0333 M'_c}{LD} = 1.80 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = 1 + 1.80 \left(0.03679 \times 75 + 1.107 \times 10^{-4} \times 75^2 \right) = 7.09 \text{ Pulgadas}$$

y finalmente:

$$\begin{aligned} kWh_{sf} &= 0.746 \times 2.5 \times 10^{-4} \times 7.09 \text{ in.} \times 10,000 \text{ acfm} \times 8,640 \text{ h/año} \\ &= 114,200 \text{ kWh/año} \end{aligned}$$

Ventilador para el secado/enfriamiento del lecho: Durante el ciclo de secado/enfriamiento, la caída de presión a través del lecho es también igual a P_b . Sin embargo, como se indica en la Sección 1.4.1.3, el flujo y el tiempo de operación son diferentes. Para el flujo del aire, tome el punto medio del rango ($100 \text{ ft}^3 \text{ aire/lb carbón}$) y divídalo por 2 horas (el tiempo de secado/enfriamiento del lecho), produciendo: $100 \text{ ft}^3/\text{lb} \times 3,600 \text{ lbs} \times 1/120 \text{ min} = 3,000 \text{ acfm}$. Substituyendo esto en la Ecuación 1.32 resulta en:

$$2.50 \times 10^{-4} \times 7.09 \text{ pulgadas} \times 3,000 \text{ acfm} = 5.32 \text{ hp}$$

De la Ecuación 1.33, tenemos:

$$\Theta_{cf} = 0.4 \times 5h \times 2 \times \frac{8,640h}{12h} = 12h$$

Así:

$$kWh_{cf} = 0.746 \text{ kW/hp} \times 5.32 \text{ hp} \times 2,880h = 11,400 \text{ kWh/año}$$

Bomba del agua de enfriamiento: La potencia de la bomba del agua de enfriamiento es calculada de la Ecuación 1.34. Aquí, sea $\eta = 63\%$ y $H = 100 \text{ ft}$. El flujo del agua de enfriamiento (q_{cw}) es el cociente del requerimiento anual de agua de enfriamiento y del tiempo de operación anual de la bomba. De los datos de la Tabla 1.6, obtenemos el requerimiento del agua de enfriamiento: 10,400,000 gal/año. El tiempo de operación anual de la bomba es obtenido de la Ecuación 1.33 (sustituyendo 0.4 por 0.6), o $cwp = (0.6)(5 \text{ h})(2)(8,640)/12 = 4,320 \text{ h/año}$.

Así:

$$hp_{cwp} = \frac{(2.52 \times 10^{-4}) (100 \text{ ft})}{0.63} \times \frac{10,400,000 \text{ gal/año}}{4,320 \text{ h/yr} \times 60 \text{ min/año}} = 1.60 \text{ hp}$$

Y:

$$kWh_{cwp} = 0.746 \text{ kW/h} \times 1.60 \text{ hp} \times 4,320 \text{ h/año} = 5,160 \text{ kWh/año}$$

Sumando los consumos individuales de energía, obtenemos el valor 131,000 kWh/año.

Recuperación de Créditos: Como se indica en la Tabla 1.6, se ha incluido un crédito por el tolueno recuperado. Sin embargo, para tomar en cuenta pérdidas misceláneas y contaminación, el tolueno es arbitrariamente valuado en la mitad del precio en el mercado en Noviembre de 1998, a $\$0.0533/\text{lb}$ (= $\$111/\text{ton}$).[16]

Costo Total Anual: La suma de los costos directos e indirectos anuales, menos la recuperación de crédito por el tolueno, produce un costo total anual neto de \$76,100. Claramente, esta es muy sensible a la recuperación de créditos y, a su vez, al valor dado al tolueno recuperado. Por ejemplo, si hubiera sido valuado al precio total del mercado (\$221/ton), el crédito hubiera sido el doble y el costo total anual hubiera sido de \$29,200. Así, cuando se incorpore la recuperación de créditos, es imperativo seleccionar cuidadosamente el valor del producto recuperado.

Tabla 1.6: Costos Anuales para Sistemas Adsorbedores de Carbón
Problema de Ejemplo

Concepto de Costo	Calculos	Costo
Costo Directo Anual, DC		
Mano de Obra de Operación		
Operador	0.5h/turno x 3 turnos/día x 360 días/año x \$12/hr	\$6,480
Supervisor	15% of operator = 0.15 x 6,480	970
Materiales Operación		
Mantenimiento		
Mano de Obra	0.5h/turno x 3 turnos/día x 360 días/año x \$13.20/hr	7,130
Materiales	100% de la mano de obra de mantenimiento	7,130
Partes de Repuesto, Carbón (5-años de vida)		
Mano de Obra para Reposición	0.2439 (\$0.05/lb x 10,800 lb)	130
Costo del Carbón ^a	0.2439 (\$21,600 x 1.08)	5,690
Servicios		
Electricidad	\$0.06 kWh x 131,000 kWh/yr	7,860
Vapor	3.5 lb/lb VOC x \$6/103 x 100 lb VOC/hr x 8,640 hr/yr	18,140
Agua de Enfriamiento	3.43 gal/lb de vapor x [(3.5 x 100 x 8,640) lb de vapor x \$0.20/103 gal.] / año	2,070
Total DC		\$55,600
Costo Indirecto Anual, IC		
Otros Costos	60% de la suma de la mano de obra de operación, supervisión y mantenimiento y materiales de mantenimiento = 0.6 (6,480 + 970 + 7,130 + 7,130)	13,030
Gastos de Administración	2% de la Inversión de Capital Total = 0.02 (\$316,000)	6,320
Prediales	1% de la Inversión de Capital Total = 0.01 (\$316,000)	3,160
Seguros	1% de la Inversión de Capital Total = 0.01 (\$316,000)	3,160
Recuperación de capital ^b	0.1424 [316,000 - 0.05 (10,800) - 1.08 (21,600)]	41,600
Total IC		\$67,270
Recuperación de Créditos (tolueno)		(46,820)
Costos Totales Anuales (redondeados)		\$76,100

^a El factor de 1.08 es para fletes e impuestos sobre ventas

^b EL factor del costo de recuperación de capital, CRF, es una función de la vida del adsorbedor o del equipo y la oportunidad del costo de capital (v.g. la tasa de interés). Por ejemplo, para una vida del equipo de 10 años y 7 % de tasa de interés, CRF = 0.1424.

Referencias

- [1] Correspondence: Robert L. Stallings and William Klotz (Research Triangle Institute, Research Triangle Park, NC) to William M. Vatajuk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), June 24, 1986.
- [2] Calvert, Seymour and Englund, Harold M. (eds.), *Handbook of Air Pollution Control Technology*, John Wiley & Sons, New York, 1984, pp. 135-192.
- [3] *Handbook of Chemistry and Physics*, 54th Edition, The Chemical Rubber Company, Cleveland, 1973-74, pp. D85-D92.
- [4] “Calgon Ventsorb[®] for Industrial Air Purification” (Bulletin 23-56a), Calgon Corporation, Pittsburgh, 1986.
- [5] Correspondence: Mark H. Stenzel (Calgon Carbon Corporation, Pittsburgh, PA) to Janet Groeber (SAIC, Cincinnati, OH), August 24, 1999.
- [6] *Adsorption Handbook*, Calgon Corporation, Pittsburgh, 1980.
- [7] Rogers, Tony, “Comparison of BED SIZE and Calgon Adsorption Isotherms”, Research Triangle Institute (Research Triangle Park, NC), January 20, 1988.
- [8] Correspondence: Richard Selznick (Baron Blakeslee, Inc., Westfield, NJ) to William M. Vatajuk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), April 23, 1986.
- [9] Correspondence: Denny Clodfelter (M&W Industries, Inc., Rural Hall, NC) to William M. Vatajuk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), September 25, 1989.
- [10] Matley, Jay (ed.), *Modern Cost Engineering*, McGraw-Hill Publications Co., New York, 1984, p. 142.
- [11] Vatajuk, William M. and Neveril, Robert, “Estimating Costs of Air Pollution Control Systems, Part II: Factors for Estimating Capital and Operating Costs,” *Chemical Engineering*, November 3, 1980, pp. 157-162.
- [12] Telephone conversation: Robert Bradley (Calgon Corporation, Charlotte, NC) with William M. Vatajuk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), December 5, 1989.

- [13] Telephone conversation: Robert L. Stallings (Research Triangle Institute, Research Triangle Park, NC) with William M. Vatauk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), September 11, 1986.
- [14] Correspondence: William Kitto (Chemwaste, Sulphur, LA) to William M. Vatauk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), July 25, 1986.
- [15] Correspondence: Jerry Locklear (GSX, Pinewood, SC) to William M. Vatauk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), July 25, 1986.
- [16] *Chemical Marketing Reporter*, December 2, 1989.

Sección 3

Controles de COV

Sección 3.2

Controles de Destrucción de COV

Capítulo 2

Incineradores

William M. Vatauvuk

Innovative Strategies and Economics Group, OAQPS

Grupo de Estrategias Inovadoras y Economía

U.S. Environmental Protection Agency

Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.

Research Triangle Park, NC 27711

Contenido

2.1	Introducción	2-3
2.2	Descripción de los Procesos	2-3
2.2.1	Incineradores Térmicos	2-6
2.2.2	Incineradores Catalíticos	2-11
2.2.3	Otras Consideraciones:	2-14
2.2.4	Comparación de Tecnologías	2-16
2.3	Tratamiento General de Balances de Materia y Energía	2-17
2.4	Procedimientos de Diseño	2-19
2.4.1	Pasos Comunes a las Unidades Térmicas y Catalíticas	2-20
2.4.2	Pasos Específicos a las Unidades Térmicas	2-24
2.4.3	Pasos Específicos a las Unidades Catalíticas	2-31
2.5	Análisis de Costos	2-37
2.5.1	Estimando la Inversión de Capital Total	2-37
2.5.1.1	Costos del Equipo	2-37
2.5.1.2	Costos de Instalación	2-43
2.5.2	Estimando el Costo Total Anual	2-43
2.5.2.1	Costos Directos Anuales	2-43
2.5.2.2	Costos Indirectos Anuales	2-49
2.5.3	Comparación de Costos para el Caso del Ejemplo	2-50
2.6	Reconocimientos	2-51
	Referencias	2-62

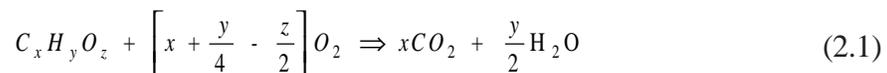
2.1 Introducción

La incineración, como la adsorción con carbón, es uno de los métodos mejor conocidos de disposición de gas residual industrial. Contrario a la adsorción con carbón, sin embargo, la incineración es un método de disposición final en el que los compuestos combustibles objetables en el gas residual son convertidos en vez de recolectados. Por otro lado, la adsorción con carbón permite la recuperación de compuestos orgánicos, los cuales pueden tener más valor como sustancias químicas que por su solo valor calorífico. Una gran ventaja de la incineración es que, virtualmente, cualquier corriente orgánica gaseosa puede ser incinerada segura y limpiamente, siempre que se utilice un diseño de ingeniería apropiado.

Aquí se discute la aplicación particular de la incineración térmica tanto como la incineración catalítica a corrientes residuales gaseosas conteniendo compuestos orgánicos volátiles (COV). La *U.S. Environmental Protection Agency - EPA*, la Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU. define que cualquier compuesto orgánico es un COV a menos que se determine específicamente que *no es* un COV. En efecto, un número de orgánicos (v.g., metano) se especifican como no COVs. Aunque ambos compuestos orgánicos COV y no-COV son combustibles y por consiguiente, son importantes en el diseño del incinerador, esta distinción es importante, puesto que es el control de los COVs lo que está regulado.

2.2 Descripción de los Procesos

Rara vez la corriente residual que se va a incinerar es un solo compuesto orgánico. En realidad, es común tener una mezcla compleja de compuestos orgánicos. Esta mezcla es típicamente analizada para carbón, hidrógeno, oxígeno y otros elementos y se desarrolla una fórmula empírica, la cual representa a la mezcla. La combustión de una mezcla tal de compuestos orgánicos conteniendo carbón, hidrógeno y oxígeno se describe por la reacción total exotérmica:



Los productos de la combustión completa, CO_2 y H_2O , son relativamente inocuos, haciendo a la incineración un método atractivo de disposición de residuos. Cuando están presentes en la mezcla compuestos clorados conteniendo azufre, los productos de la combustión completa incluyen los componentes ácidos HCL y SO_2 respectivamente, además de H_2O y CO_2 . En general, estas corrientes requerirán la remoción de los componentes ácidos por una unidad absorbadora, lo cual podría afectar grandemente el costo del sistema de incineración. (El diseño del tamaño y el costo de los absorbadores se cubren en el capítulo de “*Absorbadores Húmedos*” de este Manual.)

El corazón de un incinerador es una cámara de combustión en la cual es quemada la corriente de gas residual conteniendo COV. Puesto que la temperatura de entrada de la corriente de gas residual es generalmente mucho más baja que la requerida para la combustión, debe suministrarse energía al incinerador para aumentar la temperatura del gas residual. Rara vez sin embargo, la energía liberada por la combustión de los orgánicos totales (COVs y otros) en la corriente de gas residual es suficiente para elevar su propia temperatura a los niveles deseados, así que debe agregarse combustible auxiliar (v.g., gas natural).

La combustión del gas residual puede lograrse en un incinerador térmico o en un incinerador catalítico. En el incinerador catalítico se utiliza un catalizador para aumentar la proporción de la reacción de combustión, permitiendo que la combustión ocurra a temperaturas más bajas. Debido a que el proceso catalítico opera a una temperatura más baja que el proceso térmico, en el proceso catalítico puede requerirse menos combustible auxiliar para precalentar la corriente de gas residual.

Los requerimientos de combustible auxiliar pueden también reducirse, y mejorarse la eficiencia energética, proporcionando intercambio de calor entre ciertas corrientes de entrada y la corriente de salida. La corriente de salida conteniendo los productos de la combustión, junto con cualquier inerte que pudieran haber estado presentes en, o haber sido agregados a las corrientes de entrada, puede ser utilizada para precalentar la corriente de entrada de gas residual, al aire auxiliar o a ambos, vía un intercambiador de calor “primario” o recuperativo. Es útil definir la recuperación fraccional de energía por el precalentador o intercambiador de calor primario como sigue:

$$\text{Recuperación Fraccional de energía} = \frac{\text{Energía realmente recuperada gases de combustión}}{\text{Máxima energía recuperable si los gases de combustión fueran enfriados a la temperatura mas baja disponible en el intercambiador de calor}}$$

(2.2)

La energía realmente recuperada, el numerador de la Ecuación 2.2, es el aumento en calor sensible del gas, v.g., el gas residual o el gas residual más el aire para dilución que están siendo calentados. La energía máxima recuperable sería la disminución en calor sensible de los gases de combustión, si fueran enfriados a la temperatura del gas residual de entrada. Mientras que ésta máxima recuperación de energía sería alcanzable solo con un intercambiador de calor muy grande, el concepto de recuperación fraccional de energía es útil para expresar el grado de mejoramiento en la eficiencia energética utilizando un intercambiador de calor “primario”.

La eficiencia energética puede mejorarse aún más colocando otro intercambiador (“secundario”) corriente abajo del intercambiador primario para recuperar energía adicional de la

corriente de salida (v.g., para generar vapor de baja presión de proceso o agua caliente). Sin embargo, la recuperación secundaria de energía generalmente no es utilizada, a menos que haya un uso específico en el sitio para el vapor o el agua caliente.

La mayoría de los gases industriales que contienen COVs son mezclas diluidas de gases combustibles en el aire. En algunas aplicaciones, tales como en los procesos de oxidación con aire, la corriente de gas residual está muy deficiente en oxígeno. Dependiendo del contenido de oxígeno de la corriente residual, puede requerirse aire auxiliar para quemar el contenido total de orgánicos del gas residual, así como cualquier combustible auxiliar que haya sido utilizado.

La concentración de gas combustible en la corriente de gas residual juega un papel integral en el diseño y la operación de un incinerador. Desde el punto de vista de los costos, debiera minimizarse la cantidad de aire en exceso de las cantidades estequiométricas. Por razones de seguridad sin embargo, cualquier mezcla dentro de los límites de flamabilidad, o en cualquiera de los lados rico-en-combustible o pobre-en-combustible de la mezcla estequiométrica, presenta un peligro inaceptable de fuego para una corriente de alimentación al incinerador. El *lower explosive limit - LEL* (límite inferior de explosividad), o pobre-en-combustible, de un compuesto orgánico dado, define la concentración mínima de ese compuesto en aire que puede producir más energía que la necesaria para aumentar su propia temperatura hasta el punto de ignición (v.g., encenderse). Similarmente, el *upper explosive limit - UEL* (el límite superior de explosividad), o rico-en-combustible, representa la concentración más alta del orgánico en aire que es encendible. En el último caso, el aire está limitando la reacción. Ambos *LEL* y *UEL* se miden a condiciones ambientales. Empíricamente, se ha encontrado que las mezclas de hidrocarburos en aire a su *LEL* tiene valores caloríficos de aproximadamente 50 Btu/ft³-estándar.

Puesto que la mayoría de los gases residuales industriales que contienen COVs son mezclas diluidas de gases combustibles en el aire, su valor calorífico es bajo y su contenido de oxígeno excede el requerido para quemar a los orgánicos residuales (COVs y otros) y al combustible auxiliar. Si se encuentra un gas residual por encima del 50 por ciento del *LEL* (cerca de 25 Btu/ft³-estándar), debe diluirse para satisfacer las regulaciones del seguro contra incendios. Generalmente, las corrientes se llevan por debajo del 25 por ciento del *LEL*, aunque se permiten concentraciones desde 25 por ciento hasta 50 por ciento, siempre que la corriente residual sea monitoreada continuamente por monitores del *LEL*. Debido a que el aire es el gas usual de dilución, debe tenerse cuidado con el precalentamiento de la corriente diluida, para que permanezca por debajo de 1,200 °F aproximadamente. (Vea más adelante la discusión sobre precalentamiento). En el Apéndice 3F se proporciona una tabla mostrando los *LEL* y *UEL* y los calores de combustión de ciertos compuestos orgánicos seleccionados.

El objetivo de cualquier sistema de incineración es controlar la cantidad de COV emitidos al ambiente. El funcionamiento de un dispositivo de control tal como un incinerador, puede ser

descrito por una eficiencia de control, definida según la siguiente ecuación:

$$\text{Efic. de control} = \left[\frac{\text{Razón de masa de entr. VOC} - \text{Razón de masa de salida VOC}}{\text{Razón de masa de entr. VOC}} \right] \times 100 \quad (2.3)$$

Es importante notar, sin embargo, que la combustión incompleta de los COVs de entrada puede resultar en la formación de otros COVs no presentes originalmente. Por ejemplo, la oxidación incompleta de dicloroetano puede producir cloruro de vinilo. Ambos compuestos son COVs. Sin embargo, la definición dada en la Ecuación 2.3 tendría sentido aún, en tanto el recién formado COV (v.g., cloruro de vinilo) sea detectado. Esta situación necesita el análisis químico completo de las corrientes de gas de entrada y de salida, para confirmar cumplimiento con las regulaciones Estatales y Federales.

El funcionamiento de un incinerador puede también ser medido solamente por la concentración de COV saliendo, usualmente en ppmv.

Hay un número de diferentes diseños de incineradores. Estos diseños pueden ser clasificados globalmente como sistemas térmicos y sistemas catalíticos. Los sistemas térmicos pueden ser incineradores de flama directa sin recuperación de energía, incineradores de flama con un intercambiador de calor recuperativo o sistemas regenerativos que operan en modalidad cíclica para lograr alta recuperación de energía. Los sistemas catalíticos incluyen sistemas de lecho fijo (empacado o monolítico) y sistemas de lecho fluidizado, los cuales proporcionan recuperación de energía. En las siguientes secciones se discuten aspectos de diseño de estos sistemas.

2.2.1 Incineradores Térmicos

El corazón del incinerador térmico es una flama estabilizada por medio de una boquilla, mantenida por una combinación de combustible auxiliar, compuestos del gas residual y aire auxiliar que es agregado cuando es necesario (Vea la Figura 2.1). Al pasar por la flama, el gas residual es calentado desde su temperatura de entrada (v.g., 100 °F), hasta su temperatura de ignición. La temperatura de ignición varía para diferentes compuestos y usualmente es determinada empíricamente. Esta es la temperatura a la cual la proporción de reacción de combustión (y consecuentemente la proporción de producción de energía), excede la proporción de pérdidas de calor, elevando por eso la temperatura de los gases a algún valor más alto. Así, cualquier mezcla orgánicos/aire se encenderá si sus temperaturas son elevadas a un nivel suficientemente alto.

La mezcla conteniendo orgánicos arde a una temperatura entre la temperatura de precalentado y la temperatura de la reacción. Es decir, la ignición, tal como se define en esta sección, ocurre en algún punto durante el calentamiento de la corriente residual a medida que pasa a través de la flama estabilizada por medio de una boquilla, sin importar su concentración. La mezcla continúa reaccionando a medida que fluye a través de la cámara de combustión.

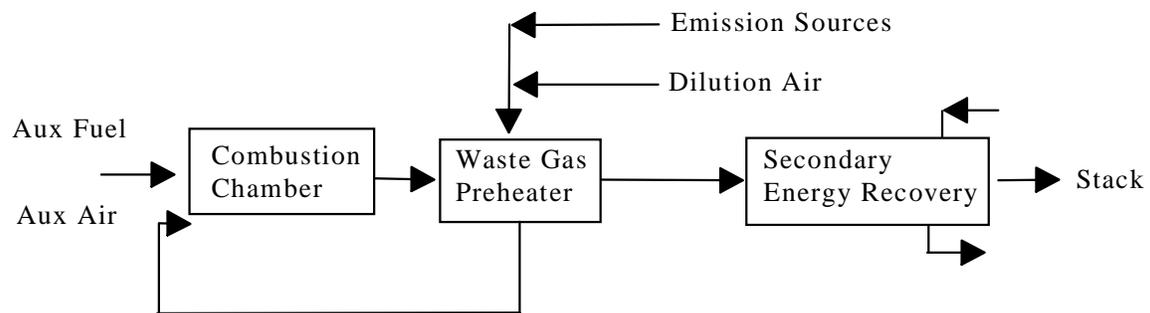


Figura 2.1: Incinerador Térmico - Caso General

El nivel de control requerido de COV del gas residual que debe alcanzarse durante el tiempo que pasa en la cámara de combustión térmica, dicta la temperatura del reactor. A tiempo de residencia más corto, mayor debe ser la temperatura del reactor. El tiempo de residencia nominal del gas residual reaccionando en la cámara de combustión, está definido como el volumen de la cámara de combustión dividido por la razón de flujo volumétrico del gas. La mayoría de las unidades térmicas están diseñadas para proporcionar no más de 1 segundo de tiempo de residencia al gas residual con temperaturas típicas de 1,200 a 2,000°F. Una vez que la unidad está diseñada y construida, el tiempo de residencia no se cambia fácilmente, así que la temperatura requerida de reacción se vuelve una función de las especies gaseosas particulares y del nivel de control deseado. En la Tabla 2.1 se ilustra la variabilidad en las temperaturas (teóricas) del reactor, que se requiere para destruir el 99.99 por ciento de la masa de entrada de varios compuestos nocivos con exceso de aire, para 1 segundo de tiempo de residencia en el reactor [66].

Estas temperaturas no pueden ser determinadas *a priori*, aunque los proveedores de incineradores pueden proporcionar guías en base a su extensa experiencia. En la práctica, la mayoría de las corrientes son mezclas de compuestos, de tal modo que complican aun más la predicción de esta temperatura. Otros estudios [67,68,69], los cuales están basados en datos de pruebas reales de campo, muestran que los incineradores comerciales generalmente deben ser operados a 1,600°F con un tiempo de residencia nominal de 0.75 segundos para asegurar 98% de destrucción de orgánicos no halogenados. En algunos Estados, se especifican la temperatura del reactor y el tiempo de residencia de la unidad, en lugar de tratar de medir los niveles reales de control de COV. La temperatura seleccionada debe de mantenerse para todo el tiempo de residencia seleccionado, para que la combustión sea completa.

Table 2.1: Temperaturas Teóricas de Reactor Requeridas para 99.99 % de Destrucción por Incinerador Térmico para Tiempo de Residencia de 1-Segundo [1]

Compound	Temperature, °F
acrilonitrilo	1,344
cloruro de alilo	1,276
benceno	1,350
clorobenceno	1,407
1,2-dicloroetano	1,368
cloruro de metilo	1,596
tolueno	1,341
cloruro de vinilo	1,369

Estos tres estudios también concluyen que el mezclado es un factor crítico en la determinación de la eficiencia de destrucción. Aun cuando no pueda medirse, el mezclado es un factor de igual o mayor importancia que otros parámetros, tales como la temperatura. La manera más viable y eficiente de mejorar el mezclado en un incinerador es ajustándolo después del arranque. El nivel de control de 98% discutido en los párrafos previos presume un ajuste tal.

Por último, una vez que la unidad está construida, es responsabilidad del usuario operar y mantener al incinerador para asegurar el cumplimiento con las regulaciones aplicables.

Incineradores de Flama Directa

Existen muchas configuraciones de incineradores con el mismo objetivo — llevar la corriente conteniendo COV a la temperatura requerida de reacción y mantenerla ahí por el tiempo dado de reacción, para alcanzar la eficiencia requerida de destrucción. El ejemplo más simple de tal sistema es el incinerador de flama directa. Con referencia a la Figura 2.1, el incinerador de flama directa se compone solo de la cámara de combustión. El precalentador del gas residual y el intercambiador de calor de recuperación secundaria de energía, son dispositivos de recuperación de energía y no están incluidos como parte del incinerador de flama directa.

Incineradores Recuperativos

Los incineradores recuperativos tienen una eficiencia energética mejorada como resultado de colocar intercambiadores de calor en las corrientes calientes de gas de salida. Con referencia a la Figura 2.1, el incinerador recuperativo se compone de una cámara de combustión, el precalentador del gas residual y, de ser apropiado, el intercambiador de calor recuperador secundario de energía.

Recuperación Primaria de Energía (Precalentamiento de las Corrientes de Entrada) - Pueden realizarse considerables ahorros de combustible utilizando el gas de salida (producto) para precalentar la corriente de entrada de alimentación, el aire para la combustión o ambos, vía un intercambiador de calor, tal como se muestra en la Figura 2.1, en el llamado incinerador “recuperativo”. Estos intercambiadores pueden recuperar hasta 70% de la energía (entalpía) en el producto gas.

Los dos tipos de intercambiadores de calor más comúnmente utilizados son el de placa-a-placa y el de envoltura y-tubo. Los intercambiadores de placa-a-placa ofrecen alta eficiencia de recuperación energética a costos más bajos que los diseños de envoltura y-tubo. También, debido a su configuración modular, las unidades de placa-a-placa pueden ser construidas para lograr una variedad de eficiencias. Pero cuando las temperaturas del gas exceden los 1,000°F, los intercambiadores de envoltura y-tubo usualmente tienen costos de compra más bajos que los diseños de placa-a-placa. Además, los intercambiadores de envoltura-y-tubo ofrecen una mejor confiabilidad estructural a largo plazo que las unidades de placa-a-placa.[70] En cualquier caso, debido a que la mayoría de los incineradores instalados son unidades en paquete, el diseño (y el costo), de los intercambiadores recuperativos de calor han sido ya incorporados.

La mayoría de los intercambiadores de calor no se diseñan para soportar temperaturas altas, así que la mayor parte de la energía necesaria para alcanzar la ignición es suministrada por la combustión de combustible en la cámara de combustión y en la práctica solo se procuran temperaturas de precalentado moderadas. (<1,200°F).

Recuperación Secundaria de Energía (Recuperación Adicional de Energía Desperdiciada)- Debe notarse sin embargo que, al menos algo de la energía aportada por el combustible auxiliar en las unidades térmicas tradicionales (pero no recuperada en el precalentamiento de la corriente de alimentación), puede aún ser recuperada. Pueden agregarse intercambiadores de calor adicionales para proporcionar calor de proceso en la forma de vapor de baja presión o de agua caliente para aplicación en el sitio. Obviamente, es necesario un uso en planta de tal energía de bajo nivel para realizar estos ahorros.

La necesidad de este nivel más alto de recuperación de energía será dependiente del sitio de la planta. El intercambiador de calor adicional es frecuentemente proporcionado por el proveedor de la unidad de incineración. El costo de este intercambiador de calor adicional puede ser estimado vía correlaciones de intercambiadores de calor estándar y debe ser agregado a los costos estimados utilizando la correlación de costos en esta sección.

Incineradores Regenerativos

Puede hacerse ahora una distinción en los incineradores térmicos en base a esta limitación en la temperatura de precalentado. El enfoque tradicional para la recuperación de energía en

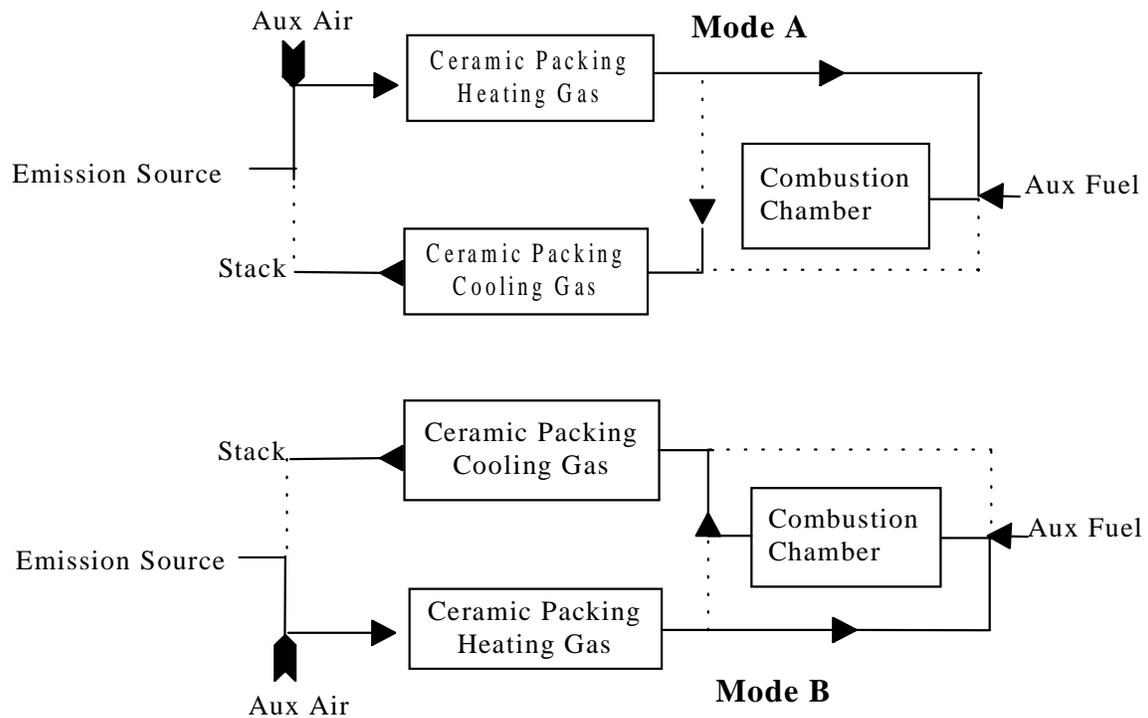


Figura 2.2: Incinerador Térmico Tipo Regenerable

estas unidades (mostradas esquemáticamente en la Figura 2.1), aún requiere de una cantidad importante de combustible auxiliar para ser quemado en la cámara de combustión cuando los valores caloríficos del gas residual son muy bajos para sostener la temperatura requerida de reacción con la temperatura moderada de precalentado empleada. Bajo estas condiciones, pueden realizarse ahorros adicionales en unidades con transferencias más completas de la energía de la corriente de salida. Este es el concepto detrás de los llamados sistemas de exceso-de-entalpia o de quemador regenerable. Estos sistemas utilizan intercambiadores de calor de contacto directo contruidos de material de cerámica que pueda tolerar las altas temperaturas necesarias para lograr la ignición de la corriente residual.

La operación de los sistemas regenerativos se ilustra en la Figura 2.2. El gas de entrada pasa primero a través del lecho caliente de cerámica, calentando la corriente (y enfriando el lecho), a su temperatura de ignición. Si la temperatura requerida no es alcanzada, una pequeña cantidad de combustible auxiliar es agregado en la cámara de combustión. Los gases calientes reaccionan entonces (liberando energía), en la cámara de combustión, mientras pasan a través de otro lecho de cerámica, calentándolo hasta la temperatura de salida de la cámara de combustión. El flujo del proceso es entonces alternado, alimentándose ahora la corriente de entrada al lecho caliente. Este proceso cíclico permite una recuperación de energía muy alta (hasta de 95%).

Los costos de capital más altos asociados con estos intercambiadores de calor y cámaras de combustión de alto desempeño, pudieran ser compensados por los mayores ahorros en combustible auxiliar, para que tal sistema sea económico. Los costos de estas unidades regenerativas se darán separadamente en las correlaciones de costo presentadas en la Sección 2.4. Los incineradores regenerativos no son unidades en paquete, sino que son ensambladas en el campo solamente. Consecuentemente, los costos dados en la Sección 2.4 para unidades regenerativas son para unidades ensambladas en el campo.

2.2.2 Incineradores Catalíticos

Los incineradores catalíticos emplean un lecho de material activo (catalizador), que facilita la reacción total de combustión dada en la Ecuación 2.1. El catalizador tiene el efecto de aumentar la proporción de reacción, facilitando la conversión a temperaturas de reacción más bajas que en las unidades de incineración térmica. A pesar de eso, la corriente residual debe ser precalentada a una temperatura lo suficientemente alta (usualmente de 300 a 900 °F), para iniciar las reacciones de oxidación. La corriente residual es precalentada ya sea directamente en una cámara de combustión del precalentador o indirectamente por intercambio de calor con el efluente del incinerador o con otro calor de proceso o con ambos (Figura 2.3). La corriente de gas precalentada es entonces pasada sobre el lecho del catalizador. La reacción química (combustión), entre el oxígeno en la corriente de gas y los contaminantes gaseosos toma lugar en la superficie del catalizador. La incineración catalítica puede, en principio, ser utilizada para destruir esencialmente cualquier compuesto oxidable en una corriente de aire. Sin embargo, hay límites prácticos a los tipos de compuestos que pueden ser oxidados debido al efecto de envenenamiento que algunas especies tienen sobre el catalizador. Estos límites se describen después. Adicionalmente, la mayoría de las configuraciones requieren un bajo valor calorífico del gas de entrada y un contenido de particulado que sea menor que algún valor pequeño.

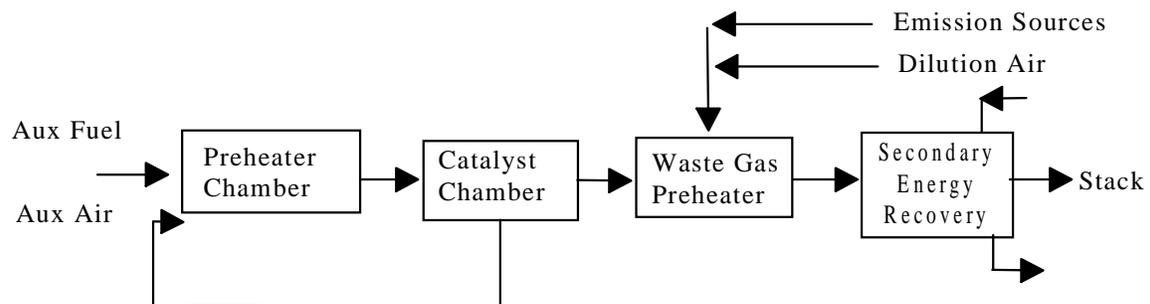


Figura 2.3: Incinerador Catalítico

Hasta hace poco, el uso de la oxidación catalítica para el control de contaminantes gaseosos había estado realmente restringida a compuestos orgánicos conteniendo solo carbón, hidrógeno y oxígeno. Los gases conteniendo compuestos con cloro, azufre y otros átomos que pueden desactivar los catalizadores de metal noble soportado que frecuentemente se utiliza para el control de COV, no fueron adecuadamente controlados por los sistemas de oxidación catalítica. Sin embargo, existen ahora catalizadores que son tolerantes de tales compuestos. La mayoría de estos catalizadores son óxidos de metal solos o mezclados, a veces soportados por un soporte mecánicamente fuerte tal como la alúmina. Tal vez la mayor parte del desarrollo de catalizadores tolerantes a venenos se ha enfocado a la oxidación de COVs conteniendo cloro. Estos compuestos son ampliamente utilizados como solventes y desengrasantes y con frecuencia son la causa de preocupación en el control de COV. Los catalizadores tales como los de cromo/alúmina [71,72], óxido de cobalto [73], y óxido de cobre/óxido de manganeso [74], han sido utilizados para la oxidación de gases conteniendo compuestos clorados. Los catalizadores a base de platino son activos para la oxidación de COVs conteniendo azufre, aunque son rápidamente desactivados por la presencia de cloro. Los compuestos conteniendo átomos tales como plomo, arsénico y fósforo, deben, en general, ser considerados venenos para la mayoría de los catalizadores de oxidación. No obstante, su concentración puede ser suficientemente baja, de modo que la proporción de desactivación y por lo tanto, los costos de reemplazo del catalizador, pudiera ser suficientemente baja para considerar la oxidación catalítica.

Tal como fue el caso con las unidades térmicas, es imposible predecir *a priori* la temperatura y el tiempo de residencia (v.g., proporción espacial inversa), necesarios para obtener un cierto nivel de conversión de una mezcla de COV en un sistema de oxidación catalítica. Por ejemplo, en la Tabla 2.2 de Pope *et al.* [73], se muestra la temperatura necesaria para conversión de 80% de un número de COVs sobre dos catalizadores de oxidación en un diseño específico de reactor. Esta tabla muestra que la temperatura requerida para este nivel de conversión de diferentes COVs sobre un catalizador dado y del mismo VOC sobre un catalizador diferente, puede variar significativamente.

Tabla 2.2 Temperaturas del Catalizador Requeridas para Oxidar 80% del COV Entrante a CO₂,EF para Dos Catalizadores

Compuesto	Temperatura, °F	
	CO ₂ O ₄	Pt - Panal de Abeja.
Acroleina	382	294
n-butanol	413	440
n-propilamina	460	489
Tolueno	476	373
Ácido n-butírico	517	451
1,1,1-tricloroetano	661	>661
Sulfuro de dimetilo	----	512

La materia particulada, incluyendo minerales disueltos en aerosol, pueden cegar rápidamente los poros del catalizador y desactivarlos con el tiempo. Debido a que esencialmente toda la superficie activa del catalizador está contenida en poros relativamente pequeños, la materia particulada no necesita ser grande para cegar al catalizador. No existen guías en particular acerca de la concentración de particulado ni del tamaño del particulado que puede ser tolerado por el catalizador, debido a que el tamaño y volumen de los poros pueden variar grandemente.

La razón de flujo volumétrico del gas y la concentración de combustibles en el gas que fluye hacia el incinerador catalítico, debe ser constante para operación óptima. Grandes fluctuaciones en la razón de flujo causarán que la conversión de COVs también fluctúe. Los cambios en la concentración o tipo de orgánicos en la corriente del gas pueden también afectar la conversión total de los COV contaminantes. Estos cambios en la razón de flujo, en la concentración de orgánicos y en la composición química, son generalmente el resultado de perturbaciones en el proceso de manufactura que genera la corriente residual. Puede ser antieconómico cambiar el proceso con el fin de hacer factible la operación del incinerador catalítico. En tales casos, los incineradores térmicos (discutidos anteriormente en este capítulo) o la adsorción con carbón (discutida en la Sección 3.1 de este Manual), pueden ser evaluados como alternativas de tecnología de control.

El método de poner en contacto a la corriente que contiene los COV con el catalizador, sirve para distinguir los sistemas de incineración catalítica. Ambos sistemas, de lecho fijo y de lecho fluidizado, son utilizados.

Incineradores Catalíticos de Lecho Fijo

Los incineradores catalíticos de lecho fijo pueden usar un catalizador monolito o un catalizador de lecho empacado. Cada uno de estos es discutido más adelante.

Incineradores Catalíticos Monolito - El método más generalizado de poner en contacto a la corriente conteniendo COV con el catalizador es el catalizador monolito. En este esquema, el catalizador es un bloque sólido poroso conteniendo canales paralelos no interconectados, alineados en la dirección del flujo del gas. Los monolitos ofrecen las ventajas de mínima atrición debido a expansión/contracción térmica durante el arranque/paro y baja caída de presión total.

Incineradores Catalíticos de Lecho Empacado - Un segundo esquema de poner en contacto es un lecho empacado simple en el cual las partículas del catalizador están soportadas ya sea en un tubo o en bandejas poco profundas a través de los cuales pasan los gases. El primer esquema no es de uso muy generalizado debido a su caída de presión inherentemente alta comparada con un monolito y al rompimiento de las partículas de catalizador debido a expansión térmica cuando el lecho confinado del catalizador es calentado/enfriado durante el arranque/paro. Sin embargo, el arreglo tipo bandeja, donde el catalizador está en forma *pelletized* (de comprimidos) es utilizado

por varias industrias (v.g., impresión por *offset* con malla al calor). El catalizador en forma de comprimidos es una ventaja donde están presentes grandes cantidades de contaminantes tales como compuestos de fósforo o de silicón. [75]

Incineradores Catalíticos de Lecho Fluidizado

Un tercer patrón para hacer contacto entre el gas y el catalizador es un lecho fluidizado. Los lechos fluidizados tienen la ventaja de razones de transferencia de masa muy altas, aunque la caída de presión total es ligeramente más alta que para un monolito. Una ventaja adicional de los lechos fluidizados es una mayor transferencia de calor del lado del lecho, comparada con un coeficiente de transferencia de calor normal de un gas. Esta proporción de transferencia de calor más alta a los tubos de transferencia de calor inmersos en el lecho, permite mayores razones de liberación de calor por unidad de volumen de gas procesado y por lo tanto, puede permitir procesar gas residual con valores caloríficos mayores sin exceder las temperaturas máximas permisibles en el lecho del catalizador. En estos reactores, el aumento de la temperatura de la fase gas desde la entrada hasta la salida del gas es bajo, dependiendo del grado de transferencia de calor a través de superficies de transferencia de calor enclavadas. Las temperaturas del catalizador dependen de la proporción de reacción ocurriendo en la superficie del catalizador y de la proporción de transferencia de calor entre el catalizador y las superficies de transferencia de calor enclavadas.

Como una regla general, los sistemas de lecho fluidizado toleran más los particulados en la corriente de gas que los catalizadores de lecho fijo o los monolíticos. Esto es debido a la abrasión constante de los comprimidos fluidizados del catalizador, lo cual ayuda a remover estas partículas del exterior del catalizador de una manera continua. Una desventaja de un lecho fluidizado es la pérdida gradual de catalizador por atrición. Se han desarrollado catalizadores resistentes a la abrasión para superar esta desventaja.[76]

2.2.3 Otras Consideraciones: Equipo Auxiliar, Unidades en Paquete contra Ensambladas en el Campo

Unidades en Paquete vs. Ensambladas en el Campo

Con la excepción de los incineradores regenerativos, las correlaciones de costo de equipo incluidas en este capítulo son solo para unidades en paquete. No son válidas para unidades ensambladas en el campo. Para incineradores regenerativos, las correlaciones son válidas solo para unidades ensambladas en el campo. Las unidades en paquete son unidades que han sido fabricadas en el taller y contienen todos los elementos necesarios para la operación, excepto las conexiones a los establecimientos en el sitio, v.g., servicios. Estos elementos incluyen la cámara de combustión, el precalentador, la instrumentación, el ventilador y el acero estructural necesario, la tubería y el equipo eléctrico. Este equipo es ensamblado y montado en una “tarima” para facilitar la instalación sobre unos cimientos en el sitio de la planta. La conexión a la fuente local de

emisión no es parte de la unidad en paquete. Las unidades son usualmente dimensionadas para manejar razones de flujo de $< 20,000 \text{ scfm}$ (ft^3/min), pero pueden ser construidas para acomodar proporciones de flujo hasta de $50,000 \text{ scfm}$. Las correlaciones de costo en este capítulo son válidas para $50,000 \text{ scfm}$ para unidades en paquete, excepto para unidades de lecho fluidizado las cuales son válidas para $25,000 \text{ scfm}$.

Por el contrario, las unidades ensambladas en el campo pueden ser construidas de cualquier tamaño deseado. La cámara de combustión, el precalentador y otros tipos de equipos, son diseñados y fabricados individualmente y ensamblados en el sitio. Sin embargo, los costos de ambos, el equipo y la instalación de las unidades ensambladas en el campo son típicamente mayores que aquellos para unidades en paquete de tamaño equivalente, porque los factores que mejoran la eficiencia de la fabricación en el taller, tales como el ambiente de trabajo uniforme, la disponibilidad de herramientas y equipos y programas de trabajo más eficientes, por lo general no están disponibles en el campo.

Absorbedores de Gas Ácido

La corriente final de salida de cualquier sistema de incineración puede contener ciertos contaminantes que deben ser removidos. La combustión de compuestos conteniendo azufre resulta en SO_2 , mientras que los compuestos clorados producen Cl_2 y HCl en la corriente producto. Estos gases ácidos deben ser removidos de la corriente de gas si están presentes en concentraciones importantes (las regulaciones de los límites de estos gases varían de estado a estado). Esta remoción puede ser efectuada, por ejemplo, en un absorbedor de gas de lecho empacado (absorbedor vertical), en el cual el gas de la combustión es puesto en contacto con un líquido cáustico absorbedor. Para los reactores catalíticos de lecho fluidizado, con frecuencia se utilizan absorbedores vénturi porque permiten la remoción de particulado, así como la absorción de gas ácido. En la mayoría de los casos, agregar un absorbedor o una torre lavadora aumenta significativamente el costo de la unidad de incineración, a veces por un factor de dos. El costeo de los absorbedores se discute en el capítulo “Absorbedores de Gas” Sección de este Manual.

Si en el gas residual están presentes COVs clorados, los intercambiadores de calor pueden requerir materiales de construcción especiales. Este gasto agregado no está incluido en los procedimientos de costeo descritos en esta sección.

Intercambiadores de Calor (Precalentadores y Otras Unidades de Recuperación de Energía Desperdiciada)

Para las unidades térmicas y catalíticas que tienen algún grado de recuperación de energía, el costo del intercambiador de calor primario está incluido en el costo y su diseño es hecho usualmente por el proveedor del incinerador. Las correlaciones de costos presentadas en este capítulo incluyen a ambas unidades con y sin recuperación de energía. La recuperación secundaria

de energía, de desearse, requiere un intercambiador de calor adicional, el cual también es a veces proporcionado por el proveedor de la unidad de incineración. Los procedimientos de costeo para la recuperación secundaria de energía no están incluidos en esta sección.

Otro Equipo Auxiliar

Los equipos auxiliares adicionales tales como campanas, conductos, preenfriadores, ciclones, ventiladores, motores y chimeneas, son consignados separadamente en otras secciones de este Manual.

2.2.4 Comparación de Tecnologías

Ambos sistemas de incineración térmica y catalítica son diseñados para proporcionar control de COV a través de la combustión, a un nivel en cumplimiento con los requisitos estatales y federales aplicables. Dado el amplio rango de opciones disponibles, sin embargo, es obvio que no cualquier incinerador cumplirá con estos requisitos al mismo costo. Esta sección presenta un primer paso en la decisión de como abordar mejor el abatimiento de emisiones de COV utilizando incineradores, considerando algunos factores cualitativos pertinentes a los tipos de incineradores descritos en este capítulo. La intención del resto de esta sección, es la de proporcionar un método por el cual pueda ser calculado el costo del control de COV para una aplicación particular.

En la Tabla 2.3 se presenta un resumen de los principales tipos de incineradores. De las discusiones anteriores, los siguientes factores relacionados con la presencia de contaminantes, deben ser considerados por los usuarios potenciales [27]:

- El ensuciamiento del catalizador en un sistema catalítico es una posibilidad. Los venenos del sistema incluyen metales pesados, fósforo, azufre y la mayoría de los halógenos, aunque se han desarrollado catalizadores que son resistentes al cloro.
- La posibilidad de perturbaciones del proceso que pudieran liberar cualquiera de los venenos anteriores o causar fluctuaciones en el valor calorífico del incinerador, favorecería un sistema térmico.
- Excepto los de grado No. 2, los aceites combustibles no deben ser considerados como combustible auxiliar en un sistema catalítico, debido al azufre y al vanadio que pueden contener.[75]

Todos los factores anteriores servirían para aumentar los costos de operación de una unidad catalítica a través de los costos de reposición del catalizador. Un factor adicional se relaciona con la eficiencia energética de los varios tipos de incineradores:

- Las unidades térmicas generalmente requieren más combustible auxiliar que las unidades catalíticas y operan a temperaturas que son ligeramente mayores a 1,000 °F. Esta diferencia en requerimientos de combustible, se aumenta a medida que decrece el valor calorífico de la corriente residual.

En general, existe un trueque entre los costos de capital más altos de los incineradores catalíticos y los costos de operación más altos de los incineradores térmicos. Esta diferencia será ilustrada por un ejemplo de diseño presentado en la Sección 2.4 que trata de ambas tecnologías.

Tabla 2.3: Principales Tecnologías de Incineración de COV

Sistemas Térmicos	Sistemas Catalíticos
• Incineradores de Flama Directa	• Lecho Fijo
• Incineradores Recuperativos (Flama Directa con Intercambiador de Calor Recuperativo)	- Monolito
• Incinerador Regenerativo Operando en un Modo Cíclico	- Lecho Empacado
	• Lecho Fluidizado

2.3 Tratamiento General de Balances de Materia y Energía

En el diseño del tamaño y costo del incinerador y en el cálculo de los requerimientos de combustible auxiliar, es necesario hacer balances de materia y energía alrededor de toda la unidad del incinerador y alrededor de partes seleccionadas de la unidad, tales como la cámara de combustión del precalentador. Esta sección presenta un enfoque general a la realización de estos balances.

Estos balances están basados en la ley de conservación de masa y energía. Pueden ser expresados en forma de ecuación general como

$$Entrada - Salida + Generación = Acumulación \quad (2.4)$$

Debido a que el proceso de incineración es un proceso en estado estable, el término de acumulación es cero y la ecuación se convierte

$$Entrada - Salida + Generación = 0 \quad (2.5)$$

Para los balances de masa es útil restringir los balances por hacer, a la masa de cada especie atómica, de modo que para los balances de masa el término de generación se hace cero. Sin

embargo, debido a que la reacción de combustión libera energía, los balances de energía alrededor del equipo donde toma lugar la combustión, incluiría un término de generación. Entonces, las ecuaciones simplificadas son

$$\text{Entrada} - \text{Salida} = 0, \text{ para balances de masa en estado estable} \quad (2.6)$$

$$\text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Generación} = 0, \text{ para balances de masa en estado estable} \quad (2.7)$$

Para el proceso de incineración, los dos términos *Entrada* y *Salida* son generalmente términos de masa (para balances de masa), de la forma

$$\dot{m} = \rho q \quad (2.8)$$

donde

$$\begin{aligned} \rho &= \text{densidad (masa por unidad de volumen)} \\ Q &= \text{razón de flujo volumétrico (volumen por unidad de tiempo)} \end{aligned}$$

o términos de calor sensible (para un balance de energía), de la forma

$$\dot{Q} = \dot{m} \Delta h = \rho q p (T - T_{ref}) \quad (2.9)$$

donde

$$\begin{aligned} C_p &= \text{capacidad calorífica} \\ T &= \text{temperatura} \end{aligned}$$

La temperatura de referencia (*reference temperature, T_{ref}*), con frecuencia se toma como que es cero o la temperatura de alguna corriente conveniente, v.g., la corriente entrante de gas, en cualquier unidad en que esté T , de modo que el término T_{ref} pudiera no aparecer en las ecuaciones. Cuando la temperatura de referencia (*reference temperature, T_{ref}*) se toma como cero, los términos de calor sensible se convierten en

$$\dot{Q} = r Q C_p T \quad (2.10)$$

Las pérdidas de energía, H_L , son también parte del término Salida y, para el proceso incinerador, se toman aquí como que son el 10% del total de energía de entrada al incinerador.

Para el proceso de incineración, el término de generación para balances de energía toma en cuenta la energía liberada a través de las reacciones de combustión. Este término es generalmente de la forma

$$\dot{Q} = r Q (-\Delta h_c) \quad (2.11)$$

donde

$(-\Delta h_c)$ = calor de combustión.

2.4 Procedimientos de Diseño

El siguiente procedimiento está diseñado para proporcionar los parámetros a utilizarse en el desarrollo de una estimación de costos de estudio (exactitud $\pm 30\%$). Los principales parámetros de interés son

- Razón de flujo del gas de combustión, sobre la cual se basan todas las correlaciones de costos del equipo.
- Requerimientos de combustible auxiliar, lo cual es importante al determinar los costos de operación anuales.

Para las aplicaciones que incluyen el control de corrientes de gas residual que son mezclas diluidas *de COVs* en aire (>20% de oxígeno en la corriente de gas residual), la razón de flujo del gas de combustión es mayor que la razón de flujo del gas residual de entrada por la cantidad de combustible auxiliar y el aumento en moles de gas como resultado de la reacción de combustión. Debido a que estos dos factores usualmente causan solo pequeños aumentos en la razón de flujo, pueden hacerse un número de suposiciones simplificadoras en los cálculos de diseño. Para aplicaciones donde deba usarse aire diluyente para ajustar la concentración de combustible en el gas residual a 25% del *LEL* y donde son necesarios combustible auxiliar y aire auxiliar de combustión, deben hacerse balances de masa y energía más completos.

El procedimiento de diseño ilustrado a continuación es para corrientes de gas residual que son mezclas diluidas de *COVs* en aire (>20% de oxígeno en la corriente de gas residual). En esta discusión, el procedimiento de diseño será ilustrado por un simple problema que será resuelto paso a paso.

2.4.1 Pasos Comunes a las Unidades Térmicas y Catalíticas

Paso 1 - Establecer especificaciones de diseño El primer paso en el procedimiento de diseño es determinar las especificaciones del incinerador y del gas residual a ser procesado. Los siguientes parámetros de la corriente de gas residual en la fuente de emisión deben estar disponibles:

- Razón de flujo volumétrico, *scfm*—Las condiciones estándares normalmente son 77°F y 1 atm. de presión
- Temperatura
- Contenido de oxígeno
- Composición química de los combustibles
- Contenido de inertes
- Valor calorífico—En algunos casos, el valor calorífico puede actuar como un sustituto de la composición química de los combustibles. Esto es particularmente cierto para mezclas diluidas de combustibles en el aire.
- Contenido de particulado—El contenido de particulado es importante si los incineradores catalíticos van a estar recubiertos. Puede ser suficiente un filtro corriente arriba si el contenido de particulados no es muy alto. Los incineradores catalíticos de lecho fluidizado pueden tolerar mayores contenidos de particulado que los incineradores catalíticos de lecho fijo.

Los siguientes parámetros deben especificarse para el incinerador:

- Eficiencia de control requerida—Esta eficiencia debe estar basada en requerimientos dictados por las regulaciones estatales y federales relevantes.
- Temperatura a la salida de la cámara de combustión—Esta temperatura puede también estar basada en requerimientos de una regulación o en recomendaciones desarrolladas durante el desarrollo regulatorio.
- Por ciento de recuperación de energía deseado—El por ciento de recuperación de energía deseado debe ser el resultado de un proceso de optimización en el cual se estiman los costos de incineradores con diferentes niveles de recuperación de energía y se selecciona el diseño de costo mínimo. El trueque es entre el costo de capital del equipo de recuperación de energía y el costo de operación (combustible).

Las especificaciones para el problema de muestra están dadas en la Tabla 2.4

Tabla 2.4: Especificaciones para el Problema Muestra

Variable	Valor
Relación de Flujo Vol. del Gas Residual Entrando al Precalentador, 20,000	
Q_{wi} , scfm	
Temp. del Gas Residual Entrando al Precalentador, T_{wi} , °F	100
Composición	
- Contenido de Benceno, ppmv	1000
- Contenido de Cloruro de Metilo, ppmv	1000
- Contenido de Aire	Balance
Contenido de Particulado	Negligible
Contenido de Humedad	Negligible
Efficiencia de Control Descada, %	98
Por Ciento Deseado de Recuperación de Energía, RE%	70

Paso 2 - Verificar que el contenido de oxígeno del gas residual exceda de 20% Debe haber suficiente oxígeno en el gas residual para soportar la combustión de los orgánicos residuales (incluyendo COVs) y del combustible auxiliar, si se necesita combustible auxiliar. Puede ser necesario agregar aire si el contenido de oxígeno es menor de alrededor de 20%. Este ejemplo está basado en corrientes que contienen >20% de oxígeno, tal como se muestra a continuación:

$$\begin{aligned} \text{Contenido de Aire, \% Vol.} = \\ 100 - \frac{1,000 \text{ (ppm)}}{10^6} \times 100 - \frac{1,000 \text{ (ppm)}}{10^6} \times 100 = 99.8\% \end{aligned} \quad (2.12)$$

$$\text{Contenido de Oxígeno} = 99.8\% \times 0.209 = 20.86\% \quad (2.13)$$

Paso 3 - Calcular el LEL y el por ciento del LEL de la mezcla de gas Nota: Si la corriente residual contiene una cantidad importante de inertes además del nitrógeno asociado con el oxígeno en el aire, el cálculo del LEL (y del UEL), pierde significado, puesto que el LEL (y el UEL), solo se mide en mezclas de orgánicos con aire. En tal caso, es necesario un análisis químico completo para completar el procedimiento de diseño.

El ejemplo aquí seleccionado es típico, en cuanto que hay más de un componente COV en la corriente de gas. Un método aproximado para calcular el LEL de una mezcla de compuestos, LEL_{mix} , está dado por Grelecki [78] como

$$LEL_{mix} = \left[\sum_{j=1}^n \frac{x_j}{\left(\sum_{i=1}^n x_i \right) LEL_j} \right]^{-1} \quad (2.14)$$

donde

$$\begin{aligned} x_i &= \text{fracción volumétrica del componente combustible } i \\ LEL_j &= \text{límite inferior de explosividad del componente combustible } j \text{ (ppmv)} \\ n &= \text{número de componentes combustibles en la mezcla} \end{aligned}$$

Para el caso del ejemplo,

$$\sum_{i=1}^n x_i = (1,000 + 1,000) \times 10^{-6} = 2,000 \times 10^{-6} \quad (2.14a)$$

De referencias estándares [78] o del Apéndice 3F,

$$\begin{aligned} LEL_{Bz} &= 14,000 \text{ ppmv para benceno} \\ LEL_{MC} &= 82,500 \text{ ppmv para cloruro de metilo} \end{aligned}$$

$$LEL_{mix} = \left[\frac{1,000}{2,000 \times 14,000} + \frac{1,000}{2,000 \times 82,500} \right]^{-1} = 23,938 \text{ ppmv} \quad (2.14b)$$

$$\% LEL_{mix} = \frac{\text{conc. total de combustible en la mezcla}}{LEL_{mix}} \times 100 \quad (2.15)$$

$$\% LEL_{mix} = \frac{2,000}{23,938} \times 100 = 8.4\% \quad (2.15a)$$

El por ciento del *LEL* de la mezcla es por lo tanto 8.4%. Debido a que este está muy por debajo de 25%, en este ejemplo no se necesita aire para dilución. Si la mezcla hubiera estado por encima del 25% del *LEL*, hubiera sido necesario suficiente aire de dilución para traer la concentración de la mezcla a menos del 25% para satisfacer las regulaciones del seguro contra incendio.

Paso 4 - Calcular el calor de combustión volumétrico de las corrientes de gas residual, $(-\Delta h_{c_w})$, Btu/scf El contenido de energía de la corriente de gas, expresada en términos del calor de combustión, es calculada como sigue:

$$(-\Delta h_{c_w}) = \sum_{i=1}^n (-\Delta h_{c_i}) x_i \quad (2.16)$$

donde:

- $(-\Delta h_{c_w})$ = calor de combustión de la corriente residual (BTU/scf)
- $(-\Delta h_{c_i})$ = calor de combustión volumétrico del componente *i* a 25 °C (BTU/scf)
- x_i = fracción volumen del componente *i* en el gas residual
- n* = número de componentes combustibles en el gas residual

El calor de combustión que debe ser utilizado en estos cálculos es el calor de combustión “más bajo”, v.g., con agua en fase gas en vez de con agua líquida como producto de la reacción, puesto que el agua deja al incinerador en estado de vapor. Del Apéndice 3F o de referencias estándares [79, 80], con las unidades de conversión apropiadas, el calor de combustión volumétrico a 25 °C para dos componentes es calculado como sigue:

- $(-\Delta h_{c_w}) = 3,475$ Btu/scf para benceno
- $(-\Delta h_{c_w}) = 705$ Btu/scf para cloruro de metilo

Las composiciones especificadas anteriormente como ppmv se convierten a fracciones volumétricas como sigue:

$$x_{Bz} = 1,000 \text{ ppmv} \times 10^{-6} = 10^{-3} \text{ para benceno}$$

$$x_{MC} = 1,000 \text{ ppmv} \times 10^{-6} = 10^{-3} \text{ para cloruro de metilo}$$

Utilizando estos valores de calor de combustión y de composición, el calor de combustión del gas residual por pie cúbico estándar del gas de entrada es

$$(-\Delta h_{c_w}) = (3,475) (10^{-3}) + (705) (10^{-3}) = 4.18 \frac{\text{Btu}}{\text{scf}}$$

Suponiendo que el gas residual es principalmente aire, con un peso molecular de 28.97 y una densidad correspondiente de 0.0739 lb/scf, el calor de combustión por libra de gas residual de entrada es:

$$1 \setminus (-\Delta h_{c_w}) = 56.6 \text{ Btu/lb}$$

Por convención, el calor de combustión negativo denota una reacción exotérmica. También por convención, si uno se refiere al calor de reacción en vez de al calor de combustión, entonces un valor positivo denota una reacción exotérmica.

Empíricamente, se ha encontrado que 50 Btu/scf corresponde aproximadamente a *LEL* de mezclas de orgánicos/aire. Los códigos de los seguros requieren un valor menor al 25% del *LEL*, lo que corresponde a cerca de 13 Btu/scf. Sin embargo, si se instalan sensores y monitores del *LEL*, uno puede incinerar a un gas residual con un contenido orgánico combustible entre el 25 y el 50% del *LEL*, lo cual corresponde a 13 a 25 Btu/scf.

Para aplicaciones catalíticas, el calor de combustión normalmente debe ser menor que 10 Btu/scf (para COV en aire), para evitar temperaturas excesivamente altas en el lecho catalítico. Esto es, por supuesto, solo una guía aproximada y puede variar de sistema a sistema.

Después del Paso 4, la determinación del procedimiento de diseño del $(-\Delta h_{c_w})$ para incineradores térmicos y catalíticos se discute separadamente, empezando con el Paso 5 para cada tipo de incinerador.

2.4.2 Pasos Específicos a las Unidades Térmicas

En la Figura 2.1 se muestra un incinerador térmico genérico con las corrientes apropiadas identificadas.

Paso 5t - Establecer la temperatura a la cual operará el incinerador Tal como se mencionó en la Sección 2.2.1, ambas, la temperatura del reactor y el tiempo de residencia del gas residual en el reactor determinan el nivel de destrucción de los COV. En general, las regulaciones estatales y locales especifican el nivel de destrucción requerido que el cliente debe cumplir. En este ejemplo

se especifica una eficiencia de destrucción de 98%. Estudios por Mascone [67,68,69], muestran que esta eficiencia de destrucción puede lograrse en un incinerador térmico operado a una temperatura, T_{fi} , de 1,600 °F y un tiempo de residencia de 0.75 segundos. (Nota: este nivel alto de eficiencia es el *mínimo* alcanzable por cualquier incinerador nuevo apropiadamente diseñado y operado. Muchos incineradores pueden alcanzar eficiencias de destrucción de 99% o mayores).

Paso 6t - Calcular la temperatura del gas residual a la salida del precalentador El grado de intercambio de calor a ser realizado en el precalentador es resultado de un procedimiento de optimización técnico y económico que no está ilustrado en este ejemplo. A medida que la temperatura de la corriente de COV que deja al intercambiador de calor, T_{wo} , aumenta, el requerimiento de combustible auxiliar disminuye pero a costa de un intercambiador de calor más grande. Sin embargo, hay varios límites importantes a T_{wo} . Primero, T_{wo} no debe estar cerca de la temperatura de ignición del gas que contiene orgánicos para prevenir alzas dañinas de temperatura dentro del intercambiador de calor en caso de que el gas se encienda. Segundo, para gases conteniendo halógenos, azufre y fósforo (u otros átomos formadores de ácido), la temperatura del gas de combustión después del intercambiador de calor, T_{fo} , no debe caer por debajo del punto de rocío del ácido. Ambas restricciones limitan la cantidad de intercambio de calor y por lo tanto el valor máximo de T_{wo} . El cálculo del punto de rocío del ácido no es simple. Se recomienda procurar la asesoría del proveedor para asegurar que nunca se alcance el punto de rocío. La condensación de gases ácidos resultará en corrosión de muchos de los metales utilizados en los intercambiadores de calor. Como ejemplo, contenidos de azufre en el combustible de 1 a 2 por ciento pueden dar puntos de rocío del ácido de cerca de 200 a 270°F. Aumentando el contenido de azufre a 4 por ciento elevará el rocío hasta cerca de 290°F. El cloro y el fósforo tienen un menor efecto en la elevación del rocío del ácido.

Con las siguientes suposiciones, uno puede estimar T_{wo} utilizando la Ecuación 2.2, la definición de recuperación fraccional de energía para un intercambiador de calor.

- La recuperación fraccional de energía está especificada.
- La cantidad de combustible auxiliar, Q_{at} , y de aire de combustión auxiliar, Q_a , son pequeños con relación al gas residual, Q_w , así que las razones de flujo de masa de los gases, $p_w Q_w$ y $p_f Q_f$, en ambos lados del precalentador son aproximadamente las mismas,

$$\rho_w Q_w = \rho_f Q_f \quad (2.17)$$

- Las capacidades caloríficas de los gases en ambos lados del precalentador son aproximadamente las mismas, independientemente de la composición. Esto es verdad para corrientes residuales que son mezclas diluidas de orgánicos en aire, las propiedades de las corrientes cambian muy poco con la combustión.

- Las capacidades caloríficas medias por encima de la temperatura de referencia de los gases en ambos lados del precalentador son aproximadamente las mismas independientemente de la temperatura.

Con estas suposiciones, la ecuación de la recuperación fraccional de energía para un intercambiador de calor se vuelve

$$\text{Recuperación Fraccional de Energía} = \frac{T_{w_o} - T_{w_i}}{T_{f_i} - T_{w_i}} \quad (2.18)$$

Para este ejemplo con una recuperación fraccional de energía de 0.70, una temperatura de operación del incinerador, T_{f_i} , de 1,600 °F y una temperatura del gas residual de entrada, T_{w_i} , de 100 °F, la temperatura del gas residual al final de precalentador se vuelve

$$T_{w_o} = 1,150 \text{ °F}$$

La temperatura del gas de salida, T_{f_o} , puede ser determinada por un balance de energía en el precalentador, el cual, con las mismas suposiciones utilizadas en la derivación de la Ecuación 2.22 con relación a las razones de flujo masa y a las capacidades caloríficas promedio de los gases involucrados, resulta en la siguiente ecuación:

$$T_{f_i} - T_{f_o} = T_{w_o} - T_{w_i} \quad (2.19)$$

v.g., la elevación de temperatura en el gas residual es aproximadamente igual al decremento en temperatura en el gas de combustión con el cual es intercambiado. Para este ejemplo, esto resulta en lo siguiente:

$$T_{f_o} = 550 \text{ °F}$$

Este valor de T_{f_o} debe estar muy por encima del punto de rocío del ácido de la corriente del gas de combustión.

Debe recordarse que T_{w_o} debe estar muy por debajo de la temperatura de ignición de la corriente de COV para prevenir alzas no requeridas de temperatura en el precalentador. Esto debe ser verificado aún si la corriente está muy por debajo del *LEL*, porque los límites de flamabilidad pueden ser ampliados aumentando la temperatura de la corriente reaccionante. Una temperatura de precalentamiento suficientemente alta, T_{w_o} , puede iniciar una reacción (con desprendimiento de calor), en el precalentador. De ordinario, esto sería en detrimento de los materiales de construcción en el intercambiador de calor. La única excepción es el incinerador térmico del tipo regenerable

descrito en la Sección 2.2. La recuperación de energía del 95 por ciento, obtenible en un sistema regenerable resultaría en este ejemplo en una T_{w_o} de 1,525°F. La importante proporción de reacción que ocurriría a esta temperatura en el empaque de cerámica del intercambiador de calor/reactor es por diseño.

Paso 7t - Calcular los requerimientos de combustible auxiliar, Q_{af} El combustible auxiliar será necesario casi invariablemente para el arranque de la unidad. Sin embargo, en estado estable, si la energía liberada por la combustión de los orgánicos presentes en la corriente residual es suficiente para mantener la temperatura del reactor (1,600 °F por ejemplo), solo una pequeña cantidad de combustible auxiliar (<5% de la entrada total de la energía), es necesaria para estabilizar la flama. En la mayoría de los casos, sin embargo, para mantener la temperatura del reactor se requerirá más combustible que solo este combustible estabilizador.

Con las siguientes suposiciones, uno puede estimar Q_{af} utilizando un balance de masa y de energía alrededor de la cámara de combustión y siguiendo los principios discutidos en la Sección 2.2, con referencia a la Figura 2.1.

- La temperatura de referencia (*reference temperature, T_{ref}*), es tomada como la temperatura de entrada del combustible auxiliar, T_{af} .
- No se requiere aire auxiliar, Q_a .
- Las pérdidas de energía, H_L , se suponen que son 10% de la entrada total de energía al incinerador arriba de las condiciones ambientales.[81,82] entonces, si la temperatura de referencia está cerca de las condiciones ambientales,

$$H_L = 0.1 \rho_{fi} Q_{fi} C_{pm_{fi}} (T_{fi} - T_{ref}) \quad (2.20)$$

- Las capacidades caloríficas de los gases residuales de entrada y de salida de la cámara de combustión son aproximadamente las mismas, independientemente de la *composición*. Esto es verdad para corrientes residuales que son mezclas diluidas de orgánicos en aire, las propiedades de las corrientes cambian muy poco con la combustión.
- Las capacidades caloríficas medias por arriba de la temperatura de referencia (*reference temperature, T_{ref}*) del gas residual de entrada y de salida de la cámara de combustión son aproximadamente las mismas independientemente de la temperatura. Por lo que la capacidad calorífica media de la corriente de gas residual de entrada y de salida de la cámara de combustión debe ser evaluada al promedio de T_{w_o} y T_{fi} . Para aire esta suposición introduce un error a lo sumo, 5% sobre la temperatura de interés.

Con estas suposiciones, el balance de masa y energía alrededor de la cámara de combustión se reduce a la siguiente ecuación:

$$\rho_{af} Q_{af} = \frac{\rho_{wi} Q_{wi} \left[C_{pm_{air}} (1.1 T_{fi} - T_{wo} - 0.1 T_{ref}) - (-\Delta h_{c_{wo}}) \right]}{(-\Delta h_{c_{af}}) - 1.1 C_{pm_{air}} (T_{fi} - T_{ref})} \quad (2.21)$$

Los datos de entrada para esta ecuación se resumen a continuación:

- La corriente residual es esencialmente aire, así que

$$\rho_{wo} = \rho_{wi} = 0.0739 \text{ lb/scf, aire a } 77^\circ \text{ F, 1 atm.}$$

$C_{pm_{aire}} = 0.255 \text{ Btu/lb }^\circ \text{ F}$, la capacidad calorífica del aire entre 77° F y $1,375^\circ \text{ F}$ (la temperatura promedio del gas residual de entrada y de salida de la cámara de combustión)

$$\begin{aligned} Q_{wo} &= Q_{wi} = 20,000 \text{ scfm} \\ (-\Delta h_{c_{af}}) &= 21,502 \text{ Btu/lb, para metano} \\ T_{af} = T_{ref} &= 77^\circ \text{ F, suponga condiciones ambientales} \\ \rho_{af} &= 0.0408 \text{ lb/ft}^3, \text{ metano a } 77^\circ \text{ F, 1 atm.} \\ T_{fi} &= 1,600^\circ \text{ F, del Paso 5t} \\ T_{wo} &= 1,150^\circ \text{ F, del Paso 6t} \\ (-\Delta h_{c_{wo}}) &= 56.6 \text{ Btu/lb. del Paso 4} \end{aligned}$$

- Otros datos de entrada para la Ecuación 2.21 incluyen:

Substituyendo los valores anteriores en la Ecuación 2.27 resulta en:

$$Q_{af} = 167 \text{ scfm}$$

Los valores de los parámetros en el balance de energía se resumen en la Tabla 2.5.

Es instructivo examinar la magnitud de los varios términos en el balance de energía alrededor de la cámara de combustión para el problema de muestra. Esto se hace en la Tabla 2.6. El balance de energía mostrado no resulta exactamente en cero debido al error de redondeo y a las

Tabla 2.5: Resumen de la Valoración de las Variables del Problema de Ejemplo

Corriente	Subíndice, j	ρ_j , lb/scf	Q_j , scfm	C_{pmj} , Btu/lb °F	T_j , °F
ENTRADA-	Calor Sensible				
	Aire Auxiliar	a	na	na	na
	Combustible Auxiliar	af	0.0408	167	¹ 77
	Gas Residual	w_o	0.0739	20,000	0.255
SALIDA-	Calor Sensible				
	Corriente Residual	f_i	0.0739	20,167	0.255

($-\Delta h_c$), gas residual = 56.6 Btu/lb

($-\Delta h_c$), combustible auxiliar = 21,502 Btu/lb

na No Aplicable

¹ No se utiliza porque la temperatura de referencia se toma igual a la temperatura del combustible auxiliar.

Tabla 2.6: Términos en el Balance de Energía Alrededor de la Cámara de Combustión
Problema de Ejemplo

Corriente	Subíndice, j	Valor, Btu/min
ENTRADA-	Calor Sensible, $\rho_j Q_j C_{pmj} (T_i - T_{ref})$	
	a	0
	w_o	404,403
SALIDA-	Calor Sensible, $\rho_j Q_j C_{pmj} (T_i - T_{ref})$	
	f_i	578,796
SALIDA-	Pérdidas	
	10% del total de energía que entra	57,880
GENERACION-	Calor de Combustión, $\rho_j Q_j (-\Delta h_{ej})$	
	w_o	83,655
	af	146,506

suposiciones simplificadoras. En la Tabla 2.6 se muestra que el mayor término de entrada es el calor sensible del gas residual de entrada. El calor de combustión de los orgánicos contenidos en la corriente de gas residual es algo menor que el del metano auxiliar debido a la cantidad relativamente pequeña de orgánicos en la corriente del gas residual. El término más grande en la corriente de salida es el calor sensible de la corriente de gas de salida. Las pérdidas globales de energía están basadas en una suposición, pero son relativamente pequeñas. Debido a que los contenidos de calor sensible de la corriente residual de entrada y de salida son muy grandes, es aparente que la recuperación de energía es un factor importante para lograr eficiencia energética. De hecho, con cero recuperación de energía en el problema de muestra, los requerimientos de combustible auxiliar serían de 605 *scfm*, cerca de cuatro veces los requerimientos de energía en base a una recuperación de energía del 70%.

Paso 8t - Verificar que el requerimiento de combustible auxiliar es suficiente para estabilizar la flama del quemador Solo una pequeña cantidad del combustible auxiliar (<5% de la entrada total de energía), es necesaria para estabilizar la flama del quemador. En general, para mantener la temperatura del reactor se requerirá más combustible que el solo combustible estabilizador auxiliar. Es conveniente verificar que el requerimiento de combustible auxiliar calculado en el Paso 7 es suficiente para la estabilización. Si es insuficiente, entonces debe utilizarse una mínima cantidad de combustible auxiliar y la cantidad de recuperación de energía, especificada anteriormente, debe reducirse para evitar exceder la temperatura especificada a la cual debe operar el incinerador (Paso 5).

Esta verificación es realizada calculando 5% de la entrada total de energía al incinerador y comparándola con la entrada de energía del combustible auxiliar. El total de energía de entrada está dada como sigue:

$$\text{Entrada Total de Energía} = r_{fi} Q_{fi} C_{pm_{fi}} (T_{fi} - T_{ref}) \quad (2.22)$$

$$\text{da Total de Energía del Combustible Auxiliar} = r_{af} Q_{af} (-\Delta h_{c_{af}}) \quad (2.23)$$

El combustible auxiliar usado en el diseño, Q_{af} , debe ser el mayor de el 5% de la entrada total de energía (28,900 Btu/min.) y de la entrada de energía del combustible auxiliar (146,500 Btu/min.). El combustible auxiliar usado fácilmente cumple con este criterio.

Paso 9t - Calcular la razón de flujo volumétrico del gas a través del incinerador, Q_{fi} A la razón de flujo volumétrico total del gas saliendo del incinerador se le conoce como la razón de flujo del gas de combustión, Q_{fi} , y es la razón del gas en la cual se basan el diseño del tamaño y en las correlaciones de costos del incinerador. La razón de flujo del gas de combustión medida a las condiciones estándares de 77 °F y 1 atmósfera, a las cuales se desprecia el aumento en la salida volumétrica debida al aumento en el número de moles de gas como resultado de la combustión, es la suma de las corrientes que entran al incinerador.

$$\begin{aligned}
Q_{fi} &= Q_{wo} + Q_a + Q_{af} \\
&= 20,000 + 0 + 167 \\
&= 20,167 \text{ scfm}
\end{aligned}
\tag{2.24}$$

Este resultado está de acuerdo con las suposiciones establecidas en el Paso 6, v.g., las proporciones de flujo masa (y volumen), en ambos lados del precalentador son aproximadamente iguales. Finalmente, debe enfatizarse que los pasos 5t al 9t se aplican solo a los incineradores térmicos *recuperativos*. Para calcular los requerimientos de combustible auxiliar para otros tipos de incineradores térmicos (v.g., regenerativos), debe utilizarse un procedimiento diferente. (Vea Apéndice 3G).

2.4.3 Pasos Específicos a las Unidades Catalíticas

En la Figura 2.3 se muestra un incinerador catalítico genérico con las corrientes apropiadas identificadas. El enfoque utilizado en los cálculos del incinerador catalítico es algo diferente al utilizado en el incinerador térmico. La diferencia surge debido a las restricciones adicionales que son impuestas sobre el incinerador catalítico. Estas restricciones son las siguientes:

- La temperatura requerida de salida del lecho del catalizador es típicamente de 700 a 900 °F. La temperatura máxima a la cual el lecho del catalizador puede ser continuamente expuesto está limitada a cerca de 1,200 °F. Por lo tanto, el contenido combustible del gas residual está limitado y la cantidad de intercambio de calor que ocurre en el intercambiador de calor primario puede ser limitada.
- La temperatura de entrada al lecho del catalizador mismo debe estar arriba de la temperatura catalítica de ignición requerida para dar la eficiencia de destrucción requerida en el incinerador. Por lo tanto, el contenido combustible en el gas residual está además limitado a el cual, cuando se queme, elevará la temperatura en el lecho del catalizador no más que la ΔT entre la temperatura requerida de entrada al lecho del reactor y la temperatura requerida de salida del lecho del reactor.
- El combustible auxiliar, en combinación con el precalentado del intercambiador de calor primario, es utilizado para precalentar el gas residual hasta la temperatura de entrada del reactor. Una cantidad mínima de combustible auxiliar (< 5% de la entrada total de energía), debe usarse para estabilizar la flama en la cámara de combustión de precalentado. Esto tiene el efecto de limitar aún más el contenido combustible de la corriente de gas residual y la cantidad de intercambio de calor permisible en el intercambiador de calor primario.

Los pasos detallados anteriormente representan una aproximación al reconocimiento de estas limitaciones y a su incorporación en los procedimientos de cálculo.

Paso 5c - Establecer la temperatura requerida de salida del lecho del catalizador, T_{fi} La energía liberada por la oxidación de COVs en el lecho del catalizador elevará la temperatura de los gases en una cantidad, ΔT , a medida que los gases pasan a través del lecho del catalizador. Debe especificarse una temperatura de salida del catalizador y por lo tanto del reactor, que asegure el nivel de destrucción deseado de la corriente de COV. Igual que en los incineradores térmicos, este valor varía de compuesto a compuesto y también varía de catalizador a catalizador. El diseño final de los incineradores debe hacerse por firmas con experiencia en el diseño de incineradores. Las guías proporcionadas por *Combustion Engineering* [77] indican que los valores desde 300 hasta 900 °F resultan en eficiencias de destrucción entre 90 y 95 por ciento. Para prevenir la desactivación del catalizador, no debe excederse una temperatura de lecho máxima de 1,200 °F. En el problema del ejemplo, se selecciona una temperatura de salida del catalizador, T_{fi} , de 900 °F.

Paso 6c - Calcular la temperatura del gas residual a la salida del intercambiador precalentador (primario) de calor La temperatura del gas residual a la salida del intercambiador de calor primario es estimada de la misma manera que para el incinerador térmico. La ecuación de la recuperación fraccional de energía, Ecuación 2.22, es utilizada con las mismas suposiciones que las utilizadas para el incinerador térmico. Para el problema del ejemplo con una recuperación fraccional de energía de 0.70, una temperatura de salida del lecho del catalizador, T_{fi} , de 900 °F y una temperatura de entrada del gas residual, T_{wi} , de 100 °F, la temperatura del gas a la salida del precalentador se vuelve

$$T_{wo} = 660 \text{ °F}$$

Las mismas consideraciones relativas a la cercanía de la temperatura del gas de salida, T_{fo} , a su punto de rocío, aplican para el incinerador catalítico como lo hicieron para el incinerador térmico.

Paso 7c - Calcular el requerimiento de combustible auxiliar, Q_{af} El requerimiento de combustible auxiliar, Q_{af} , es calculado haciendo balances de masa y energía alrededor de la cámara de combustión del precalentador y la cámara del catalizador. El requerimiento de combustible auxiliar calculado de esta manera debe ser revisado para asegurar que cae dentro de las restricciones impuestas por las consideraciones de diseño del incinerador catalítico. Estas restricciones son las siguientes:

- El requerimiento de combustible auxiliar debe ser positivo. Un requerimiento negativo de combustible auxiliar indica que el calor de combustión del gas residual, $(-\Delta h_c)$, es muy

alto para la recuperación fraccional de energía en el intercambiador de calor primario que se seleccionó.

- La cantidad de combustible auxiliar debe ser lo suficientemente alta para proporcionar una flama estable en la cámara de combustión del precalentador (Ver Paso 8c adelante).

Un balance de energía alrededor de la cámara de combustión del precalentador y de la cámara del catalizador, tomados juntos, resulta en la Ecuación 2.21, la misma ecuación que la utilizada en los cálculos del incinerador térmico. Los datos de entrada para la Ecuación 2.28a para el incinerador catalítico del problema de ejemplo se resumen a continuación:

- La corriente residual es esencialmente aire, así que

$$\begin{aligned} \rho_{wo} &= \rho_{wi} = 0.0739 \text{ lb/scf, aire a } 77^\circ\text{F, 1 atm} \\ C_{pmair} &= 0.248 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F, la capacidad calorífica media para aire entre } 77^\circ\text{F y } \\ &780^\circ\text{F (el promedio de las temperaturas a la salida del precalentador y } \\ &\text{de salida del lecho del catalizador)} \end{aligned}$$

- Otros datos de entrada para la Ecuación 2.21 incluyen

$$\begin{aligned} Q_{wo} &= Q_{wi} = 20,000 \text{ scfm} \\ (-\Delta h_{c_{af}}) &= 21,502 \text{ Btu/lb, para metano} \\ T_{af} &= 77^\circ\text{F, suponga condiciones ambientales} \\ \rho_{af} &= 0.0408 \text{ lb/ft}^3, \text{ metano a } 77^\circ\text{F, 1 atm.} \\ T_{fi} &= 900^\circ\text{F, del Paso 5c} \\ T_{wo} &= 660^\circ\text{F, del Paso 6c} \\ (-\Delta h_{c_w}) &= 56.6 \text{ Btu/lb, del Paso 4} \end{aligned}$$

Sustituyendo los valores anteriores en la Ecuación 2.21 resulta en

$$Q_{af} = 40 \text{ scfm}$$

Si la temperatura de salida del lecho del catalizador, T_{fi} , es 800°F , entonces Q_{af} decrece hasta -6.7 scfm . En otras palabras, a esta temperatura del lecho, teóricamente no se requeriría combustible auxiliar. Sin embargo, tal como se discutió antes en el Paso 8t, una cierta cantidad de combustible auxiliar sería requerido para mantener la estabilidad del quemador.

Con 70% de recuperación de energía y una temperatura de salida del lecho del catalizador de 900 °F, un gas residual con un calor de combustión, $(-\Delta h_{c_{w_o}})$, de cerca de 79.9 Btu/lb, causaría que el requerimiento de combustible auxiliar, Q_{af} , se hiciera negativo, indicando que el lecho del catalizador excedería los 900 °F. Con 70% de recuperación de energía y una temperatura de salida del lecho del catalizador de 800°F, este mismo resultado ocurre con un $(-\Delta h_{c_{w_o}})$ de 52.7 Btu/lb. Ambos calores de combustión son relativamente bajos para gases residuales típicos. Estos resultados son, por supuesto, dependientes de las suposiciones de las pérdidas de energía de la cámara de combustión. A menores pérdidas de energía, menores son los calores de combustión del gas residual que se permiten antes de que ocurra sobrecalentamiento en el lecho del catalizador.

Paso 8c - Verificar que el requerimiento de combustible auxiliar es suficiente para estabilizar la flama del quemador Solo una pequeña cantidad de combustible auxiliar (< 5% de la entrada total de energía), se necesita para estabilizar la flama del quemador. En general, para mantener la temperatura del reactor se necesitará más combustible que solo éste combustible estabilizador. Es conveniente verificar que el requerimiento de combustible auxiliar calculado en el Paso 7c es suficiente para la estabilización. Si es insuficiente, entonces se debe utilizar una cantidad mínima de combustible auxiliar y la cantidad de recuperación de energía especificada anteriormente debe reducirse para evitar exceder la temperatura especificada a la cual el incinerador operará. (Paso 5c).

Esta verificación se hace de la misma manera que en el Paso 8t del cálculo del incinerador térmico. Los resultados de esta verificación indican que el requerimiento de combustible auxiliar es más que suficiente para estabilizar la flama del quemador.

Paso 9c - Estimar la temperatura de entrada al lecho del catalizador, T_{r_i} La temperatura de entrada al lecho del catalizador debe ser calculada para asegurar que la temperatura de entrada está por encima de la necesaria para encender los compuestos orgánicos combustibles en el catalizador que fue seleccionado para utilizarse.

La temperatura de entrada al lecho del catalizador, T_{r_i} , debe ser tal que, cuando la elevación de temperatura a través del lecho del catalizador, T , se le agregue, la temperatura resultante es T_{f_i} , 900 °F. Entonces,

$$\Delta T = T_{f_i} - T_{r_i} \quad (2.25)$$

¹¹ Al equilibrio, la temperatura del lecho de catalizador se mantiene sin requerir combustible auxiliar.

El valor de ΔT se determina por un balance de energía alrededor de la porción precalentadora de la cámara de combustión. Se requiere el precalentador para calentar los gases hasta la temperatura de entrada al lecho del catalizador utilizando combustible auxiliar.¹¹ Este balance de energía se hace con las suposiciones hechas anteriormente en la derivación de la Ecuación 2.28a y suponiendo además que solo el combustible auxiliar es quemado en la porción de precalentamiento. La ecuación resultante es muy similar a la Ecuación 2.28a excepto que (1) los términos con un subíndice f_i se convierten en términos con subíndices r_i para denotar una corriente de entrada al reactor catalítico en vez de una salida de la cámara de combustión (entrada de gas de combustión al intercambiador de calor primario) y (2) no aparece el término para la combustión de los orgánicos del gas residual. La ecuación resultante es como sigue:

$$\rho_{af} Q_{af} = \frac{\rho_{w_o} Q_{w_o} \left[C_{pm_{air}} \left(1.1 T_{r_i} - T_{w_o} - 0.1 T_{ref} \right) \right]}{\left(-\Delta h_{c_{af}} \right) - 1.1 C_{pm_{air}} \left(T_{r_i} - T_{ref} \right)} \quad (2.26)$$

Esta ecuación puede ser rearmada para despejar T_{r_i} explícitamente. Esto produce una ecuación que es algo compleja y no intuitiva.

$$T_{r_i} = \frac{\rho_{af} Q_{af} \left[\left(-\Delta h_{c_{af}} \right) + 1.1 C_{pm_{air}} T_{ref} \right] + \rho_{w_o} Q_{w_o} C_{pm_{air}} \left(T_{w_o} + 0.1 T_{ref} \right)}{1.1 C_{pm_{air}} \left(\rho_{af} Q_{af} + \rho_{w_o} Q_{w_o} \right)} \quad (2.27)$$

Después de sustituir los parámetros del problema de ejemplo en la Ecuación 2.36 obtenemos un valor de T_{r_i} de 693 °F. En base a las temperaturas de ignición mostradas en la Tabla 2.2, esta temperatura de entrada al reactor debe ser satisfactoria. Previo a un diseño más definitivo, debe verificarse la temperatura de ignición para las sustancias químicas específicas.

La elevación de temperatura a través de la cama de catalizador es entonces (900 - 693) o 207 °F. Estas temperaturas son algo sensibles a la suposición para las pérdidas de energía para la cámara de combustión. La suposición para las pérdidas de energía es tal vez algo conservadora, v.g., ocasiona que se estime una Q_{af} mayor de lo que sería con una suposición menos conservadora y se vuelve más conservadora a medida que se aumenta el tamaño de la cámara de combustión y del aislamiento.

Paso 10c - Calcular la razón de flujo volumétrico total del gas a través del incinerador, Q_{fi}
 A la razón de flujo volumétrico total del gas saliendo del incinerador se le conoce como la razón de flujo del gas de combustión, Q_{fi} , y es la razón del gas sobre la cual se basan el diseño del tamaño del incinerador y las correlaciones de costo. La razón de flujo del gas de combustión, medida a condiciones estándares de 77 °F y 1 atmósfera, en donde el aumento en el flujo volumétrico debido al aumento en el número de moles del gas como resultado de la combustión es despreciable, es la suma de las corrientes de entrada al incinerador.

$$\begin{aligned}
 Q_{fi} &= Q_{wo} + Q_a + Q_{af} \\
 &= 20,000 + 0 + 40 \\
 &= 20,40 \text{ scfm}
 \end{aligned}$$

Paso 11c - Calcular el volumen de catalizador en el lecho del catalizador Si la razón de flujo volumétrico del gas a través del lecho del catalizador, Q_{fi} y el tiempo de residencia nominal (el recíproco de la razón espacial), en la cama del catalizador son conocidos, entonces el volumen del catalizador puede ser estimado. Existe un conjunto de relaciones complejas entre el volumen y la geometría del catalizador, la caída de presión total a través del catalizador, la conversión de los componentes oxidables en el gas, la temperatura del gas y la razón de reacción. Estas relaciones dependen del catalizador y del tipo de compuesto que es oxidado. Está fuera del alcance de este *Manual* discutir estas relaciones, aún de manera aproximada. Para propósitos de estimación de costos, la razón espacial, en unidades recíprocas del tiempo, necesaria para alcanzar el nivel requerido de destrucción, puede ser utilizada para aproximar el requerimiento de volumen de catalizador. La razón espacial se define como sigue:

$$\phi = \frac{Q_{fi}}{V_{cat}} \quad (2.28)$$

donde

V_{cat} = Volumen a granel total del lecho del catalizador, incluyendo los vacíos interpartículas (ft^3)

Por convención de la industria petroquímica, la razón espacial se computa a condiciones de 60°F (no 77°F) y 1 atm. La razón de flujo volumétrico, Q_{fi} , debe ser corregida para estas condiciones. La razón espacial apropiada para alcanzar el nivel deseado de conversión, está basada en datos experimentales para el sistema involucrado. Para catalizadores monolíticos de metal precioso, la razón espacial generalmente cae entre 10,000 h^{-1} y 60,000 h^{-1} . (Los catalizadores a base de metal operan a menores velocidades espaciales, en el rango de 5,000 a 15,000 h^{-1} .) [75]

Por ejemplo, utilizando una razón espacial de 30,000 h^{-1} o 500 min^{-1} , y utilizando Q_{fi} a 60°F,

$$\begin{aligned}
Q_{fr} \text{ at } 60^\circ F &= 20,040 \left(\frac{60 + 460}{77 + 460} \right) \\
&= 19,400 \text{ ft}^3/\text{min} \\
V_{cat} &= \frac{19,400 \text{ ft}^3/\text{min}}{500 \text{ min}^{-1}} \\
&= 39 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

Hay un número de parámetros del lecho del catalizador, tales como la configuración del catalizador y el diseño de la cama, que no son importantes para las estimaciones de costos tipo estudio. Por consiguiente, el diseño de estos factores no se discute aquí.

2.5 Análisis de Costos

Esta sección presenta procedimientos y datos para estimar los costos de capital y anuales para cuatro tipos de incineradores: (1) térmico-recuperativo, (2) térmico-regenerativo, (3) catalítico de lecho fijo, y (4) catalítico de lecho fluidizado.

2.5.1 Estimando la Inversión de Capital Total

La *total capital investment - TCI* (inversión de capital total) incluye al costo del equipo (, para el incinerador mismo, el costo del equipo auxiliar, (v.g., los conductos), todos los costos directos e indirectos de instalación y los costos de los edificios, preparación del sitio, servicios fuera del sitio, terreno y capital de trabajo. Sin embargo, los últimos cinco costos no son aplicables a los incineradores (Ver Sección 1.2 del Manual para una descripción detallada de los elementos que componen la *TCI*). Aunque los representantes de la industria estaban renuentes a proporcionar los costos actualizados en dólares de 1999, si indicaron que los costos no han cambiado significativamente desde 1988 [83,84,85]. Además, SAIC obtuvo once (11) cotizaciones de proveedores para una configuración específica de tres tipos de sistemas de incinerador (recuperativo, regenerativo, catalítico de lecho fijo). Estas cotizaciones se comparan favorablemente con las generadas con las ecuaciones de costos.

2.5.1.1 Costos del Equipo

Tal como se discute en la Sección 2.2.3, los *equipment cost - EC* (costos del equipo), proporcionados en este capítulo, son aplicables a incineradores en paquete, excepto para incineradores regenerativos. Para los incineradores regenerativos, los costos son aplicables a unidades ensambladas en el campo. Típicamente, los *EC* incluyen todos los equipos de brida-a-

brida necesarios para oxidar al gas residual, incluyendo los quemadores auxiliares, cámaras de combustión, catalizador, intercambiador de calor primario (excepto para los casos de “cero recuperación de energía”), protección contra el clima y aislamiento, ventilador, sistemas de control de flujo y de temperatura, una chimenea corta y soportes estructurales. Las unidades más pequeñas, v.g., típicamente de menos de 20,000 *scfm*, son típicamente preensambladas y montadas sobre una tarima [86]. Los varios sistemas de incineración disponibles se presentan en cuatro grupos delineados de acuerdo a su similitud de diseño. Estos grupos se resumen en la Tabla 2.7. Con excepción de los incineradores térmicos regenerativos y de los catalíticos de lecho fluidizado, el tamaño máximo para el cual se presentan los costos es 50,000 *scfm*. Aunque se pueden construir unidades más grandes de cada tecnología, son raras las aplicaciones con proporciones de flujo arriba de 50,000 *scfm*. Los costos de los incineradores térmicos regenerativos se proporcionan para razones de flujo desde 10,000 a 100,000 *scfm*. Los costos de los incineradores catalíticos de lecho fluidizado se proporcionan para razones de flujo desde 2,000 hasta 25,000 *scfm*.

Las curvas de costo son regresiones por mínimos cuadrados de datos de costo proporcionados por diferentes proveedores. Debe mantenerse en mente que aún para una tecnología de incineración dada, los procedimientos de diseño y manufactura varían de proveedor a proveedor, de modo que los costos pueden variar. Como siempre, una vez que la estimación de estudio es completada, es recomendable que a más de un proveedor se le solicite una estimación de costos más detallada.

Tabla 2.7: Amplitud de la Correlación de Costos

Tipo de Incinerador	Relación de Flujo Total del Gas (de Combustión), <i>scfm</i>	Número de la Figura
Térmico - Recuperativo	500 ^a - 50,000	3.26
Térmico - Regenerativo	10,000 - 100,000	3.27
Catalítico Lecho Fijo	2,000 - 50,000	3.28
Catalítico Lecho Fluidizado	2,000 - 25,000	3.29

^a Aunque la Figura 3.26 cubre el rango de 1,000 a 50,000 *scfm*, la correlación es válida para el rango de 500 a 50,000 *scfm*.

En esta sección no se trata el costo adicional de la limpieza del gas ácido o del control de particulado. El costo del equipo de un absorbedor de gas para remover cualesquier gases ácidos formados en el incinerador puede ser muy grande, algunas veces excediendo el costo del equipo del incinerador mismo, aún para simples torres absorbedoras empacadas. [87]. Para absorbedores más complejos que incluyan absorbedores vénturi en lugar de, o además de lechos empacados, el costo del absorbedor solo puede ser hasta 4 veces el del incinerador. [76]. Estos absorbedores más complejos a veces son necesarios cuando además de los gases ácidos deben de removerse

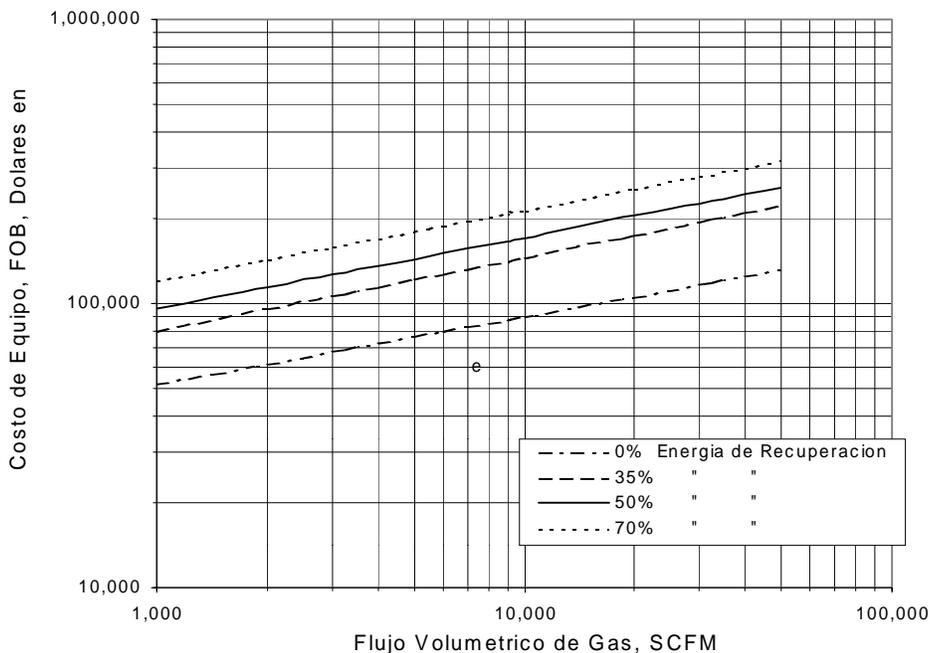


Figura 2.4: Costos de Equipo de Incineradores Térmicos, Recuperativos

particulados del gas de combustión. (Nota: En la Sección 3.2 de este Manual se proporcionan datos y procedimientos para dimensionar y costear absorbedores de gas.)

Incineradores Térmicos De las unidades térmicas, los sistemas de flama directa (0% de recuperación de energía) y los recuperativos son tratados juntos porque los varios niveles de recuperación de energía son logrados simplemente agregando área superficial de intercambiador de calor. Los costos para estas unidades fueron proporcionados por varios proveedores [77,88,89]. El EC para estas unidades está dado como función de la salida volumétrica total, Q_{tot} , en $scfm$. “ Q_{tot} ”, es el volumen total de compuestos gaseosos saliendo de la cámara de combustión; es idéntico al término, “ Q_{fl} ,” utilizado en las Figuras 2.1 y 2.2. Este incluye los productos de la combustión, nitrógeno, combustible y orgánicos no quemados y otros constituyentes (Ver Figura 2.4). Observe que los costos están dados libre a bordo (LAB) en dólares de Abril de 1988¹². En base al análisis de regresión por mínimos cuadrados, se encontró una relación log-log entre la salida y el EC para un nivel dado de *heat recovery-HR* (recuperación de calor), en todo el rango de proporciones de flujo desde 500 a 50,000 $scfm$. Estas relaciones son como sigue:

¹² Para información de escalamiento de los precios de estos y de los otros incineradores a dólares más actuales, refiérase al reporte de la *EPA Escalation Indexes for Air Pollution Control Costs* y a las actualizaciones subsecuentes, todas las cuales están instaladas en la *OAQPS Technology Transfer Network (CTC Bulletin Board)*.

$$EC = 10,294 Q_{tot}^{0.2355} \quad HR = 0\% \quad (2.29)$$

$$EC = 13,149 Q_{tot}^{0.2609} \quad HR = 35\% \quad (2.30)$$

$$EC = 1,7056 Q_{tot}^{0.2502} \quad HR = 50\% \quad (2.31)$$

$$EC = 21,342 Q_{tot}^{0.2500} \quad HR = 70\% \quad (2.32)$$

Los sistemas regenerativos (o con exceso de entalpia), proporcionan hasta 95 por ciento de recuperación de energía a expensas de costos de capital más altos. Su diseño único [90,91], el cual combina intercambiador de calor y reactor, es sustancialmente diferente de las unidades térmicas tradicionales y es por lo tanto, tratado separadamente en la Figura 2.6. Los *ECs* de estos sistemas están dados como una función aproximadamente lineal de la razón de flujo total en el rango de 10,000 a 100,000 *scfm* por la siguiente ecuación:

$$EC = 2.204 \times 10^5 + 11.57 Q_{tot} \quad (2.33)$$

De nuevo, los costos de capital más altos para estas unidades pueden ser sustancialmente compensados por los ahorros sustanciales en los costos del combustible auxiliar.

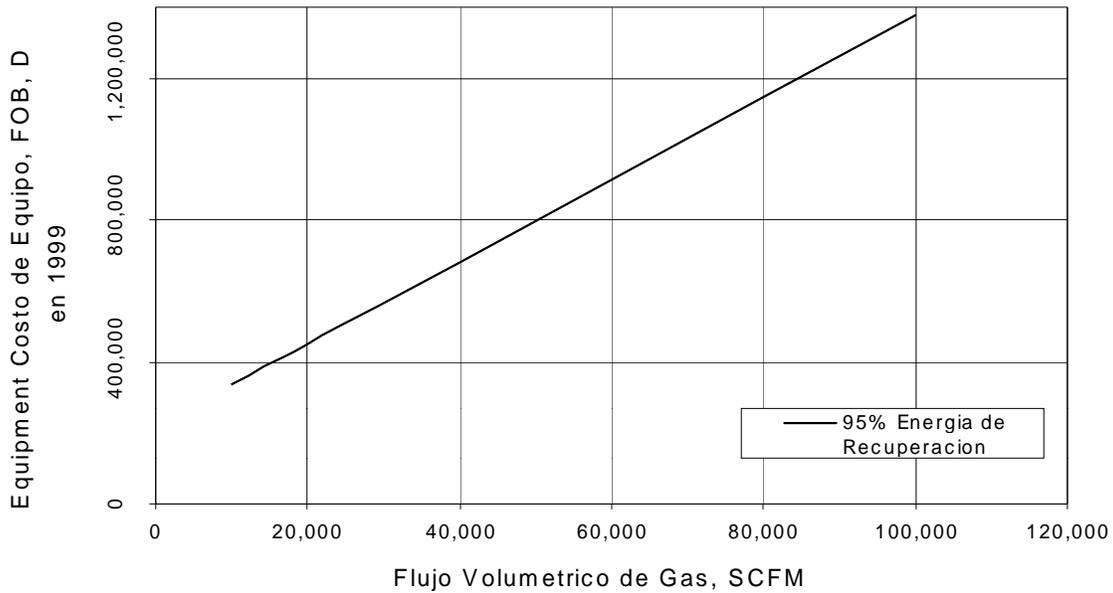


Figura 2.5 Costos de Equipo de Incineradores Térmicos, Regenerativos

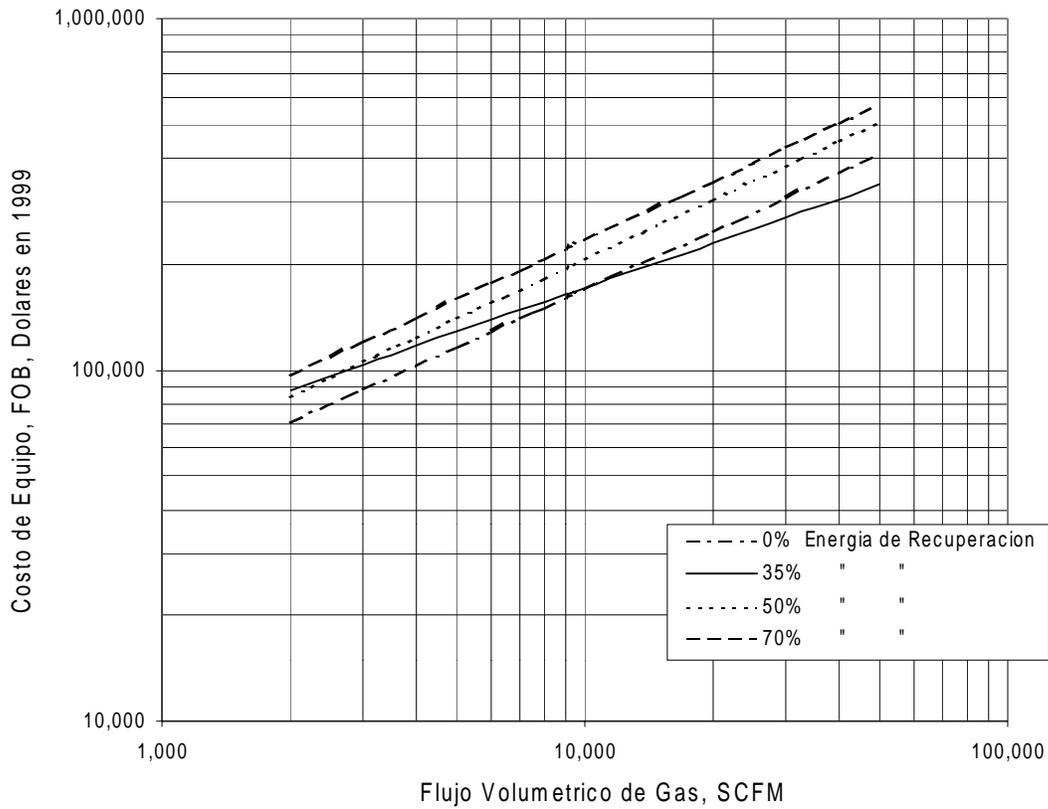


Figura 2.6: Costo de Equipo de Incineradores Cataliticos de Lecho Fijo

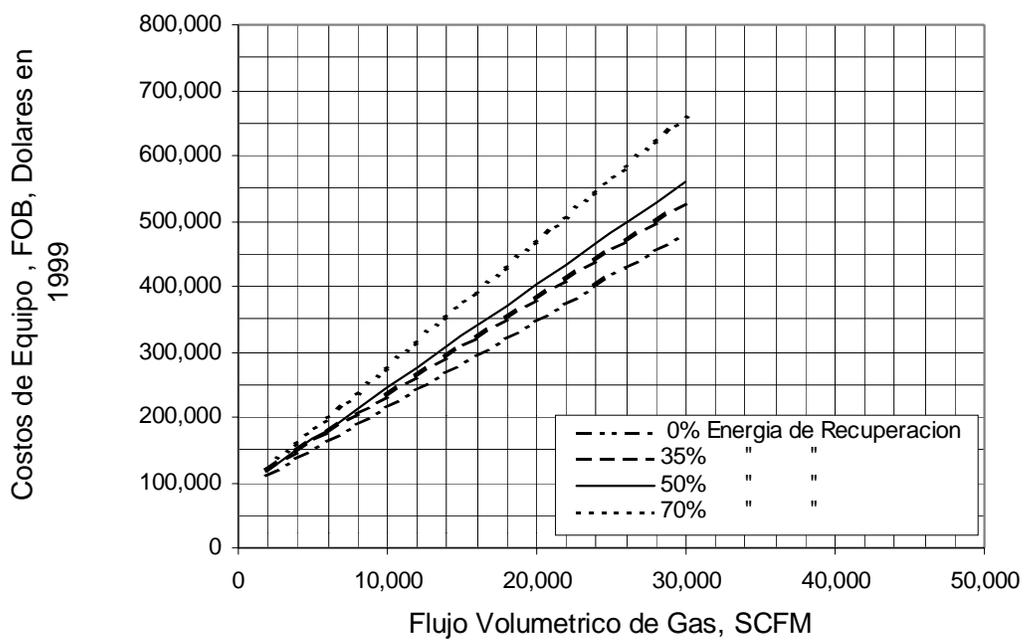


Figura 2.7: Costos de Equipo de Incineradores Cataliticos de Lecho Fluido

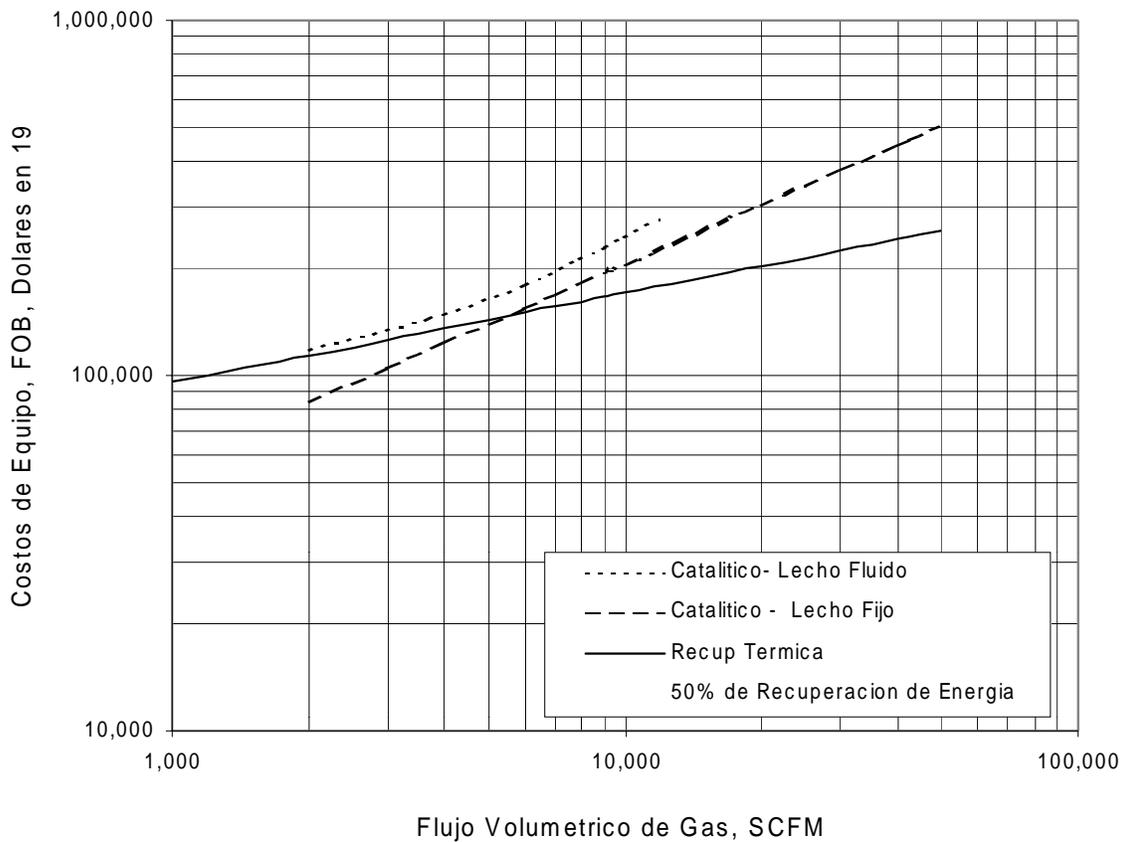


Figura 2.8: Comparacion de Costos de Tipos de Equipo Incinerador

Incinerador Catalítico El EC para un incinerador catalítico es una función del tipo de patrón que se utilice para hacer contacto con el catalizador y de la razón de flujo total del gas, Q_{tot} , para un nivel dado de recuperación de energía. Hay tres tipos de configuraciones de como hacer contacto utilizados en los sistemas catalíticos: lecho fijo, catalítico monolito y lecho fluidizado. Los EC para los primeros dos son generalmente comparables y están dados en la Figura 2.6. Los datos proporcionado por varios proveedores [77,88,89,92] exhiben relaciones curvilíneas con Q_{tot} para cada una de las proporciones de recuperación de energía. Las regresiones por mínimos cuadrados de los datos producen las siguientes correlaciones para razones de flujo totales entre 2,000 y 50,000 $scfm$:

$$EC = 1105 Q_{tot}^{0.5471} \quad HR = 0\% \quad (2.34)$$

$$EC = 3623 Q_{tot}^{0.4189} \quad HR = 35\% \quad (2.35)$$

$$EC = 1215 Q_{tot}^{0.5575} \quad HR = 50\% \quad (2.36)$$

$$EC = 1443 Q_{tot}^{0.5527} \quad HR = 70\% \quad (2.37)$$

Los incineradores catalíticos de lecho fluidizado proporcionan ciertas ventajas sobre las unidades de catalizadores de lecho fijo, en que toleran corrientes residuales con (1) valores caloríficos más altos, (2) contenido de particulados y, (3) especies cloradas. Para ésta mayor flexibilidad de corrientes de alimentación, se incurre en costos de capital más altos, como lo indican los *EC* mostrados en la Figura 2.7. Los datos mostrados fueron proporcionados por los proveedores [66,87] y exhiben una relación lineal en el rango de razones de flujo desde 2,000 hasta 25,000 *scfm*. Pueden ser aproximados por las siguientes ecuaciones:

$$EC = 8.48 \times 10^4 + 13.2 Q_{tot} \quad HR = 0\% \quad (2.38)$$

$$EC = 8.84 \times 10^4 + 14.6 Q_{tot} \quad HR = 35\% \quad (2.39)$$

$$EC = 8.66 \times 10^4 + 15.8 Q_{tot} \quad HR = 50\% \quad (2.40)$$

$$EC = 8.39 \times 10^4 + 19.2 Q_{tot} \quad HR = 70\% \quad (2.41)$$

En la Figura 2.8 se muestra una comparación de los sistemas térmicos, catalíticos de lecho fijo y catalítico de lecho fluidizado con 50 por ciento de recuperación de energía.

2.5.1.2 Costos de Instalación

Tal como se explica en la Sección 1. el *purchased equipment cost - PEC* (costo del equipo comprado), se calcula tomando la suma del *EC* y el costo del equipo auxiliar (v.g., los conductos), impuestos, fletes e instrumentación. En la Tabla 3.45 se proporcionan valores promedio de los factores de instalación directos e indirectos [10] a aplicarse a los *PEC*, para incineradores recuperativos térmicos y catalíticos de lecho fijo y fluidizado.

En la Tabla 2.9 se muestran detallados los costos de instalación que se obtienen cuando estos factores de instalación se aplican a los *PECs* para los incineradores del ejemplo. Dependiendo de las condiciones del sitio, los costos de instalación para un incinerador dado podrían desviarse significativamente de los costos generados con estos factores promedios. Vatavuk y Neveril [10] proporcionan algunas pautas para ajustar los factores de instalación promedio para tomar en cuenta otras condiciones de instalación no promedio. Para unidades que manejan razones de flujo de gas menores a 20,000 *scfm*, los costos de instalación son mínimos, ascendiendo normalmente a solo los de interconexión de los servicios (electricidad y de ser necesario, aire para la combustión o para dilución). Los costos de instalación para incineradores más pequeños serían de 20 a 25% del *PEC*. Las unidades más pequeñas pueden ser instaladas sobre los techos de los edificios de manufactura en vez de a nivel del suelo. En tales casos, los factores de instalación podrían ser tan altos (o más altos) como los factores mostrados en la Tabla 2.8, aún cuando las unidades fueran de “paquete”.

Tabla 2.8: Factores del Costo de Capital para Incineradores Térmicos y Catalíticos [10]

Concepto de Costo	Factor
Costos Directos	
Costos de Equipo Comprado	
Incinerador (<i>EC</i>) + equipo auxiliar ^a	Tal como se estimó, <i>A</i>
Instrumentación ^b	0.10 <i>A</i>
Impuestos sobre ventas	0.03 <i>A</i>
Fletes	<u>0.05 <i>A</i></u>
Costo de Equipo Comprado, <i>PEC</i>	<i>B</i> = 1.18 <i>A</i>
Costos directos de instalación	
Cimientos y soportes	0.08 <i>B</i>
Manejo y colocación	0.14 <i>B</i>
Eléctrico	0.04 <i>B</i>
Tubería	0.02 <i>B</i>
Aislante para los conductos ^c	0.01 <i>B</i>
Pintura	<u>0.01 <i>B</i></u>
Costos directos de instalación	0.30 <i>B</i>
Preparación del sitio	Según se requiera, <i>SP</i>
Edificio	Según se requiera, <i>Bldg.</i>
Costos Directos Totales, <i>DC</i>	<u>1.30 <i>B</i> + <i>SP</i> + <i>Bldg.</i></u>
Costos Indirectos (instalación)	
Ingeniería	0.10 <i>B</i>
Construcción y gastos de campo	0.05 <i>B</i>
Honorarios de los contratistas	0.10 <i>B</i>
Arranque	0.02 <i>B</i>
Pruebas de funcionamiento	0.01 <i>B</i>
Contingencias	0.03 <i>B</i>
Costos Indirectos Totales, <i>IC</i>	0.31 <i>B</i>
Inversión de Capital Total = <i>DC</i> + <i>IC</i>	<u>1.61 <i>B</i> + <i>SP</i> + <i>Bldg.</i></u>

- ^a Los conductos y cualquier otro equipo normalmente no incluido con la unidad proporcionada por el proveedor del incinerador.
- ^b La instrumentación y los controles con frecuencia proporcionados con el incinerador y aquellos con frecuencia incluidos en el *EC*.
- ^c Si las dimensiones de los conductos han sido establecidas, el costo puede estimarse en base a \$10 a \$12/*ft*² de superficie para aplicaciones de fluido. (Alternativamente, refiérase a la Sección 1.2 de este *Manual*. La coraza del ventilador y la chimenea también deben aislarse.

2.5.2 Estimando el Costo Total Anual

El *total anual cost - TAC* (costo total anual) es la suma de los costos directos e indirectos anuales. Los *TAC* para ambos sistemas de ejemplo están dados solos en la Tabla 2.10, con factores sugeridos para calcularlos.

2.5.2.1 Costos Directos Anuales

Los costos directos anuales para los incineradores incluyen mano de obra (de operación y supervisión), mantenimiento (mano de obra y materiales), combustible, electricidad y el catalizador de reemplazo (en las unidades catalíticas). Para las unidades térmicas y catalíticas, la razón de uso de combustible se calcula como se muestra en las Secciones 2.4.2 y 2.4.3 respectivamente, en las cuales se supone que el combustible es gas natural (metano). (Otros combustibles pueden usarse para unidades térmicas).

Los costos de la electricidad están asociados primariamente con el ventilador necesario para mover el gas a través del incinerador. La potencia (en kilowatts) necesaria para mover un cierto flujo volumétrico de entrada de aire (Q_{wi} según las Secciones 2.4.2 y 2.4.3), con una caída de presión de brida-a-brida de ΔP pulgadas de agua y una eficiencia combinada de motor/ventilador de ϵ se adapta de la Ecuación 2.7 como sigue:

$$Potencia_{ventilador} = \frac{1.17 \times 10^{-4} Q_{wi} \Delta P}{\epsilon} \quad (2.42)$$

Las eficiencias del ventilador varían desde 40 hasta 70 por ciento [15], mientras que las eficiencias del motor usualmente son de 90 por ciento.

La caída de presión total a través del sistema del incinerador depende del número y tipos de elementos de equipos incluidos en el sistema y de las consideraciones de diseño. La estimación de los requerimientos reales de caída de presión implica cálculos complejos basados en condiciones específicas del sistema, del gas residual y del gas de combustión y del equipo utilizado. Sin embargo, para los propósitos de esta sección, pueden utilizarse los valores aproximados mostrados en la Tabla 2.11.

Para los casos del ejemplo, supondremos 8,000 horas de operación por año y una eficiencia del 60% para el ventilador y el motor juntos. Utilizando caídas de presión de 4 a 8

pulgadas de agua, respectivamente, para los incineradores térmicos y catalíticos de lecho fluidizado,¹³ y agregando una caída de presión de 15 pulgadas de agua para 70% de recuperación de calor, los requerimientos de potencia del ventilador pueden calcularse como sigue:

Incinerador Térmico¹⁴

$$Potencia_{ventilador} = \frac{1.17 \times 10^{-4} (20,900 \text{ acfm}) (19 \text{ pulgadas de agua})}{0.60} = 77.4 \text{ kW}$$

Incinerador Catalítico

$$Potencia_{ventilador} = \frac{1.17 \times 10^{-4} (20,900 \text{ acfm}) (23 \text{ pulgadas de agua})}{0.60} = 93.7 \text{ kW}$$

Los costos anuales de electricidad serían los productos de estos usos, las horas de operación anuales y el costo de electricidad (\$/kWh), o:

$$Costo \text{ de Electricidad (Termica)} = 77.4 \text{ kW} \times 8,000 \frac{\text{horas}}{\text{anual}} \times \frac{\$0.059}{\text{kWh}} = \$36,500 \text{ per yr}$$

$$Costo \text{ de Electricidad (Catalitico)} = 93.7 \text{ kW} \times 8,000 \frac{\text{horas}}{\text{anual}} \times \frac{\$0.059}{\text{kWh}} = \$44,200 \text{ per yr}$$

Los costos de reposición del catalizador y la programación son altamente variables y dependen de la naturaleza del catalizador, de la cantidad de “venenos” y de particulados en la corriente de gas (incluyendo el combustible auxiliar), del historial de temperaturas del catalizador y del diseño de la unidad. Es imposible predecir los costos en un sentido general. Sin embargo, los catalizadores monolitos de metales nobles operando con gases de hidrocarburos puros en aire durarán más tiempo que los catalizadores en base a metal de lecho fluidizado operando con hidrocarburos clorados en aire. Los catalizadores de metales nobles son también más caros que los catalizadores a base de óxidos metálicos. Para muchas unidades de campo, la vida del catalizador es de 1 a 4 años. El costo del catalizador de repuesto, en dólares de abril de 1988, debe obtenerse del proveedor, pero puede estimarse en \$3,000/ ft^3 para catalizadores de metales nobles y en \$650/ ft^3 para catalizadores a base de óxidos metálicos. Para el caso

¹³ Se utiliza un incinerador catalítico de lecho fluidizado porque el gas residual contiene un compuesto halogenado, el cual podría envenenar al catalizador en un incinerador de lecho fijo.

¹⁴ Calculado a partir de la relación de flujo del gas residual que entra (20,000 $scfm$) a la temperatura de entarda al precalentador (100°F).

Tabla 2.9: Factores de los Costos de Capital para Incineradores Térmicos y Catalíticos [10] Problema de Ejemplo

Concepto de Costo	Costo, \$	
Costos Directos	Térmico- Recuperativo	Catlítico Lecho Fluidizado
Costos de equipo comprado		
Incinerador (EC)	\$254,200	\$468,000
Equipo auxiliar	---	---
Suma = A	254,000	468,000
Instrumentación, 0.1A ^a	25,400	46,800
Impuestos sobre ventas, 0.30A	7,630	14,000
Fletes, 0.05A	12,700	23,400
Costo de equipo comprado, B	\$300,000	\$552,400
Costos directos de instalación		
Cimientos y soportes, 0.08B	24,000	44,200
Manejo y colocación, 0.14B	42,000	77,300
Eléctrico, 0.04B	12,000	22,100
Tubería, 0.02B	6,000	11,000
Aislante para los conductos, 0.01B	3,000	5,520
Pintura, 0.01 B	3,000	5,520
Costos directos de instalación	\$90,000	\$165,000
Preparación del Sitio ^a	---	---
Edificios ^a	---	---
Costos Directos Totales, DC	\$390,000	\$718,000
Costos Indirectos (instalación)		
Ingeniería, 0.10 B	30,000	55,200
Construcción y gastos de campo, 0.05 B	15,000	27,600
Honorarios de Contratistas, 0.10 B	30,000	55,200
Arranque, 0.02 B	6,000	11,000
Pruebas de funcionamiento, 0.01 B	3,000	5,520
Contingencias, 0.03 B	9,000	16,600
Costos Indirectos Totales, IC	\$93,000	\$171,100
Inversión de Capital Total (redondeada)	\$483,000	\$889,000

^a Ninguno de estos conceptos es requerido.

Tabla 2.10: Costos Anuales para Incineradores Térmicos y Catalíticos
Problema de Ejemplo

Concepto de Costo	Factor Sugerido	Costo de Unidad ^a	Termico Recup.	Catalista deLechoFluido
Costos Anuales Directos^b, DC				
Mano de Obra				
Operador	0.5 hr/turno	\$12.95/hr.	6,480	6,480
Supervisor	15% de operador	-	972	972
Materiales Operativos	-			
Mantenimiento				
Mano de Obra	0.5 hr/turno	\$14.95/hr.	7,130	7,130
Materiales	100%de mano de obra de mantenimiento		7,130	7,130
Reemplazo de Catalitico	100% de reemplazo de catalitico	\$650/ft ³ para oxidos metalicos	0	15,100
Utilidades				
Gas Naturales	-	\$3.30/kft ³	264,500	63,400
Electricidad	-	\$0059/kWh	36,500	44,200
Total DC			\$321,200	\$144,400
Costos Indirectos Anuales, IC				
Otros Gastos	60% de la suma de mano de obra de operacion, supervision y mantenimiento - y materiales de mantenimiento		13,000	17,800
Cargos Administrativos	2% TCI	-	9,650	17,800
Impuestos Prediales	1% TCI	-	4,830	8,900
Seguro	1% TCI	-	4,830	122,700
Recuperacion de Capital ^c	CRF [TCI - 1.08 (costo de cat.)]	-	68,800	122,700
			\$101,100	\$171,300
Costos Indirectos Totales (redondeado)			\$422,000	\$316,000

^a dolares de 1998

^b Asumas 8,000 hr anuales

^c El factor de costo de la recuperación de capital, *CRF*, es una función de la vida del catalizador o del equipo (típicamente 2 años y 10 años, respectivamente) y del costo de la oportunidad del capital (v.g., la tasa de interés). Por ejemplo, para una vida del equipo de 10 años y 7% de tasa de interés, $CRF = 0.1424$.

Table 2.11: Caida de Presion Tipica en Equipo Seleccionado

Tipo de Equipo	Recuperacion de Energia, %	DP, in. H ₂ O
Incinerador Termico	0	4
Incinerador Catalitico de Lecho fijo	0	6
Incinerador Catalitico de Lecho fluido	0	6-10
Intercambiadores de Calor	35	4
Intercambiadores de Calor	50	8
Intercambiadores de Calor	70	15

del ejemplo, el catalizador es a base de óxido metálico porque el gas residual contiene compuestos clorados. Supondremos una vida del catalizador de dos años. Conociendo que el volumen del catalizador es 39 ft^3 y utilizando un costo de $\$650/\text{ft}^3$ y un factor de recuperación de capital de 0.5531 (Una vida de 2 años con interés del 7%), el gasto anual para el catalizador de repuesto es el siguiente:

$$\text{Costo de Electricidad (Termica)} = 77.4 \text{ kW} \times 8,000 \frac{\text{horas}}{\text{anual}} \times \frac{\$0.059}{\text{kWh}} = \$36,500 \text{ per yr}$$

(El factor de “1.08” cubre el flete y el impuesto sobre venta del catalizador de repuesto)

Para calcular el costo anual del combustible o de la electricidad, multiplique la tasa de consumo de combustible (*scfm*) o la tasa de consumo de electricidad (kW), por las horas totales de operación al año (v.g., 333 d/año x 24 h/d = 8,000 h/año) y por el costo unitario apropiado (v.g., $\$/\text{scfm}$ para el combustible y $\$/\text{kWh}$ para la electricidad).

Para los casos de ejemplo, los costos del combustible pueden calcularse de las tasas de consumo de combustible y del costo unitario del gas natural de $\$0.00330/\text{scf}$. Para el ejemplo del incinerador térmico, el costo anual del combustible se calcula como sigue:

$$\text{Costo de Electricidad (Catalitico)} = 93.7 \text{ kW} \times 8,000 \frac{\text{horas}}{\text{anual}} \times \frac{\$0.059}{\text{kWh}} = \$44,200 \text{ per yr}$$

Para el ejemplo del incinerador catalítico, el costo anual del combustible se encuentra similarmente:

$$\text{Costo Anual del Combustible, Catalítico} = \$63,400 \text{ por año}$$

La mano de obra de operación y de mantenimiento se estima como 0.5 horas por cada turno de 8 horas, la mano de obra de supervisión como 15% de la mano de obra de operación y los materiales de mantenimiento como 100% de la mano de obra de mantenimiento.

2.5.2.2 Costos Indirectos Anuales

Los costos indirectos (fijos) anuales incluyen la recuperación del capital, otros gastos e impuestos prediales, seguros y cargos administrativos (*G&A*). Los últimos de estos tres pueden estimarse como 1%, 1% y 2% de la inversión de capital total respectivamente. El costo de recuperación del capital del sistema está basado en una estimación de la vida del equipo de 10 años (Ver Sección 1.2 para una discusión completa del costo de recuperación del capital y las variables que lo determinan). El costo de recuperación del capital del sistema es el producto del *capital recovery factor - CRF* (factor de recuperación de capital) del sistema y de la *total capital investment - TCI* (inversión de capital total), menos el costo de compra del catalizador ($C_{cat} \times 1.08$ donde 1.08 es para fletes e impuestos sobre venta). Estos valores calculados para el ejemplo están dados en la Tabla 2.1.

2.5.3 Comparación de Costos para el Caso del Ejemplo

La corriente de COV de ejemplo definida en la Sección 2.4.1 sirve para ilustrar algunas características típicas de los sistemas térmicos y catalíticos. Los costos totales anuales mostrados en la Tabla 2.10 muestran que los costos del combustible auxiliar del sistema catalítico son significativamente menores que los de la unidad térmica. La disparidad es suficiente para compensar los costos de capital más altos del incinerador catalítico a lo largo de los 10 años supuestos de vida de estas unidades. Los dos factores que deben notarse en la comparación de estos sistemas son: (1) El nivel de destrucción de 98 por ciento logrado por el incinerador térmico, puede ser difícil de alcanzar por el sistema catalítico (esto puede ser importante en ambos casos) y, (2) la corriente residual de ejemplo es de un valor calorífico particularmente bajo (4 Btu/scf), lo cual favorece al sistema catalítico debido a los bajos requerimientos de combustible auxiliar.

2.6 Reconocimientos

Los autores reconocen agradecidamente a las siguientes compañías por contribuir con datos para este capítulo:

- Peabody Engineering (Stamford, CT)
- Combustion Engineering - Air Preheater, Inc. (Wellsville, NY)
- TEC Systems, Inc. (DePere, WI)
- Air Research, Inc. (ARI) (Palatine, IL)

- Energy Development Associates (EDA) (Itasca, IL)
- Pillar Technologies, Inc. (Hartland, WI)
- Huntington Energy Systems, Inc. (Union, NJ)
- Regenerative Environmental Equipment Co. (REECO) (Morris Plains, NJ)
- Englehard Corp. (Edison, NJ)

Referencias

- [66] *Prudent Practices for Disposal of Chemicals from Laboratories*, National Academy Press, Washington, D.C., 1983.
- [67] *Memorandum from Mascone*, D.C., EPA, OAQPS, to Farmer, J. R., OAQPS, EPA, June 11, 1980, Thermal Incinerator Performance for NSPS.
- [68] *Memorandum from Mascone*, D.C., EPA, OAQPS, to Farmer, J. R., OAQPS, EPA, July 22, 1980, Thermal Incinerator Performance for NSPS, Addendum.
- [69] *Memorandum from Mascone*, D.C., EPA, OAQPS, to Farmer, J. R., OAQPS, EPA, August 22, 1980, Thermal Incinerators and Flares.
- [70] *Letter from Thomas Schmidt* (ARI International, Palatine, IL) to William M. Vatauvuk (EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), August 16, 1989.
- [71] Weldon, J. and S. M. Senkan, *Combustion Sci. Technol.*, 1986, 47.
- [72] Manning, P., *Hazard Waste*, 1984, 1(1).
- [73] Pope, D., Walker, D. S., Moss, R. L., *Atmos. Environ.*, 1976, 10.
- [74] Musick, J. K., and F. W. Williams, *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.*, 1974, 13(3).
- [75] *Letter from Robert M. Yarrington* (Englehard Corporation, Edison, NJ) to William M. Vatauvuk (EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), August 14, 1989.
- [76] *Personal Communication from Bill Sheffer* (ARI, Inc., Palatine, IL) to Donald R. van der Vaart (RTI, Research Triangle Park, NC), March 30, 1988.
- [77] *Personal Communication from Ralph Stettenbenz* (Combustion Engineering, Air Preheater, Inc., Wellsville, NY) to Donald R. van der Vaart (RTI, Research Triangle Park, NC), March 23, 1988.
- [78] Grelecki, C., *Fundamentals of Fire and Explosion Hazards Evaluation*, AIChE Today Series, New York, 1976.
- [79] Weast, R.C. (ed.), *CRC Handbook of Chemistry and Physics*, 49th ed., CRC Press, Cleveland, Ohio, 1968.
- [80] Perry, R. H. and C. H. Chilton(eds.), *Chemical Engineers Handbook*, 5th ed., McGraw-Hill, New York, NY 1973.

- [81] *Personal Communication from Robert Yarrington* (Englehard Corp., Edison, NJ) to William M. Vatavuk (EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), June 6, 1989.
- [82] *Personal communication from Gary Masonick* (Goal Line Environmental Technologies) to Janet D. Groeber (SAIC, Cincinnati, OH), September 29, 1999.
- [83] *Personal communication from Gary Raemheld* (Goenergy, Kent, WA) to Janet D. Groeber (SAIC, Cincinnati, OH), September 28, 1999.
- [84] *Personal communication from John Wilke* (CVM Corp., Wilmington, DE) to Janet D. Groeber (SAIC, Cincinnati, OH), September 29, 1999.
- [85] *Personal Communication from Thomas Schmidt* (ARI International, Palatine, IL) to William M. Vatavuk (EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), June 7, 1989.
- [86] Githens, R. E. and D. M. Sowards, *Catalytic Oxidation of Hydrocarbon Fumes*, PB-299 132, National Technical Information Service, Springfield, VA.
- [87] *Personal Communication from Andrew Jones* (Energy Development Associates, Itasca, IL) to Donald R. van der Vaart (RTI, Research Triangle Park, NC), March 4, 1988.
- [88] *Personal Communication from C. L. Bumford* (Peabody Engineering, Stamford, CT) to Donald R. van der Vaart (RTI, Research Triangle Park, NC), March 28, 1988.
- [89] *Personal Communication from C. M. Martinson* (TEC Systems, DePere, WI) to Donald R. van der Vaart (RTI, Research Triangle Park, NC), March 28, 1988.
- [90] *Personal Communication from Ronald J. Renko* (Huntington Energy Systems, Inc., Union, NJ) to Donald R. van der Vaart (RTI, Research Triangle Park, NC), March 16, 1988.
- [91] *Personal Communication from James H. Mueller* (Regenerative Environmental Equipment Co., Inc., Morris Plains, NJ) to Donald R. van der Vaart (RTI, Research Triangle Park, NC), January 13, 1988.
- [92] *Personal Communication from Robert Hablewitz* (Pillar Technologies, Hartland, WI) to Donald R. van der Vaart (RTI, Research Triangle Park, NC), March 20, 1988.
- [93] Kobe, K. A. and associates, "Thermochemistry for the Petrochemical Industry", *Petroleum Refiner*, Jan. 1949 through Nov. 1954.
- [94] *Letter from William M. Vatavuk* (EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC) to Gerald Schrubba (Salem Engelhard, South Lyon, MI), September 22, 1992.
- [95] *Letter from William M. Vatavuk* (EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC) to Rod Pennington (REECO/Research Cottrell, Somerville, NJ), September 22, 1992.

Apéndice A

Propiedades de Compuestos Seleccionados

Tabla 2.12: Límites of Flamabilidad de Compuestos Orgánicos en en Aire a Presión Atmosférica y Temperatura Ambiente

Compound	Molecular Weight	LEL^a (volume %)	UEL^b (volume %)
Metano	16.04	5.00	15.00
Etano	30.07	3.00	12.50
Propano	44.09	2.12	9.35
Butano	58.12	1.86	8.41
Pentano	72.15	1.40	7.80
Hexano	86.17	1.18	7.40
Octano	114.23	0.95	
Nonano	128.25	0.83	
Decano	142.28	0.77	
Etileno	28.05	2.75	28.60
Propileno	42.08	2.00	11.10
Acetileno	26.04	2.50	80.00
Ciclohexano	84.16	1.26	7.75
Benceno	78.11	1.40	7.10
Tolueno	92.13	1.27	6.75

^a Limite Inferior de Explosividad

^b Limite Superior de Explosividad

Tabla 2.13: Capacidades Caloríficas Molares de Gases a Presión Cero [90]

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 ; T \text{ in } ^\circ\text{K}$$

$$C_{pm} = \frac{\int_{T_1}^{T_2} C_p dT}{(T_2 - T_1)}$$

$$C_p \text{ in calories / g - moles } ^\circ\text{K Btu / lb - mole } ^\circ\text{R}$$

Compuesto	a	b x 10 ²	c x 10 ⁶	d x 10 ¹⁰	Rango de Temperatura (°K)
Metano	4.750	1.200	0.3030	-2.630	273-1500
Etano	1.648	4.124	-1.530	1.740	273-1500
Propano	-0.966	7.279	-3.755	7.580	273-1500
Butano	0.945	8.873	-4.380	8.360	273-1500
Pentano	1.618	10.85	-5.365	10.10	273-1500
Hexano	1.657	13.19	-6.844	13.78	273-1500
Ciclopentano	-12.957	13.087	-7.447	16.41	273-1500
Ciclohexano	-15.935	16.454	-9.203	19.27	273-1500
Benceno	-8.650	11.578	-7.540	18.54	273-1500
Tolueno	-8.213	13.357	-8.230	19.20	273-1500
Nitrogeno	6.903	-0.037553	0.1930	-0.6861	273-1500
Oxigeno	6.085	0.3631	-0.1709	0.3133	273-1500
Aire	6.713	0.04697	0.1147	-0.4696	273-1500
Dioxido de Carbono	5.316	1.4285	-0.8362	1.784	273-1500

Tabla 2.14: Calores de Combustión de Compuestos Orgánicos Gaseosos Selectos, Δh_c , a 25oC y Presión constante Para formar agua en fase gas y dióxido de carbón [80]

Compuesto	Peso Molecular	(cal/g)	$-\Delta h_c$	(Btu por lb)
Metano	16.04	11,953.3		21,502
Etano	30.07	11,349.6		20,416
Propano	44.09	11,079.2		19,929
Butano	58.12	10,932.3		19,665
Pentano	72.15	10,839.7		19,499
Hexano	86.17	10,780.0		19,391
Octano	114.23	10,737.2		19,256
Nonano	128.25	10,680.0		19,211
Decano	142.28	10,659.7		19,175
Etileno	28.05	11,271.7		20,276
Propileno	42.08	10,942.3		19,683
Acetileno	26.04	10,476.7		19,001
Ciclohexano	84.16	9,698.4		19,846
Benceno	78.11	9,698.4		17,446
Tolueno	92.13	9,784.7		17,601

Apéndice B

Procedimiento de Diseño para Incineradores Térmicos No Recuperativos

No todos los incineradores térmicos están equipados con intercambiadores de calor recuperativos para transferir energía desde la corriente del gas de combustión a la corriente de gas residual de entrada. Estas unidades no recuperativas utilizan otros mecanismos para la recuperación de energía del gas de combustión. Uno de estos tipos es el incinerador *regenerativo*. Tal como se discutió en la Sección 2.2.1 titulada *Incineradores Regenerativos*, un incinerador regenerativo logra la recuperación de energía transportando el gas de combustión a través de un lecho de cerámica, el cual captura una porción de la entalpía de la corriente. Después de que se le acopla un mecanismo desviador, el gas residual de entrada pasa a través de este lecho caliente y es calentado hasta su temperatura de ignición. Este proceso se ilustra en la Figura 2.2.

Mientras que para un intercambiador de calor regenerativo podemos determinar con bastante exactitud las temperaturas de las corrientes entrante y saliente, no siempre podemos hacerlo para un lecho incinerador regenerativo. Por una razón, estos lechos no se comportan como intercambiadores de calor típicos. Los perfiles de temperatura del lecho frecuentemente son difíciles de predecir. Más importante, debido a que los incineradores regenerativos *no* operan a condiciones de estado estable, las temperaturas dentro de los lechos y en muchas otras partes de la unidad varían con el tiempo. Por esa razón, es más conveniente ver a todo el incinerador regenerativo como una “caja negra” hacia dentro de la cual fluyen el gas residual y el combustible auxiliar y desde la cual emana el gas de combustión. Alrededor de esta caja negra podemos hacer balances de masa y energía. De esta manera, no hacemos ninguna suposición acerca de lo que ocurre *dentro* del incinerador con relación a la temperatura, las razones de flujo u otros parámetros de la corriente.

Sin embargo, para determinar el requerimiento de combustible auxiliar para incineradores regenerativos vía el procedimiento mostrado en este apéndice, tenemos que hacer dos suposiciones claves: (1) las temperaturas y razones de flujo de todas las corrientes entrando y saliendo del incinerador están en estado estable y, (2) la temperatura de combustión (y por inferencia, la fracción de pérdida de calor), también son constantes. Las otras suposiciones serán tratadas en los siguientes pasos de diseño:

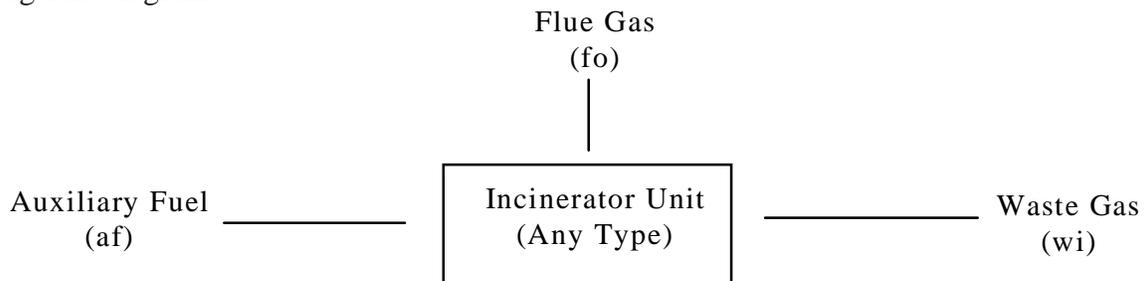
Pasos 1 a 4: Estos son los mismos que aquellos para los incineradores térmicos y catalíticos. (Vea Sección 2.4.1.)

Paso 5t - Establecer la temperatura de operación del incinerador: Debido a que sus diseños son más resistentes a los esfuerzos térmicos y porque pueden alcanzar recuperaciones de calor muy altas, los incineradores regenerativos usualmente son operados a temperaturas más altas que las unidades recuperativas. Consecuentemente, se logran eficiencias de destrucción de COV más altas. Las temperaturas de operación de 1,800 a 2,000 °F son típicas.

Paso 6t - Calcular la temperatura del gas residual a la salida del precalentador: Tal como se explicó anteriormente, los incineradores regenerativos no emplean precalentadores. El

precalentamiento es hecho por y dentro de los lechos de cerámica. Más aún, debido a que los balances de masa y energía son hechos alrededor de toda la unidad, no necesitamos conocer la temperatura del gas residual precalentado para calcular el requerimiento de combustible auxiliar.

Paso 7t - Calcular el requerimiento de combustible auxiliar, Q_{af} : Debido a que un incinerador regenerativo recupera casi toda la energía del gas de combustión, su requerimiento de combustible auxiliar usualmente es menor que para un incinerador recuperativo. Sin embargo, tal como se discutió antes, este requerimiento de combustible es determinado vía balances de masa y energía tomados alrededor de toda la unidad, y no solo de la cámara de combustión. Considere el siguiente diagrama:



Tomando balances de masa y energía alrededor del incinerador, obtenemos lo siguiente:

Balance de masa:

Masa que entra = Masa de salida

Masa del combustible + Masa del gas residual = Masa del gas de combustión

$$\rho_{af} Q_{af} + \rho_{wi} Q_{wi} = \rho_{fo} Q_{fo}$$

Balance de energía:

Enseguida, tomamos un balance de energía alrededor de la unidad del incinerador:

Energía que entra - Energía que sale + Energía generada = 0

Los términos de la ecuación del balance de energía son las entalpías del gas residual entrante y del gas de combustión saliente (H_{wi} y H_{fo} , respectivamente), la pérdida de energía (H_L), y los contenidos de COV del gas residual y calorífico del combustible (gas natural) (H_{cwi} y H_{caf} , a su vez):

$$H_{wi} - (H_{fo} + H_L) + (H_{cwi} + H_{caf}) = 0$$

Las variables incluidas en cada uno de los términos en esta ecuación del balance de energía están listadas en la Tabla 2.6. Son las siguientes:

$$H_{wi} = \rho_{wi} Q_{wi} C_{pmwi} (T_{wi} - T_{ref})$$

$$H_{fo} = \rho_{fo} Q_{fo} C_{pmfo} (T_{fo} - T_{ref})$$

$$H_L = \eta \rho_{fi} Q_{fi} C_{pmfi} (T_{fi} - T_{ref})$$

$$H_{cwi} = \rho_{wi} Q_{wi} (-\Delta h_{cwi})$$

$$H_{caf} = \rho_{af} Q_{af} (-\Delta h_{caf})$$

donde

η = pérdida de energía desde la cámara de combustión (fraccional)

T_{fi} = temperatura de combustión (°F)

A continuación sustituimos estas variables en la Ecuación 2.51 y resolvemos para la proporción masa del combustible ($\rho_{af} Q_{af}$). Al hacer esto, hacemos las siguientes suposiciones:

- Las corrientes que fluyen hacia y desde el incinerador están a **condiciones de estado estable**.
- Los requerimientos de aire auxiliar son cero.
- Las temperaturas del ambiente, de referencia y de entrada del combustible son iguales (77 °F). (Esta suposición resulta en que la corriente de combustible entrante tenga entalpía cero).
- Las capacidades caloríficas de las corrientes de gas hacia y desde la unidad son aproximadamente las mismas, independientemente de la *composición*.
- Las capacidades caloríficas *medias* de las corrientes arriba de la *reference temperature* - T_{ref} (temperatura de referencia), (77 °F) son aproximadamente iguales, independientemente de la *temperatura*. Aún más, la capacidad calorífica de la corriente de gas residual/gas de combustión entrando/saliendo del incinerador es evaluada al promedio de las temperaturas de entrada (T_{wi}) y de combustión (T_{fi}). Esto es, $C_{pmwi} = C_{pmfi} = C_{pmfo} = C_{pm}$.

de transferencia de calor. Segundo, debido a que las unidades regenerativas están recubiertas con cerámica, están mejor aisladas que los incineradores recuperativos.

Para ganar una estimación de esta fracción de pérdida de calor, hicimos contacto con dos proveedores de incineradores regenerativos. [94,95] En base a los datos de pérdidas de calor que nos proporcionaron, calculamos valores que variaron desde 0.002 hasta 0.015 (0.2 a 1.5%). Estos valores variaron de acuerdo a la configuración del incinerador (vertical u horizontal), la razón de flujo del gas residual, la temperatura ambiente y la velocidad del viento.

Paso 8t - Verificar que el requerimiento del combustible auxiliar es suficiente para estabilizar la flama del quemador: Tal como se explicó en la Sección 2.4.2, solo una pequeña cantidad (< 5% de la entrada total de energía), es necesaria para estabilizar la flama del quemador. Con los incineradores recuperativos, el requerimiento de combustible auxiliar usualmente es mucho mayor que el requerimiento de estabilización del quemador, así que esta restricción rara vez entra en juego. Con los incineradores regenerativos sin embargo, el requerimiento de combustible auxiliar puede ser tan bajo o más bajo que el combustible necesario para estabilizar el quemador. Por lo tanto, es importante comparar estos requerimientos. Esta comparación se hace vía las Ecuaciones 2.22 y 2.23. Si el combustible auxiliar es menos, el requerimiento mínimo de combustible sería establecido a 5% de la entrada total de energía.

Paso 9t - Calcular la razón de flujo volumétrico del gas de combustión, Q_{fi} : Al igual que en los incineradores térmicos recuperativos, la razón de flujo del gas de combustión en el incinerador regenerativo es la proporción utilizada para el diseño del tamaño y costo de la unidad, medida a condiciones estándares (1 atmósfera y 77°F), Q_{fi} es la suma de las razones de flujo del gas residual de entrada (Q_{wi}) y del combustible (Q_{af}). Pero, puesto que para unidades regenerativas Q_{af} es pequeña comparada con Q_{wi} , las razones de flujo del gas residual y del gas de combustión deben ser virtualmente idénticas.

Sección 4

Controles de NO_x

Daniel C. Mussatti
Innovative Strategies and Economics Group
Grupo de Economía y Estrategias Innovadoras
Air Quality Strategies and Standards Division
División de Estrategias y Normas de la Calidad del Aire
Office of Air Quality Planning and Standards
Oficina de Planeación y Normas de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Octubre del 2000

Sección 4.1

Controles de NO_x en La Combustion

Nueva Sección Planeada

Sección 4.2

Controles de NO_x Post-Combustion

Daniel C. Mussatti
Innovative Strategies and Economics Group
Grupo de Economía y Estrategias
Air Quality Strategies and Standards Division
División de Estrategias y Normas de la Calidad del Aire
Office of Air Quality Planning and Standards
Oficina de Planeación y Normas de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Ravi Srivastava
Office of Research and Development
Oficina de Investigación y Desarrollo
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Octubre del 2000

Introducción

Los óxidos de nitrógeno (NO_x) son contaminantes gaseosos que se forman principalmente a través de procesos de combustión. Mientras que el gas de combustión se encuentra dentro de la unidad de combustión, cerca del 95% del NO_x existe en forma de óxido nítrico (NO). El resto es dióxido de nitrógeno (NO_2), el cual es inestable a altas temperaturas. Una vez que el gas de combustión es emitido a la atmósfera, la mayor parte del NO_x es finalmente convertido a NO_2 . El NO_x en la atmósfera reacciona en presencia de la luz solar para formar ozono (O_3), uno de los contaminantes criterios para el que se han establecido *National Ambient Air Quality Standards* (Normas Nacionales de la Calidad del Aire Ambiental) en base a efectos en la salud. Puesto que la formación del ozono requiere de luz solar y altas temperaturas, la formación de ozono es mayor en los meses del verano.

El NO_x se genera de una de tres formas; NO_x combustible; NO_x termal y *prompt* NO_x (NO_x inmediato). El NO_x combustible es producido por la oxidación del nitrógeno en la fuente del combustible. La combustión de combustibles con alto contenido de nitrógeno, tales como el carbón y los aceites residuales, produce mayores cantidades de NO_x que aquellos con bajo contenido de nitrógeno, tales como aceite destilado y gas natural. El NO_x termal se forma por la fijación de nitrógeno y oxígeno molecular a temperaturas mayores a 3600°F (2000°C). El NO_x inmediato se forma de la oxidación de radicales de hidrocarburos cerca de la flama de la combustión y produce una cantidad insignificante de NO_x .

La *Selective Noncatalytic Reduction - SNCR* (Reducción No Catalítica Selectiva) y la *Selective Catalytic Reduction - SCR* (Reducción Catalítica Selectiva), son tecnologías de control post-combustión, basadas en la reducción química de los óxidos de nitrógeno (NO_x) a nitrógeno molecular (N_2) y vapor de agua (H_2O). La diferencia primordial entre las dos tecnologías es que la *SCR* utiliza un catalizador para aumentar la eficiencia de remoción de NO_x , lo que permite que el proceso ocurra a bajas temperaturas. Las tecnologías pueden usarse separadamente o en combinación con otras tecnologías de control de NO_x , *low NO_x burners - LNB* (quemadores de bajo NO_x) y *natural gas reburn - NGR* (requemado de gas natural). *SNCR* y *SCR* pueden diseñarse para proporcionar reducciones de NO_x todo el año o solamente durante los meses del verano, cuando es mayor la preocupación por el ozono.

Esta sección presenta especificaciones de diseño y una metodología de estimación de costos para aplicaciones *SNCR* y *SCR* en calderas industriales grandes (mayores que 250 MMBtu/hr). Su principal propósito es presentar costos estimados a nivel estudio. Estos estimados puede utilizarse para comparar los costos aproximados de *SNCR*, *SCR* y de tecnologías alternas de control de NO_x . La metodología de costeo se basa en estimaciones de costo para aplicaciones *SNCR* y *SCR* en calderas de servicios, por la *Office of Research and Development* (Oficina de Investigación y Desarrollo), de la *U.S. Environmental Protection Agency* (Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU) en Research Triangle Park, NC.

Como un prelude a la metodología de costos, la sección describe el proceso químico, los parámetros de desempeño y los componentes del sistema para *SNCR* y *SCR*. Además, se presentan los impactos al desempeño de las calderas y a las operaciones de los establecimientos, resultantes de la instalación de *SNCR* y *SCR*. La sección también estima importantes parámetros fundamentales de diseño, incluyendo la *normalized stoichiometric ratio* (relación estequiométrica normalizada), el volumen del catalizador y el consumo de reactivo. Finalmente, presenta suposiciones y ecuaciones para estimar costos de capital, costos anuales de operación y de mantenimiento y *annualized costs* (costos anualizados). La *SNCR* y la *SCR* se discuten en capítulos separados, sin embargo, el capítulo sobre *SCR* se construye a partir de conceptos discutidos en el capítulo de la *SNCR*.

La información sobre aspectos claves del diseño de sistemas *SNCR* y *SCR*, es considerada patentada por los proveedores, incluyendo los métodos para la estimación de ciertos parámetros y costos de diseño. Esta información no está disponible para desarrollar metodologías de costos para *SNCR* y *SCR*. Para obtener estimaciones de los parámetros y costos de diseño patentados, es necesario desarrollar correlaciones matemáticas a partir de datos disponibles, utilizando técnicas de regresión y de ajuste de curvas. Estas expresiones están derivadas por Bechtel en la Referencias [1,2,3, and 4], a partir de datos de desempeño, documentados y completos, y costos de *SNCR* y *SCR*, en base a cotizaciones proporcionados por proveedores y establecimientos.

Capítulo 1

Reducción Selectiva No Catalítica - *SNCR*

Daniel C. Mussatti

Innovative Strategies and Economics Group
Grupo de Economía y Estrategias Innovadoras
Air Quality Strategies and Standards Division
División de Estrategias y Normas de la Calidad del Aire
Office of Air Quality Planning and Standards
Oficina de Planeación y Normas de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Ravi Srivastava

Office of Research and Development
Oficina de Investigación y Desarrollo
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Paula M. Hemmer y Randy Straight
E. H. Pechan & Associates, Inc.
3622 Lyckan Parkway, Suite 2002
Durham, NC 27707

Octubre del 2000

Contenido

1.1	Introducción	1-3
1.2	Descripción del Proceso	1-4
1.2.1	Química de la Reducción	1-5
1.2.2	Reactivos	1-6
1.2.3	Parámetros de Desempeño de la SNCR	1-8
1.2.4	Sistema SNCR	1-15
1.2.5	Otras Consideraciones	1-22
1.3	Parámetros de Diseño	1-25
1.3.1	Parámetros de Diseño para Estimaciones a Nivel Estudio	1-25
1.3.2	Parámetros de Diseño para Especificaciones Detalladas/De Desempeño	1-31
1.4	Análisis de Costos	1-34
1.4.1	Inversión de Capital Total	1-35
1.4.2	Costos Totales Anuales	1-36
1.5	Problema de Ejemplo	1-42
1.5.1	Ejemplo de Parámetro de Diseño	1-42
1.5.2	Ejemplo de Estimación de Costos	1-45
	Referencias	1-49

1.1 Introducción

La *SNCR* está siendo utilizada actualmente para el control de emisiones de NO_x en calderas industriales, generadores de vapor de servicio eléctrico, incineradores térmicos y establecimientos de recuperación de energía de residuos sólidos municipales. Su uso en calderas de servicios ha estado limitada generalmente a unidades con salida de menos de 3,100 *MMBtu*, pero las aplicaciones a gran escala de *SNCR* han sido probadas exitosamente, tal como en la Unidad 1 de la Planta Cardinal (*Cardinal Plant Unit 1*), una caldera de servicios de 600 MW (5,700 *MMBtu/hr*) localizada en Brilliant, Ohio [11]. La *SNCR* puede ser aplicada como control único de NO_x o con otras tecnologías, tales como los controles de combustión. El sistema *SNCR* puede diseñarse para operaciones estacionales o para todo el año.

La *SNCR* puede lograr eficiencias de reducción de NO_x de hasta 75 por ciento (%) en ciertas demostraciones a corto plazo [5]. En aplicaciones típicas de campo, sin embargo, proporciona reducciones de NO_x de 30% a 50%. Se han reportado reducciones de hasta 65% para algunas aplicaciones de campo de *SNCR* en serie con equipo de control de la combustión, tales como quemadores de bajo NO_x (*LNB*) [11]. Los sistemas *SNCR* aplicados a unidades grandes de combustión (mayores que 3,000 *MMBtu/hr*), tienen típicamente, eficiencias de reducción de NO_x más bajas (menos de 40%), debido a limitaciones de mezclado [11]. La Figura 1.1 presenta la eficiencia de reducción de NO_x de la *SNCR* para varios tamaños de calderas de servicios.

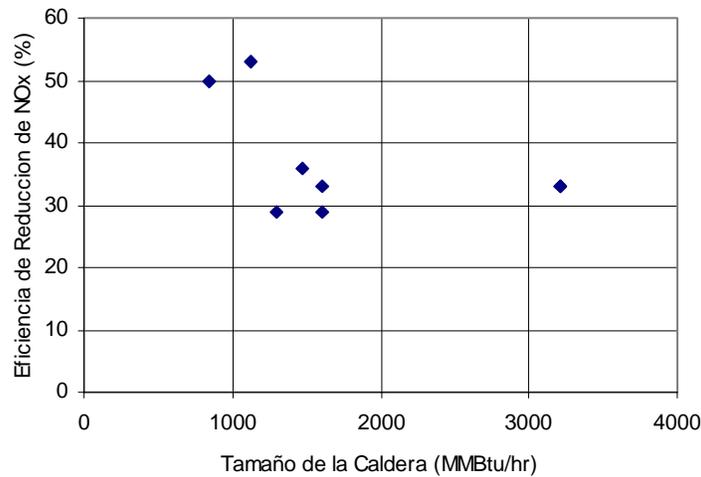


Figura 1.1: Eficiencia de Reducción de NO_x de *SNCR* para Varios Tamaños de Calderas de Servicios. [8]

La ferretería asociada con una instalación *SNCR* es relativamente simple y está fácilmente

disponible. Consecuentemente, las aplicaciones *SNCR* tienden a tener costos de capital bajos comparados con las *LNB* y *SCR*. La instalación del equipo *SNCR* requiere de un mínimo de tiempo de paro. Aunque simple en concepto, en la práctica es un reto diseñar un sistema *SNCR* que sea confiable, económico, simple de controlar y que cumpla con otros criterios técnicos, ambientales y regulatorios. La aplicación práctica de la *SNCR* está limitada por el diseño y condiciones de operación de la caldera.

Los algoritmos para estimaciones de costos en este reporte, están basados en aplicaciones de *SNCR* reconvertidas de calderas a carbón existentes, de fondo seco, de pared de fuego y extracción tangencial balanceada. Hay poca diferencia entre el costo de reconvertir a *SNCR* una caldera existente y de la instalación de *SNCR* en una caldera nueva. [10]. Por lo tanto, el procedimiento de estimación de costos es adecuado para aplicaciones de reconversión a *SNCR* o en calderas nuevas, para todos los tipos de calderas de servicio eléctrico a carbón y calderas industriales grandes.

1.2 Descripción del Proceso

La *SNCR* está basada en la reducción química de la molécula de NO_x a nitrógeno molecular (N_2) y vapor de agua (H_2O). Un agente reductor con base en nitrógeno (reactivo), tal como amoníaco o urea, es inyectado en el gas después de la combustión. El reactivo puede reaccionar con un número de componentes del gas de combustión. Sin embargo, la reacción de reducción de NO_x se favorece sobre otros procesos de reacción química en un rango específico de temperatura y en presencia de oxígeno, por lo tanto, se considera un proceso químico selectivo.

El proceso de *SNCR* ocurre dentro de la unidad de combustión, la cual actúa como la cámara de reacción. La Figura 1.2 muestra un esquema del interior de una caldera con *SNCR*. El reactivo es inyectado en el gas de combustión, a través de boquillas montadas en la pared de la unidad de combustión. Las boquillas de inyección están localizadas generalmente en el área de post-combustión, el área superior del horno y de los pasos convectivos. La inyección causa mezclado del reactivo y el gas de combustión. El calor de la caldera proporciona la energía para la reacción de reducción. Las moléculas de NO_x son reducidas y el gas de combustión que reaccionó sale entonces de la caldera. En la siguiente sección se proporcionan más detalles del equipo y proceso *SNCR*.

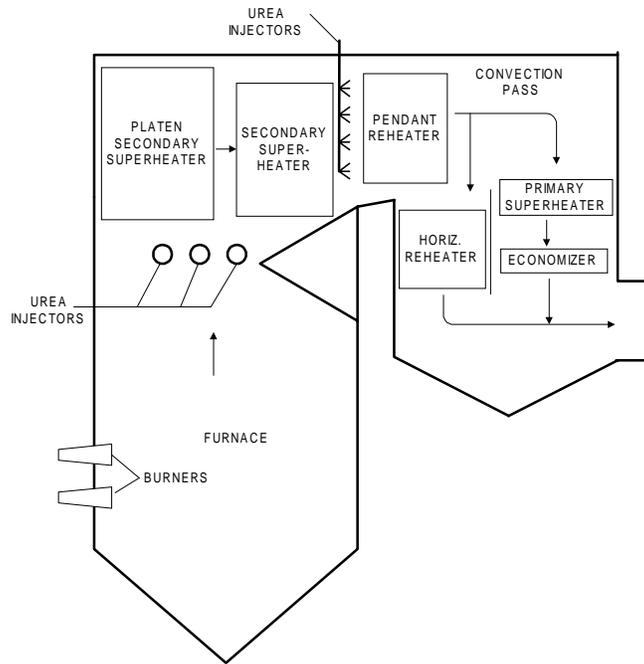
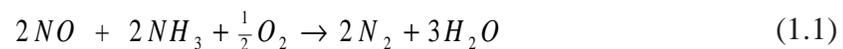


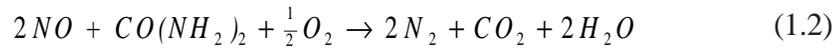
Figura 1.2. Configuración de la Ruta del Gas en la Caldera

1.2.1 Química de la Reducción

La *SNCR* es un proceso químico relativamente simple. El proceso comienza con un reactivo en base a amoníaco, amoníaco (NH_3) o urea ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$), siendo vaporizado, ya sea antes de la inyección por un vaporizador o después de la inyección por el calor de la caldera. Dentro del rango de temperatura apropiado, la urea o el amoníaco en fase gas se descomponen entonces en radicales libres, incluyendo NH_3 y NH_2 . Después de una serie de reacciones, los radicales del amoníaco entran en contacto con el NO_x y lo reducen a N_2 y H_2O . La representación global de estas reacciones está dada a continuación para ambos, la urea y el amoníaco. Nótese que el NO_x está representado como NO , puesto que es la forma predominante de NO_x dentro de la caldera. La ecuación de la reacción del amoníaco está dada por:



La reacción para la urea está dada por:



El principal subproducto formado durante la *SNCR* ya sea con urea o con amoníaco, es el óxido nitroso (N_2O). El N_2O es un abatidor del ozono y un gas de efecto invernadero, pero actualmente no está regulado. La reducción en base a urea genera significativamente más N_2O que los sistemas en base a amoníaco. Hasta el 30% del NO_x puede ser transformado en N_2O . Se dispone de aditivos patentados para el proceso *SNCR* en base a urea, para reducir la formación de N_2O . [10]

1.2.2 Reactivos

Ambos, el amoníaco y la urea, han sido empleados exitosamente como reactivos. El costo del reactivo es una gran porción de los costos anuales de operación de un sistema *SNCR*. El amoníaco es generalmente menos caro que la urea. Sin embargo, la selección de un reactivo se basa no sólo en el costo, sino en las propiedades físicas y en consideraciones de operación. Las propiedades de la urea y del amoníaco en soluciones acuosas se muestran en la Tabla 1.1.

El amoníaco puede utilizarse ya sea en solución acuosa o en forma anhidrida. El amoníaco anhidrido es un gas a temperatura atmosférica normal. Debe ser transportado y almacenado a presión, lo cual presenta cuestiones de seguridad. El amoníaco en fase acuosa es transportado y almacenado generalmente con concentración de 29.4% de amoníaco en agua. A concentraciones superiores a 28%, el almacenamiento del amoníaco puede requerir de un permiso, por lo tanto, algunas aplicaciones recientes de *SNCR* están utilizando una solución al 19% [1]. Al disminuir la concentración, sin embargo, aumenta el volumen requerido de almacenamiento. El amoníaco es inyectado generalmente como un vapor. Para proporcionar suficiente vapor de amoníaco a los inyectores, se requiere de un vaporizador, aún cuando la solución al 29.4% tiene una presión de vapor sustancial a temperaturas normales del aire. El equipo del sistema de inyección para sistemas de vapor es más complicado y más caro que el equipo para sistemas acuosos (Véase la Sección 1.2.4 Sistema *SNCR*).

La urea es utilizada generalmente en una solución acuosa al 50%. [1]. A esta concentración, la solución de urea debe calentarse y circularse en climas fríos debido a su bajo punto de congelamiento, $17.8^\circ C$ ($64^\circ F$). Se dispone de soluciones de urea con concentraciones más altas, las cuales reducen el volumen de almacenamiento pero requieren de calentamiento extensivo para prevenir congelamiento. La urea es inyectada en la caldera

Tabla 1.1: Propiedades de los Reactivos Urea y Amoníaco [6]

Propiedad	Solución de Urea	Solución de Amoníaco
Fórmula química	CO(NH ₂) ₂	NH ₃
Peso molecular del reactivo	60.06	17.03
Líquido o gas a temperatura normal del aire	Líquido	Líquido
Concentración del reactivo, normalmente proporcionada	50% en peso	29.4% en peso
Relación de NH ₃ a la solución	28.3% en peso de NH ₃	29.4% en peso de NH ₃
Densidad de la solución @ 60 °F (58 lb/ft ³ para 19%)	71 lb/ft ³	56 lb/ft ³
Presión de vapor @ 80 °F	< 1 psia	13.9 psia [8]
Temperatura de cristalización	64 °F	-110 °F
Limites de inflamabilidad en aire	No-inflamable	Límite inferior de explosividad (<i>Lower explosion limit</i>) = 16% NH ₃ en volumen; Límite superior de explosividad (<i>Upper explosion limit</i>) = 25% NH ₃ en volumen.
Valor del umbral límite (<i>Threshold limit value</i>) (efectos a la salud)	No especificado	25 ppm
Olor	Ligero (como amoníaco)	Olor picante @ 5 ppm o más
Materiales aceptables para almacenamiento	Plástico, acero, o acero inoxidable (no cobre ni aleaciones ni uniones de zinc o aluminio)	Tanque de acero, capaz de de cobre manejar al menos 25 psig de presión (no cobre ni aleaciones de cobre, etc.)

como una solución acuosa y vaporizada por el calor de la caldera. La urea puede también ser transportada en forma de pastillas (*pellets*), las cuales minimizan los requisitos de transporte. Sin embargo, para producir urea en fase acuosa para utilizarse en el sistema *SNCR*, entonces, la urea debe ser mezclada con agua en el establecimiento. Este proceso de mezclado es generalmente prohibitivo en costo, excepto para sitios remotos, grandes establecimientos o establecimientos donde los procesos de mezclado químico ya están siendo realizados. [13].

Los sistemas en base a urea tienen varias ventajas sobre los sistemas en base a amoníaco. La urea es un líquido no tóxico, menos volátil, que puede almacenarse y manejarse con más seguridad que el amoníaco. Las gotas de solución de urea puede penetrar más adentro en el gas de combustión cuando se inyecta en la caldera. Esto mejora el mezclado con el gas de combustión, lo cual es difícil en calderas grandes [1]. Debido a estas ventajas, la urea es más comúnmente utilizada que el amoníaco en aplicaciones de sistemas *SNCR* en calderas grandes.

1.2.3 Parámetros de Desempeño de la *SNCR*

La razón de la reacción de reducción determina la cantidad de NO_x removido del gas de combustión. Los factores importantes de diseño y operacionales que afectan la reducción de NO_x por un sistema *SNCR* incluyen:

- Rango de temperatura de reacción;
- Tiempo de residencia disponible en el rango óptimo de temperatura;
- Grado de mezclado entre el reactivo inyectado y los gases de combustión;
- Nivel no controlado de concentración de NO_x ;
- Razón molar de reactivo inyectado a NO_x no controlado; y
- Escabullimiento de amoníaco.

Temperatura

La reacción de reducción de NO_x ocurre dentro de un rango específico de temperatura, en el que se dispone del calor adecuado para conducir la reacción. A menores temperaturas, las cinéticas de las reacciones son lentas y el amoníaco pasa a través de la caldera (escabullimiento de amoníaco). A temperaturas mayores, el reactivo se oxida y se genera NO_x adicional. La ventana de temperatura depende del reactivo utilizado. La Figura 1.3 muestra la eficiencia de reducción de NO_x para *SNCR* con urea y amoníaco a varias temperaturas de caldera. Para el amoníaco, la temperatura óptima es desde 870°C a 1100°C ($1,600^\circ\text{F}$ a $2,000^\circ\text{F}$) [1]. Su rango óptimo de temperatura puede reducirse inyectando gas hidrógeno con el amoníaco. Para la urea, el rango óptimo de temperatura es entre 900°C y 1150°C ($1,650^\circ\text{F}$ y $2,100^\circ\text{F}$) [1]. Pueden utilizarse

aditivos al reactivo urea para ampliar la ventana de temperatura efectiva. Estos aditivos están generalmente patentados (véase la Sección 1.2.5 Otras Consideraciones).

El reactivo es inyectado en la caldera en regiones donde la temperatura del gas de combustión está dentro del rango especificado. Puesto que las temperaturas de reacción son altas, la inyección toma lugar en la caldera misma. En general, el reactivo es inyectado dentro de las regiones radiantes y convectivas del supercalentador y del recalentador, donde típicamente está disponible el rango apropiado de temperaturas. [1]. El posicionamiento correcto de los puertos de inyección resulta en mayores eficiencias de reducción de NO_x .

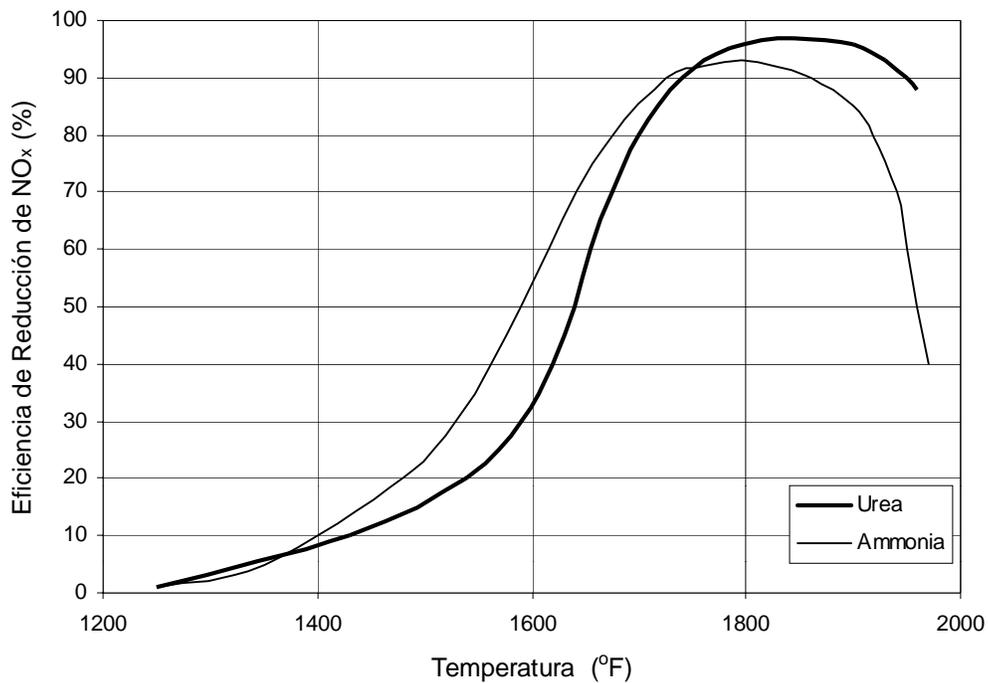


Figura 1.3: Efecto de la Temperatura en la Reducción de NO_x

La temperatura del gas de combustión dentro de la caldera, depende del diseño y condiciones de operación de la caldera. Generalmente, éstas se ponen para cumplir con los requerimientos de generación de vapor y no siempre son ideales para el proceso de *SNCR*. La temperatura del gas de combustión en la parte alta del horno a través del paso convectivo puede variar en $\pm 150^\circ\text{C}$ (300°F) de una caldera a la siguiente [1]. Además, las fluctuaciones en el perfil de carga de la caldera, afectan la temperatura dentro de la caldera. A perfiles de carga más bajos,

la temperatura dentro de la caldera es más baja. Las variaciones en la temperatura del gas de combustión hacen más difícil el diseño y operación de un sistema *SNCR*.

Tiempo de Residencia

El tiempo de residencia es la cantidad de tiempo que los reactivos están presentes dentro del reactor químico, el área superior del horno y los pasos convectivos. Antes que los reactivos salgan de la caldera, todos los pasos en el proceso de *SNCR* deben completarse, incluyendo:

- El mezclado de la urea inyectada, con el gas de combustión;
- Evaporación del agua;
- Descomposición de la urea a NH_3 ;
- Descomposición del NH_3 a NH_2 y radicales libres; y
- Química de la reacción de reducción de NO_x .

Aumentando el tiempo de residencia disponible para la transferencia de masa y las reacciones químicas, aumenta generalmente la remoción de NO_x . Además, a medida que la ventana de temperatura para la reacción es disminuida, se requiere mayor tiempo de residencia para alcanzar el mismo nivel de reducción de NO_x . El tiempo de residencia puede variar desde 0.001 hasta 10 segundos [1]. Sin embargo, la ganancia en desempeño para tiempos de residencia mayores a 0.5 segundos, generalmente es mínima. [10]. La Figura 1.4 muestra el efecto del tiempo de residencia y la temperatura en la reducción de NO_x .

La cantidad del tiempo de residencia depende de las dimensiones de la ruta del gas en la caldera y de la razón de flujo volumétrico del gas de combustión a lo largo de la ruta del gas en la caldera. Estos parámetros de diseño se optimizan para las operaciones de la caldera y no para el proceso de *SNCR*. El tiempo de residencia en la caldera se fija para cumplir con los requerimientos de generación de vapor, mientras se mantiene una velocidad del gas de combustión para prevenir la erosión de los tubos húmedos en la caldera. Debido a estos requerimientos de diseño de la caldera, el tiempo de residencia en la caldera no siempre es ideal para el proceso de *SNCR*.

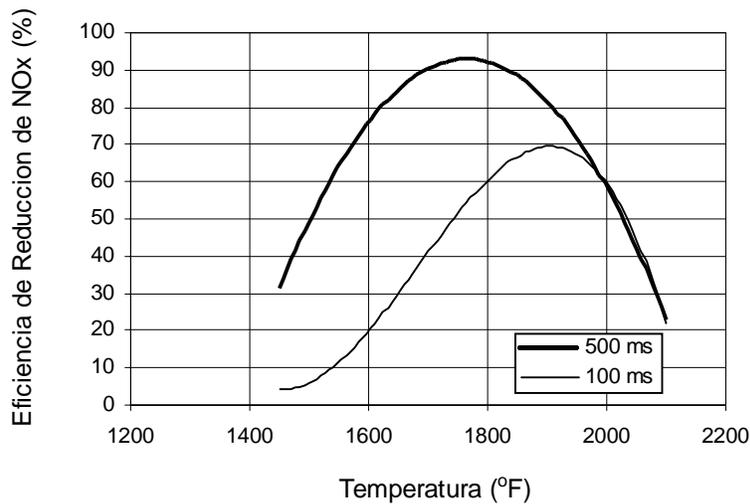


Figura 1.4: Efecto del Tiempo de Residencia en la Reducción de NO_x

Grado de Mezclado

Para que la reacción de reducción tome lugar, el reactivo debe dispersarse y mezclarse a través del gas de combustión. La dispersión debe ocurrir rápidamente debido a la volatilidad del amoníaco. Los requerimientos de mezclado son generalmente específicos de la caldera y dependientes de los perfiles del flujo de aire a través de la caldera. [1]. Deben tomarse en cuenta las áreas de estancamiento y de flujo alto. La dispersión y mezclado del reactivo y del gas de combustión es más difícil en calderas grandes debido a su tamaño y a sus patrones de flujo.

El mezclado es realizado por el sistema de inyección. Los inyectores atomizan al reactivo y controlan el ángulo de atomizado, la velocidad y la dirección del reactivo inyectado. Estos sistemas son específicos de la caldera y del reactivo. Los modelos numéricos del flujo del gas de combustión y del reactivo optimizan el diseño del sistema de inyección. (Véase la Sección 1.2.5 Otras Consideraciones).

Para ayudar en la dispersión de la urea en fase acuosa, el reactivo es atomizado en gotitas, en boquillas especialmente diseñadas, las cuales optimizan el tamaño y distribución de las gotitas. El tiempo y la trayectoria de la evaporación son una función del diámetro de la gotita. Las gotitas más grandes tienen mayor momento y penetran más adentro en la corriente del gas de combustión. Sin embargo, requieren un mayor tiempo para volatilizarse, aumentando el tiempo de residencia requerido. [1]

El mezclado inadecuado resulta en insuficiente reducción de NO_x . Los patrones del mezclado pueden mejorarse por varios métodos:

- Aumentar la energía impartida a las gotitas;
- Aumentar el número de inyectores;
- Aumentar el número de zonas de inyección; y
- Modificar el diseño de la boquilla atomizadora para mejorar el tamaño, distribución, ángulo de atomizado y dirección de la gotita de la solución.

NO_x No Controlado

La concentración de los reactivos también afecta la razón de reacción del proceso de reducción de NO_x . Las cinética de las reacciones disminuyen a medida que disminuye la concentración de los reactivos. Esto es debido a consideraciones termodinámicas, las cuales limitan el proceso de reducción a bajas concentraciones de NO_x [1]. Para concentraciones de entrada de NO_x más bajas, la temperatura de la reacción es más baja, por lo que el porcentaje de reducción de NO_x es más bajo. La Figura 1.5 muestra la eficiencia de reducción de NO_x como una función de la temperatura para varios niveles de NO_x no controlado.

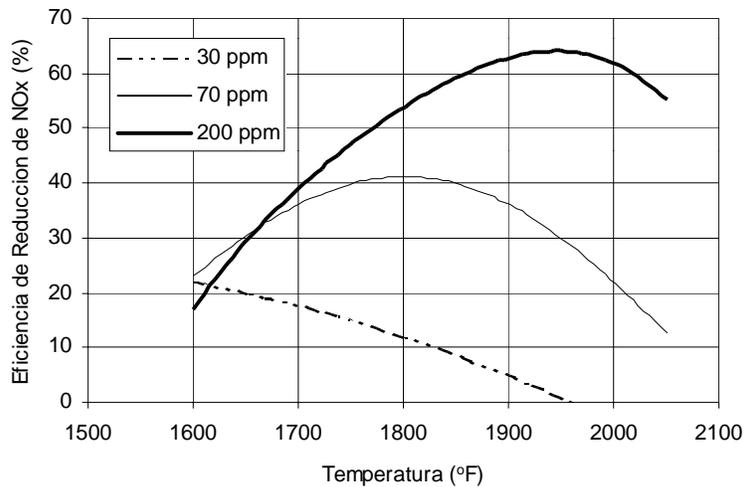


Figura 1.5: Efecto del Nivel de NO_x No Controlado en la Eficiencia de Reducción de NO_x

Razón Estequiométrica Normalizada

La *Normalized Stoichiometric Ratio* - *NSR* (Razón Estequiométrica Normalizada) define la cantidad de reactivo necesario para alcanzar la meta de reducción de NO_x . En base a las ecuaciones de reacción (1) y (2), teóricamente dos moles de NO_x pueden ser removidas con una

mol de urea o dos moles de amoníaco. En la práctica, se necesita inyectar más que la cantidad teórica de reactivo en el gas de combustión de la caldera para obtener un nivel específico de reducción de NO_x . Esto es debido a la complejidad de las reacciones químicas reales que involucran al NO_x y al reactivo inyectado y a las limitaciones de mezclado entre el reactivo y el gas de combustión (razón cinética). Los valores típicos de *NSR* están entre 0.5 y 3 moles of amoníaco por mol de NO_x [10]. Debido a que los costos de capital y de operación dependen de la cantidad de reactivo consumido, es crítico determinar la *NSR* apropiada. Los factores que influyen el valor de la *NSR* incluyen:

- Por ciento de reducción de NO_x ;
- Concentración de NO_x no controlado en los gases de combustión;
- Temperatura y tiempo de residencia disponibles para las reacciones de reducción de NO_x ;
- Grado de mezclado alcanzable en la caldera;
- Escabullimiento permisible de amoníaco; y
- Razón de reacciones químicas competitivas

La Sección 4-1.1.3 Parámetros de Diseño, proporciona discusión adicional de estas influencias y de un método para estimar la *NSR*.

La Figura 1.6 muestra la reducción de NO_x como una función de la *NSR*. Nótese que a medida que la *NSR* aumenta, la reducción de NO_x aumenta. Sin embargo, a medida que la *NSR* aumenta, el incremento en la reducción de NO_x disminuye exponencialmente. La razón cinética limita la posible reducción de NO_x a mucho menos que el valor teórico. Aumentando la cantidad de reactivo no aumenta significativamente la reducción de NO_x para valores de *NSR* por encima de 2.0.

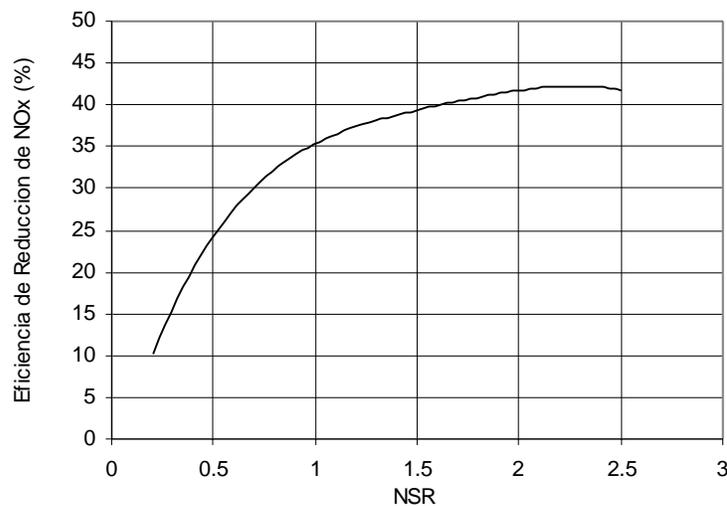


Figura 1.6: Efecto de la *NSR* en la Reducción de NO_x .

Escabullimiento de Amoníaco

Los valores típicos de *NSR* requieren que se inyecte significativamente más reactivo en la práctica que lo requerido por la razón estequiométrica teórica. Además, la cantidad de NO_x removido es generalmente mucho menor que la cantidad de NO_x no controlado. Esto deja una gran porción del reactivo inyectado, sin reaccionar.

La mayor parte del reactivo en exceso utilizado en el proceso, es destruido a través de otras reacciones químicas. Sin embargo, una pequeña porción permanece en el gas de combustión, a medida que el amoníaco se escabulle. La Figura 1.7 muestra un ejemplo de eficiencia de reducción de NO_x que puede alcanzarse para un nivel de NO_x no controlado de 120 ppm y varios niveles de escabullimiento de amoníaco.

El amoníaco en la corriente del gas de combustión tiene varios impactos negativos. Tal como se muestra en la Tabla 1.1, el amoníaco tiene un olor detectable a niveles de 5 ppm o mayores y presenta un riesgo a la salud a niveles de 25 ppm o mayores. Puede ocasionar un problema de visibilidad en la pluma de la chimenea por la formación de cloruros de amoníaco, lo cual ocurre cuando se queman combustibles que contienen compuestos de cloro. Además, se forman bisulfato de amoníaco y sulfato de amoníaco cuando se queman combustibles conteniendo azufre. Las sales de azufre-amoníaco pueden tapar, ensuciar y corroer equipo corriente abajo, tal como los calentadores de aire, los conductos y los ventiladores. Finalmente, la capacidad de vender la ceniza flotante como un producto secundario se afecta por su concentración de amoníaco. Los impactos del escabullimiento de amoníaco se discuten más en la Sección 4-1.1.2.4 Otras Consideraciones.

Los límites del escabullimiento aceptable de amoníaco, impuestos ya sea por límites regulatorios o por requerimientos de diseño, ponen restricciones en el desempeño del *SNCR*. La inyección de urea a niveles mayores de *NSR*, pueden mejorar la reducción de NO_x , pero también pueden aumentar el escabullimiento de amoníaco. Además, las variaciones en el perfil de temperatura de la caldera durante las operaciones, puede aumentar el escabullimiento de amoníaco.

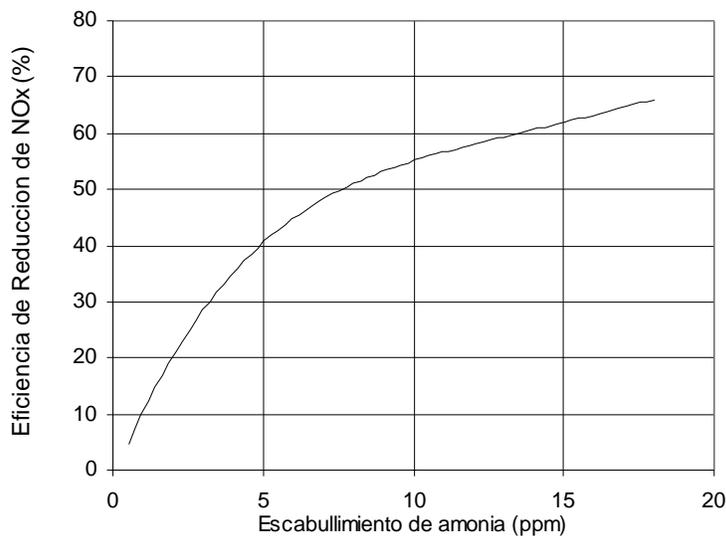


Figura 1.7: Reducción de NOx para Varios Niveles de Escabullimiento de Amoníaco

En general, los sistemas *SNCR* actuales pueden controlar el escabullimiento de amoníaco entre 5 y 10 partes por millón (ppm) [12]. Actualmente se está desarrollando instrumentación para monitorear el escurrimiento de amoníaco, pero no está disponible comercialmente. [11].

1.2.4 Sistema *SNCR*

Hay dos diseños básicos para la aplicación de *SNCR*. El primero es un sistema en base a amoníaco conocido como *Thermal DeNO_x*®, que fue desarrollado y patentado por *Exxon Research and Engineering Company* en 1975. El segundo sistema fue desarrollado y patentado por *The Electric Power Research Institute (EPRI)* en 1980. Es un proceso en base a urea conocido por el nombre comercial de *NO_x OUT*®. La tecnología fue otorgada bajo licencia a *Fuel Tech*, la cual tiene varias patentes adicionales que reclaman mejoras y realces al proceso básico. *Fuel Tech* tiene varios concesionarios autorizados para suministrar e instalar tecnología *SNCR* en varios sectores industriales.

Un sistema *SNCR* tiene cuatro pasos básicos que lograr:

- Recepción y almacenamiento del reactivo;
- Medición, dilución y mezclado del reactivo;
- Inyección del reactivo diluido a los lugares apropiados en la caldera; y
- Mezclado del reactivo con el gas de combustión.

Estos pasos son comunes a ambos *SNCR*, de urea y amoníaco. Sin embargo, las especificaciones de diseño y de equipo para los dos sistemas son diferentes, puesto que el amoníaco es inyectado como un vapor, mientras que la urea es inyectada como una solución acuosa. La urea es utilizada típicamente en aplicaciones de *SNCR* en calderas grandes, porque es más segura de almacenar y tiene mejores propiedades de dispersión. A continuación se proporciona una discusión del proceso y equipo *SNCR*. Esta sección se enfoca principalmente en *SNCR* en base a urea, puesto que es más común a calderas grandes. La Figura 1.8 presenta un diagrama de flujo de un sistema simplificado y la Tabla 1.2 enlista los requerimientos de equipo para ***SNCR* en base a urea**.

Los sistemas a base de urea típicamente emplean un diseño modular para tener en cuenta los requerimientos de diseño específicos de la caldera, al tiempo que minimizan los costos de capital. El ensamble modular en el taller, de bombas, válvulas, tubería interna, instrumentos y controles, reduce el tiempo de instalación en campo y los costos relacionados, al tiempo que proporciona flexibilidad para expansiones futuras [1]. Los componentes son ensamblados en unidades funcionales y montadas en tarimas módulos de acero inoxidable. Estos módulos pueden ser transportados al sitio e instalados directamente. Las tarimas módulos mostradas en la Figura 1.8 serán discutidas aun más en las siguientes secciones.

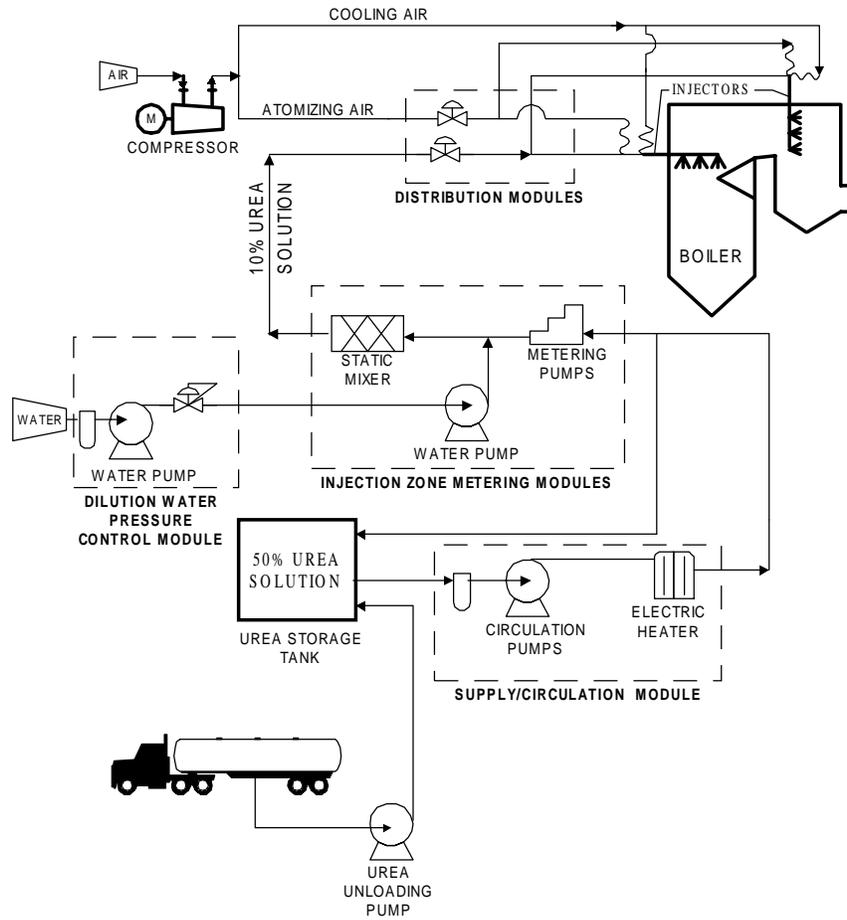


Figura 1.8: Diagrama de Flujo del Proceso SNCR con Urea

Tabla 1.2: Equipo del Sistema *SNCR* en Base a Urea

Artículo	Descripción/Tamaño
Tarima de descarga de Urea	Bombas centrífugas con mangueras para conectarse al carro tanque de ferrocarril o camión
Tanques de almacenamiento de Urea (1 o más tanques)	Tanque vertical, de plástico reforzado (resina de ester de vinilo), aislado con fibra de vidrio, diseño a presión atmosférica y equipado con un desfogue, escalera marina, rampa y tapetes de calentamiento
Módulo de circulación	Tarima módulo de circulación, consistente de: <ul style="list-style-type: none"> • Bombas de circulación, • Calentadores eléctricos, • Tubería aislada con trazadores de calentamiento, • Válvulas de aislamiento para bombas y calentamientos, • Instrumentación para flujo, presión, temperatura y un panel de control
Módulos de medición de la zona de inyección (<i>IZM</i>) (1 a 5 módulos)	Módulos de medición montados en tarimas, consistentes de: <ul style="list-style-type: none"> • Bombas de medición, tipo diafragma hidráulico equipadas con un motor de velocidad variable, • Bombas de alta presión de agua, tipo turbina, • Tubería aislada con trazadores de calentamiento, • Válvulas de aislamiento para bombas y calentamientos, • Instrumentación para flujo, presión, temperatura y un panel de control
Compresor de aire	Tipo rotatorio
Módulos de distribución (1 a 5 módulos)	Módulo de distribución de la solución de Urea, consistente de: <ul style="list-style-type: none"> • Conexiones con válvulas para urea y atomización de aire, • Válvula de aislamiento y válvula de control de presión para el suministro de aire/urea a cada inyector, • Indicador de presión para el suministro de aire/urea a cada inyector, • Indicador de flujo para el suministro de urea a cada inyector.
Inyectores (4 a 12 por módulo de distribución)	Tipo-pared: Inyector de pared tipo doble-fluido, con paneles de pared de horno y mangueras para suministro de aire y urea, Tipo-lanza: Inyectores de lanza tipo doble-fluido, con paneles de pared de horno y mangueras para el suministro de aire y urea.
Tubería	Entre la tarima de descarga de urea y el tanque de urea; el tanque de urea y el módulo de circulación; y el módulo de circulación y el(los) módulo(s) <i>IZM</i> . Tubería de acero inoxidable, aislada con trazadores de calor.
Tubería	Entre le (los) módulo(s) <i>IZM</i> y los módulos de distribución. Tubería de acero inoxidable, aislada, con trazadores de calor.
Tubos	Entre los módulos de distribución y los inyectores. Tubería de acero inoxidable, aislada, con trazadores de calor.
Tubería del agua de dilución	Tubería de acero al carbón, aislada, con trazadores de calor, con válvulas de aislamiento y de reducción de presión..
Tubería miscelánea	Tubería/tubos y válvulas para sifonear agua, atomizar aire y controlar el aire.
Soporte de tubería	Soporte de acero estructural, incluyendo un puente para tubería, para soportar toda la tubería.
Monitores de emisiones de salida del economizador	Monitorear NO_x y O_2 en el gas de combustión y proporcionar una señal de retroalimentación para el control de la inyección de urea.
Instrumentación y controles	Instrumentación y controles independientes en base a microprocesadores para el sistema <i>SNCR</i> , con retroalimentación desde los controles de la planta para la unidad de carga, emisiones de , etc.
Envoltura	Envolturas prediseñadas, calentadas y ventiladas para las tarimas de circulación y medición.
Cimientos	Cimientos y paredes de contención para el tanque y las tarimas de equipo, envolturas y acero de soporte de la tubería, según se requiera.
Plataformas/escaleras	Modificaciones y adiciones a plataformas/escaleras para acceso a los inyectores.
Remoción de asbesto	Remoción de asbesto y reaislamiento, para una instalación reconvertida.

Recepción y almacenamiento del reactivo

Tanques de Almacenamiento

Los establecimientos reciben la urea en fase acuosa vía un camión cisterna o un carro-tanque de ferrocarril y la bombean hacia los tanques de almacenamiento. Las aplicaciones de *SNCR* en calderas grandes requieren de uno a cinco tanques con volúmenes que van desde 10,000 hasta 20,000 galones por tanque, para mantener suficiente volumen para 1 a 3 semanas de operación de la *SNCR*. Para el almacenamiento de urea se utiliza un tanque vertical, de fondo plano y tapa cerrada. Estos tanques son usualmente construidos de fibra reforzada de poliéster y tienen un recubrimiento como barrera contra la corrosión en el interior, hecha de resina de éster de vinilo de primera calidad. Los tanques están equipados con indicadores de nivel y de temperatura, una plataforma, desfogue y escalera de acceso y otros accesorios. La aplicabilidad de trazadores de calor, aislante y criterio de diseño antisísmico, son determinados en base a condiciones específicas del sitio. El tanque debe montarse en un piso de concreto y ser rodeado por una estructura contenedora de derrames, tal como un dique.

Módulo de Circulación

El módulo de circulación mantiene circulación continua de la urea almacenada y suministra flujo alto de urea de alta presión al sistema de inyección. El módulo de circulación bombea la urea del tanque de almacenamiento a los componentes en el módulo. La solución de urea es filtrada para evitar taponamiento de los inyectores, y calentada para prevenir que la solución se congele. La urea es entonces regresada al tanque o enviada al sistema de inyección. El módulo también proporciona un control local/remoto y una estación de monitoreo para el tanque de almacenamiento y el sistema de circulación. Este módulo contiene bombas centrífugas de múltiple etapa, de acero inoxidable, coladores dobles en línea, calentadores eléctricos e instrumentación y controles para la presión, flujo, temperatura y cantidad del reactivo. [1]

Dilución, medición y mezclado del reactivo

Módulo de Control de la Presión de Agua de Dilución

El *dilution water pressure, DWP, control module* (módulo de control de la presión de agua de dilución) proporciona agua filtrada de la planta a la presión apropiada para la dilución del reactivo. El agua de la planta es filtrada a menos de 50 miligramos por litro (mg/l) de sólidos suspendidos y sólidos poco disueltos. El *DWP* consiste típicamente de dos bombas centrífugas de múltiple etapa, de alto flujo, de acero inoxidable, y de coladores dobles en línea, válvulas de control de presión y la instrumentación requerida de flujo/presión. A través del uso de controladores de contrapresión y de bombas de múltiple etapa, este sistema mantiene un suministro constante de agua de dilución, a la presión de diseño, en respuesta a las señales de demanda cambiante del proceso *SNCR*. [1]

Módulo de Medición de la Zona de Inyección

El *injection zone metering module* - *IZM* (módulo de medición de la zona de inyección) mide y controla la concentración y flujo de reactivo a cada zona de inyección en la caldera. La urea en fase acuosa generalmente requiere diluirse antes de la inyección, para lograr la *NSR* correcta entre el reactivo y el NO_x del gas de combustión. El reactivo es diluido utilizando agua filtrada de la planta del módulo *DWP*. Cada módulo *IZM* incluye una bomba de medición de sustancias químicas, una bomba de agua, un mezclador estático en línea, un tablero de control local, válvulas para aislamiento de zonas y medidores de flujo magnéticos y válvulas de control para la sustancia química y el agua. El diseño del módulo generalmente incorpora válvulas de flujo independiente de la sustancia química y de presión por zonas, las cuales responden a señales del sistema de control, el módulo de control maestro y el *local programmable logic controller* - *PLC* (controlador lógico programable local). A través del sistema de control, el módulo ajusta las proporciones de flujo de la solución y activa o desactiva las zonas de inyección en respuesta a cambios en la concentración de NO_x de salida, de la carga a la caldera o a la calidad del combustible. Los sistemas *SNCR* en base a urea emplean típicamente de uno a cinco módulos *IZM*, dependiendo del tamaño y configuración de la caldera, de la concentración de NO_x no controlado y la eficiencia requerida de remoción de NO_x . Varios módulos *IZM* pueden ser combinados en un sistema montado sobre tarima. [1]

Inyección del reactivo diluido en lugares apropiados de la caldera

Módulo de Distribución de Reactivo

La solución de urea diluida y mezclada, es transportada desde el *IZM* a los módulos de distribución, los cuales están localizados típicamente adyacentes a la caldera. Los módulos de distribución controlan el flujo de solución a cada inyector. Cada uno de los módulos de distribución consiste de medidores de flujo, válvulas de balanceo y reguladores conectados a un sistema de control automático. El sistema de control controla exactamente y muestra el flujo del reactivo y del aire para atomización o vapor a cada inyector. Los módulos también incluyen válvulas de globo manuales, indicadores de presión y tubos de acero inoxidable para controlar adecuadamente el proceso de inyección de urea. Hay un módulo de distribución para cada *IZM* proporcionando reactivo a múltiples inyectores. [1]

Localización de Inyectores

La solución de urea fluye de un módulo de distribución dado a un conjunto de inyectores. Para aplicaciones en calderas grandes, se localizan múltiples inyectores dentro de varias zonas diferentes de la caldera y pueden ser operados independientemente o en grupos (subzonas), vía el *IZM*. Controlar la cantidad y localización de la inyección del reactivo le da al sistema la flexibilidad de responder a variaciones en las condiciones de operación de la caldera y mantener los niveles de escabullimiento de amoníaco.

El número y localización de las zonas está determinado por los patrones de temperatura y flujo de la caldera. Las localizaciones se optimizan utilizando modelos numéricos del flujo y de las reacciones químicas (véase la Sección 1.2.5 Otras Consideraciones). Los diseños típicos emplean entre una y cinco zonas de inyección con 4 a 12 inyectores por zona. [1]. Los inyectores se localizan en áreas abiertas de la caldera, tal como la región entre las secciones del supercalentador y el recalentador. La Figura 1.2 ilustra esta configuración. Para reconversiones *SNCR* en calderas existentes, las localizaciones óptimas de los inyectores pueden estar ocupadas por equipo de la caldera, tal como los tubos de agua. La remoción o relocalización de estos equipos aumenta los costos de instalación. La instalación en áreas de la caldera subóptimas, disminuye la eficiencia de reducción de NO_x , la cual puede ser lograda por el sistema, al tiempo que mantiene los niveles requeridos de escabullimiento de amoníaco.

Mezclado del reactivo con el gas de combustión y reducción de NO_x

Inyectores

Los inyectores ayudan en la dispersión y mezclado del reactivo con el gas de combustión. Hay dos tipos de inyectores, de pared y de lanza.

Los *wall injectors* (inyectores de pared) están unidos a la pared interna de la caldera en sitios específicos. Hay generalmente una boquilla por cada sitio de inyector. Los inyectores de pared son utilizados en calderas más pequeñas y con sistemas en base a urea, donde la inyección de corto alcance es suficiente para mezclar al reactivo con el gas de combustión. Tienen una vida de operación más larga que los inyectores de lanza, puesto que no están expuestos directamente al gas de combustión caliente.

Los *lance injectors* (inyectores de lanza) consisten de un pequeño tubo que se proyecta desde la pared de la caldera hacia la ruta del gas de combustión. A lo largo del tubo se localizan boquillas, directamente en la ruta del gas de combustión. Los inyectores de lanza son utilizados para sistemas de amoníaco gas y calderas grandes, donde el mezclado del gas de combustión y del reactivo es más difícil. En algunos diseños, la lanza se extiende a través de todo lo ancho del pasaje de la caldera. Los inyectores de lanza pueden ser de diseño de una boquilla o de múltiple boquillas. Las lanzas de boquillas múltiples son de diseño más complicado, por lo tanto, son más caros que los inyectores de lanza de una sola boquilla o los de pared. [1].

Los sistemas *SNCR* pueden emplear uno o ambos tipos de inyectores. Los inyectores están sujetos a altas temperaturas y a impactos del gas de combustión, lo cual causa erosión, corrosión y degradación de la integridad estructural. Por lo tanto, los inyectores son construidos generalmente de acero inoxidable y diseñados para ser reemplazables. Además, los inyectores son con frecuencia enfriados con aire, vapor o agua. Los inyectores de lanza y algunos inyectores de pared, son diseñados también para ser retráctiles cuando no están en uso. Esto minimiza su exposición al gas de combustión caliente cuando el sistema *SNCR* no está siendo operado debido a operaciones estacionales, arranque o paro de la caldera u otras

razones operativas.

El reactivo es inyectado bajo presión y atomizado por boquillas con punta especialmente diseñada para crear gotitas de tamaño y distribución óptimos. El ángulo y velocidad de atomizado de la inyección, controlan la trayectoria del reactivo. Los sistemas de urea a veces inyectan un fluido de transporte, típicamente aire o vapor, junto con la urea, a través de una boquilla atomizadora de doble fluido. El reactivo puede ser inyectado con un sistema de baja energía o de alta energía. Un sistema de baja energía utiliza poco aire o aire no presurizado, mientras que un sistema de alta energía utiliza grandes cantidades de aire comprimido o vapor para inyectar y mezclar vigorosamente la solución con el gas de combustión. Los inyectores de lanza en calderas grandes, típicamente utilizan sistemas de alta energía. Los sistemas de alta energía son más caros de construir y operar, puesto que requieren un compresor más grande, un sistema de inyección más robusto y consumen más energía eléctrica.

Los sistemas de inyección de reactivo utilizados para sistemas en base a amoníaco, son generalmente más complicados y caros que aquellos utilizados en sistemas en base a urea. [1]. Estos sistemas inyectan amoníaco en fase gas en vez de una solución acuosa. Por esta razón, los sistemas en base a amoníaco a veces utilizan sistemas de lanza de alta energía con múltiples inyectores. Las lanzas están colocadas en una formación de cuadrícula a través de lo ancho y alto de los pasos de la caldera.

1.2.5 Otras Consideraciones

Reconversión

La dificultad de reconvertir a *SNCR* calderas grandes a carbón, existentes, es considerada como mínima. La principal preocupación es el espacio adecuado en la pared dentro de la caldera para la instalación de los inyectores. Los inyectores están instalados en las regiones superiores de la caldera, la cavidad radiante de la caldera y la cavidad convectiva. Puede requerirse retirar o mover los tubos de agua o asbesto existentes de la envoltura de la caldera. Además, debe disponerse de espacio adecuado adyacente a la caldera, para el equipo del sistema de distribución y para realizar mantenimiento. Esto puede requerir la modificación o relocalización de otros equipos de la caldera, tal como los conductos. La reconversión de la instalación al sistema *SNCR*, generalmente requiere de gastos adicionales, en el rango de 10% a 30% del costo del sistema *SNCR*. [10]

Deposición de Sulfato de Amonia

Se forma trióxido de azufre (SO_3), durante la combustión de combustibles que contienen azufre. Reacciona con el amoníaco en el gas de combustión corriente abajo en la caldera (escabullimiento de amoníaco), para formar bisulfato de amonia y sulfato de amonia. La cantidad

formada depende del contenido de azufre del combustible y de la cantidad de amoníaco que se escabulle. Las sales de amoníaco-azufre, pueden tapar, ensuciar y corroer el equipo corriente abajo, tales como calentadores, conductos y ventiladores. Dependiendo de la razón de deposición de sal de amoníaco-azufre en el equipo corriente abajo, puede justificarse la limpieza ácida más frecuente de este equipo. Más lavado ácido genera agua residual adicional, la cual debe disponerse o tratarse por la planta. Los límites del escabullimiento de amoníaco son generalmente impuestos como parte de los requerimientos de diseño para evitar impactos en el equipo corriente abajo.

También se depositan los sulfatos de amonía en la ceniza flotante que es recolectada por el equipo de remoción de materia particulada. Los sulfatos de amonía son estables hasta que se introducen a un ambiente acuoso con niveles elevados de pH. Bajo estas condiciones, puede liberarse amonía gas hacia la atmósfera. Esto resulta en un problema de olor o, en casos extremos, una preocupación de salud y seguridad. Las plantas que queman carbón alcalino o mezcla de ceniza flotante con material alcalino, pueden tener cenizas flotantes con pH alto. En general, la ceniza flotante, ya sea es dispuesta como residuo o vendida como un subproducto para utilizarse en procesos tales como agregados para concretos. Un contenido de amoníaco en la ceniza flotante mayor a 5 ppm, puede resultar en liberación de gas (*off-gassing*), lo cual puede impactar la venta de la ceniza como un subproducto y el almacenamiento y disposición de la ceniza por confinamiento. [10]

Modelaje Computacional de Dinámica de Fluidos y de Cinética Química

Cada unidad de caldera tiene un gradiente único de temperatura y de flujo con áreas de flujo alto y de estancamiento. Además, los perfiles de temperatura y flujo varían de acuerdo a la capacidad de carga bajo la cual está operando la caldera. Se desarrolla un modelo matemático para describir esta estratificación y variación de especies importantes como NO_x y SO_3 en la corriente de flujo. Para desarrollar el modelo, se miden la temperatura y velocidad del gas de combustión dentro de la caldera en muchos puntos. Estas mediciones son utilizadas en un modelo *computational fluid dynamics - CFD* (computacional de dinámica de fluidos) para los pasos convectivos de la caldera. El modelo predice la temperatura y flujo de gas dentro de la caldera para varias condiciones de operación y escenarios de inyección.

Los tiempos de residencia y las temperaturas predichas por el modelo *CFD*, son suministrados a un *chemical kinetic model - CKM* (modelo de la cinética). El *CKM* define las reacciones químicas asociadas con el proceso *SNCR* en la caldera. Se requieren los análisis del combustible y del gas de combustión para desarrollar este modelo. Este modelo predice las reacciones y razones de reacciones dentro de la caldera, para estimar la reducción de NO_x a lo largo de la ruta del gas de combustión.

El modelaje optimiza el diseño de la *SNCR* para la caldera en cuestión, para obtener

la máxima reducción de NO_x dentro de límites aceptables de escabullimiento de amoníaco. Determina los parámetros de diseño tales como la *NSR*, la localización de los inyectores y el tamaño y distribución óptimos de las gotitas. En general, los proveedores de *SNCR* obtienen las mediciones requeridas y desarrollan el modelo. El costo de desarrollo del modelo es generalmente incluido en el *purchased equipment cost* (costo del equipo comprado) de la *SNCR*. [1]

Aditivos/Mejoradores

A los aditivos para los reactivos se les llama mejoradores y pueden ser usados para bajar el rango de temperatura a la cual ocurre la reacción de reducción de NO_x . Durante operaciones con carga baja, la localización de la región de temperatura óptima cambia corriente arriba dentro de la caldera. Este cambio requiere que el punto de inyección del reactivo sea movido corriente arriba. El uso de un mejorador reduce la necesidad de puntos adicionales de inyección, los cuales son requeridos para compensar por cargas de operación variables. Menos puntos de inyección disminuyen los costos de capital y la necesidad de modificaciones a la caldera. Además, el rango de temperatura más grande disponible, con mejoradores, aumenta el tiempo de residencia disponible para la reacción de reducción, reduciendo aún más las emisiones de NO_x .

Con el mejorador se inyecta reactivo adicional para mantener la misma eficiencia de reducción de NO_x , puesto que algo del reactivo reacciona con el mejorador en oposición al NO_x . Esto puede incrementar el uso de reactivo hasta en 10%. Además, los mejoradores pueden resultar en niveles aumentados de CO y N_2O en los efluentes de la chimenea. Los mejoradores requieren equipo adicional de almacenaje, distribución y control. El aumento en el costo anual por el uso de más reactivo y mejorador, puede ser importante. La formula de los mejoradores usualmente está patentada. [10]

Consumo de Energía

Un proceso *SNCR* reduce la eficiencia térmica de una caldera. La reacción de reducción utiliza energía térmica de la caldera, lo cual disminuye la energía disponible para generación de electricidad o de calor. Como resultado, se requiere de energía adicional para la caldera, para mantener la misma salida de vapor. Los equipos de pre-tratamiento, inyección, bombas, compresores y sistemas de control también requieren electricidad. Este uso aumentado de combustible y de electricidad, aumenta los costos anuales requeridos para operar la caldera. [1]. La Sección 1.4.2 *Total Annual Costs* (Costos Totales Anuales), presenta un método para estimar el uso adicional de electricidad y combustible.

1.3 Parámetros de Diseño

El diseño del sistema *SNCR* es una tecnología patentada. En la literatura técnica no se publican demasiados detalles de la teoría y de las correlaciones que pueden utilizarse para estimar los parámetros de diseño. [5]. Además, el diseño es altamente específico del sitio. A la luz de estas complejidades, el diseño del sistema *SNCR* generalmente se emprende proporcionando todos los datos específicos de la planta y de la caldera al proveedor del sistema *SNCR*, quién especifica la *NSR* requerida y otros parámetros de diseño en base a experiencia previa y a modelaje computacional de dinámica de fluidos y de cinética química. [1]

El procedimiento dado más adelante en la Sección 1.3.1, *Design Parameters for Study-Level Estimates* (Parámetros de Diseño para Estimaciones a Nivel Estudio), es un enfoque paso-a-paso para estimar los parámetros de diseño en base a un procedimiento desarrollado en el borrador de reporte de *EPA*, *Selective Noncatalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers* (Reducción No Catalítica Selectiva para el Control de NO_x en Calderas a Carbón) [1]. Este procedimiento supone que el tamaño y costo del sistema *SNCR* están basados en tres parámetros principales: el tamaño de la caldera o suministro de calor, el nivel requerido de reducción de NO_x y el consumo de reactivo. Los requerimientos de datos para obtener estimaciones de costos del proveedor basados en especificaciones de diseño o especificaciones de desempeño, están resumidos en la Sección 1.3.2.

1.3.1 Parámetros de Diseño para Estimaciones a Nivel Estudio

Suministro de Calor de la Calera

El principal parámetro para la estimación de costos en la metodología presentada en la Referencia, es la liberación potencial máxima de calor de la caldera o razón de suministro de calor Q_B , expresada en *British thermal units* (unidades térmicas Inglesas) por hora (*MMBtu/hr*). Se obtiene de los *high heating value - HHV* (valores de calentamiento alto) del combustible en *Btu* por libra (*Btu/lb*) multiplicado por la razón máxima de consumo de combustible en libras por hora (*lb/hr*),

$$Q_B = HHV \dot{m}_{fuel} \quad (1.3)$$

donde la Tabla 1.3 proporciona los *HHV* para varios carbones.

Tabla 1.3: Valores de Calentamiento Alto para Varios Carbones

Tipos de Carbón	Contenido de Energía (<i>Btu/lb</i>)
-----------------	--

Lignita	5000-7500
Sub-bituminoso	8000-10,000
Bituminoso	11,000 - 15,000
Antracita	14000

Si la caldera produce electricidad, entonces su suministro de calor puede estimarse utilizando la razón neta de calor en la planta de la caldera (*boiler net plant heat rate*), $NPHR$:

$$Q_B = B_{MW} NPHR \quad (1.4)$$

donde B_{MW} es la capacidad nominal en megawatts de la caldera (MW) a capacidad total de carga. Nótese que si $NPHR$ no es conocida (v.g., una unidad de cogeneración), puede usarse un valor de 9,500 *Btu* por kilowatt-hora (*Btu/kWh*) como una estimación razonable. Utilizando este valor, el suministro de calor, Q_B , es:

$$Q_B \left(\frac{MMBtu}{hr} \right) = 9.5 \left(\frac{MMBtu}{MWh} \right) B_{MW} (MW) \quad (1.5)$$

Factor de Capacidad del Sistema

El *total system capacity factor* - CF_{total} (factor total de capacidad del sistema) es una medida del promedio anual de utilización de la caldera en conjunto con el sistema *SNCR*. El CF_{total} está dado por:

$$CF_{total} = CF_{plant} CF_{SNCR} \quad (1.6)$$

Para calderas industriales, el factor de capacidad de la caldera, CF_{plant} , es la razón de la cantidad real de combustible quemado anualmente a la cantidad máxima potencial de combustible quemado anualmente, en libras. El CF_{plant} está dado por:

$$CF_{plant} = \frac{actual\ m_{fuel}}{maximum\ m_{fuel}} \quad (1.7)$$

El *SNCR* puede ser operado todo el año o solamente durante las temporadas de ozono especificadas. El factor de capacidad para el sistema *SNCR*, CF_{SNCR} , es la relación del número real de días de operación del *SNCR* t_{SNCR} , al número total de días por año:

$$CF_{SNCR} = \frac{t_{SNCR}}{365 \text{ days}} \quad (1.8)$$

NO_x No Controlado y NO_x de la Chimenea

El NO_x, no controlado, representado como $NO_{x_{in}}$, es la concentración de NO_x en el gas de combustión después de cualquier reducción proporcionada por los controles de la combustión, pero anterior al sistema SNCR. La concentración de NO_x no controlado, obtenida al analizar la corriente de gas de combustión de la caldera, está generalmente en libras por MMBtu ($lb/MMBtu$) de NO₂ [2].

El NO_x, de la chimenea, representado como $NO_{x_{out}}$ el límite de emisión de NO_x requerido en la salida de la chimenea. Generalmente se fija por la planta o por límites regulatorios y también está dado en libras por MMBtu ($lb/MMBtu$) de NO₂.

Eficiencia de Remoción de NO_x

La eficiencia de remoción de NO_x, representada como η_{NO_x} , se determina del nivel de NO_x no controlado de la caldera a máximo suministro de calor, $CF_{plant} = 1.0$, y del límite requerido de emisión de la chimenea, utilizando la siguiente ecuación:

$$\eta_{NO_x} = \frac{NO_{x_{in}} - NO_{x_{out}}}{NO_{x_{in}}} \quad (1.9)$$

Relación Estequiométrica Normalizada

La *Normalized Stoichiometric Ratio - NSR* (Relación Estequiométrica Normalizada) indica la cantidad real de reactivo necesario para alcanzar la meta de reducción de NO_x. La cantidad real de reactivo es mayor que la cantidad teórica, debido a la cinética de la reacción (Véase la Sección 1.2.3 Parámetros de Desempeño). La NSR se define como:

$$NSR = \frac{\text{moles de } NH_3 \text{ equivalente inyectado}}{\text{moles de } NO_x \text{ no controlado}} \quad (1.10)$$

Para propósitos de estimación, las moles de NO_x son equivalentes a las moles de NO₂. Nótese que las moles de NH₃ equivalentes en la Ecuación 9 son las moles de NH₂ que serán liberadas del reactivo.

La *actual stoichiometric ratio - ASR* (relación estequiométrica real) se define como:

$$ASR = \frac{\text{moles de reactor inyectado}}{\text{moles de } NO_x \text{ no controlado}} \quad (1.11)$$

La ASR puede también ser calculada de la NSR utilizando la siguiente ecuación:

$$ASR = \frac{NSR}{SR_T} \quad (1.12)$$

donde SR_T es la relación de moles equivalentes de NH_3 por mol de reactivo inyectado. De la fórmula química del amoníaco (NH_3) y de la urea ($CO(NH_2)_2$), dadas en las ecuaciones (1) y (2), SR_T es 1 para el amoníaco y 2 para la urea.

La utilización del reactivo es la relación de moles de reactivo reaccionado a las moles inyectadas. Esto indica cuanto reactivo está reaccionando contra cuanto reactivo está pasando a través como escabullimiento de amoníaco. La utilización de reactivo puede calcularse de la NSR y de la eficiencia de reducción de NO_x , como sigue:

$$Utilizacion = \frac{\eta_{NO_x}}{NSR} \quad (1.13)$$

La derivación de esta ecuación se presenta en la Referencia [1].

Los métodos para estimar NSR están considerados como patentados. Un procedimiento simplificado de estimación de la NSR fue desarrollado por Bechtel en el borrador del reporte de la EPA, *Selective Noncatalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers* (Reducción No Catalítica Selectiva para el Control de NO_x en Calderas a Carbón) [1]. Este procedimiento fue desarrollado utilizando regresión lineal y datos de NSR de las Referencias [2] y [3]. Los valores de NSR derivados utilizando esta aproximación, no deben utilizarse para diseño de equipo o propósitos de garantía.

La ecuación para la estimación de NSR es válida de 0 a 50 por ciento de reducción de NO_x [1]. La ecuación utilizada para estimar la NSR para el reactivo urea es:

$$NSR = \frac{[2NO_{x_{in}} + 0.7] \eta_{NO_x}}{NO_{x_{in}}} \quad (1.14)$$

La figura 1.8 proporciona una representación gráfica de este método de estimación de NSR.

Generalmente, el valor de *NSR* varía entre 0.5 y 2.0 en calderas industriales y de servicios con utilización variando entre 25 y 50 por ciento.

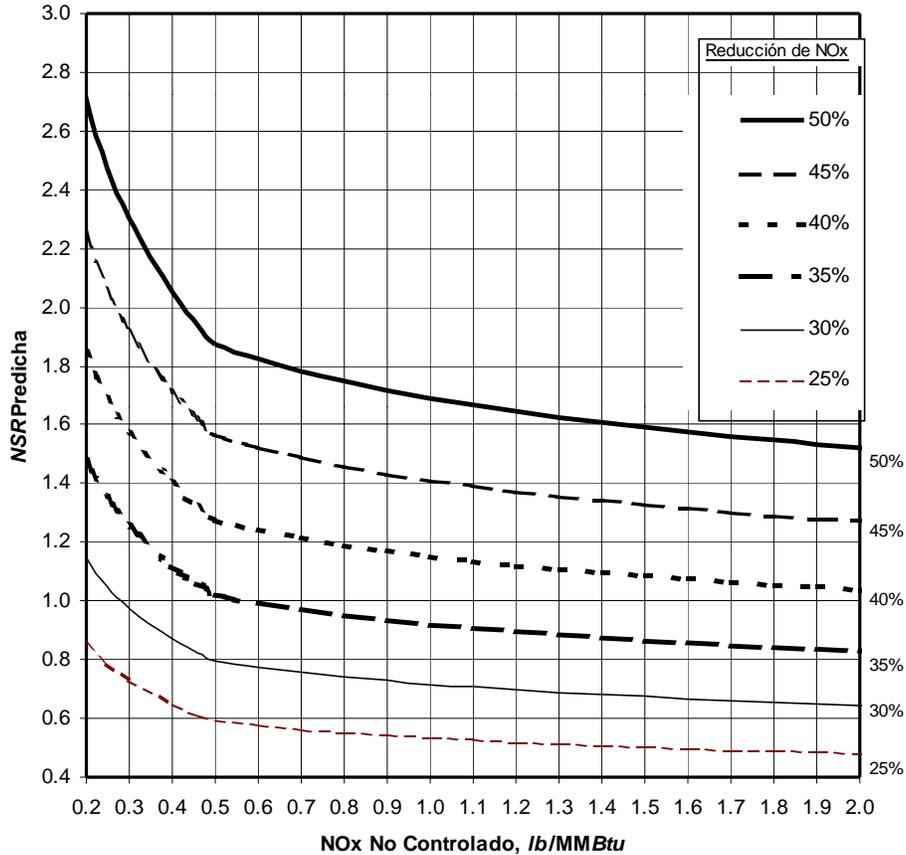


Figura 1.8: Estimación Aproximada de NSR para Urea

En un diseño desarrollado por un proveedor del sistema, la *NSR* sería ajustada para tomar en cuenta varios parámetros que no están incluidos en la ecuación de estimación de la *NSR*. Los siguientes parámetros son utilizados por el proveedor del sistema para predecir más exactamente la *NSR* para una caldera dada:

Rango de temperatura de reacción disponible dentro del supercalentador (sección radiante y convectiva) y del recalentador primario (sección o cavidad convectiva). Si la ventana de temperatura requerida, ocurre en la sección radiante de la caldera, la *NSR* disminuirá. Sin embargo, si la ventana de temperatura

ocurre en la sección convectiva, la *NSR* puede aumentar.

Tiempo de residencia disponible en el rango deseable de temperatura. La *NSR* requerida disminuye a medida que aumenta el tiempo de residencia disponible.

Grado de mezclado entre la sustancia química inyectada y los gases de combustión. La *NSR* disminuye a medida que aumenta el grado de mezclado.

Escabullimiento de amoníaco vs reducción de NO_x requerida. Mayores restricciones en el escabullimiento de amoníaco requerirán de menores *NSRs*, limitando entonces la reducción de NO_x alcanzable.

Estimación del Consumo de Reactivo y del Tamaño del Tanque

Una vez que la *NSR* es estimada, la razón de consumo de reactivo o razón de flujo masa de reactivo, expresada como libras por hora (*lb/hr*), puede calcularse utilizando:

$$\dot{m}_{reagent} = \frac{NO_{x_{in}} Q_B \eta_{NO_x} NSR M_{reagent}}{M_{NO_x} SR_T} \quad (1.15)$$

donde $M_{reagent}$ es el peso molecular del reactivo (60.06 gramos por mol para urea, 17.07 gramos por mol para amoníaco) y M_{NO_x} es el peso molecular del NO_2 (46.01 gramos por mol). El peso molecular del NO_2 es utilizado porque las emisiones de NO_x , $NO_{x_{in}}$, están dadas en *lb/MMBtu* de NO_2 . Como se estableció previamente, SR_T es la relación de moles equivalentes de NH_3 por mol de reactivo (1 para amoníaco y 2 para urea).

Para urea o amoníaco, la razón de flujo masa de la solución acuosa de reactivo está dada por:

$$\dot{m}_{sol} = \frac{\dot{m}_{reagent}}{C_{sol}} \quad (1.16)$$

donde C_{sol} es la concentración de la solución acuosa del reactivo, en peso.

La razón de flujo volumétrico de la solución, generalmente expresada en galones por hora (*gph*), está dada por:

$$q_{sol} = \frac{\dot{m}_{sol}}{\rho_{sol}} \quad (1.17)$$

donde ρ_{sol} es la densidad de la solución acuosa del reactivo, dada en la Tabla 1.1, 71.0 *lb/ft³* para

50% urea y 56 lb/ft³ para 29% amoníaco.

El volumen total almacenado en el tanque, o tanques, está basado en el volumen que requiere el sistema *SNCR* para operar un número especificado de días. El volumen almacenado en el sitio por el número de días de operación, $t_{storage}$, es :

$$V_{tank} = q_{sol} t_{storage} \quad (1.18)$$

Nótese que el volumen del tanque está basado típicamente en la razón máxima de suministro de calor anual, de modo que el factor de capacidad no está incluido en la Ecuación (14). Un requerimiento común de almacenamiento en el sitio es por 14 días de operación de *SNCR*.

1.3.2 Parámetros de Diseño para Especificaciones Detalladas/De Desempeño

Estimaciones de Costo Basadas en Especificaciones Detalladas

Esta subsección se incluye para describir la información que debe juntarse y suministrarse a un proveedor para preparar las especificaciones de diseño, particularmente la información del componente con mayor influencia en el costo del sistema. Los costos de capital y operación de *SNCR* pueden estimarse si se identifican las partes de mayor costo y el sistema se define con el detalle adecuado [1]. Los siguientes datos son proporcionados al proveedor del sistema para el diseño del sistema *SNCR*:

- La capacidad de la caldera en términos de la razón de suministro de calor(MMBtu/hr);
- Perfil de capacidad de la caldera – por ciento del tiempo que opera la caldera a una razón dada de suministro de calor;
- Tipo de unidad de combustión – caldera de fondo seco/húmedo, de *wall-fired* (pared de fuego), de *tangentially-fired* (fuego tangencial), de *cyclone fired* (fuego en ciclón), otros (e.g., de *stoker-fired* (fuego atizado)); año de construcción y fabricante;
- Dimensiones de la caldera – vista de la sección lateral; vista de la sección frontal; sección plana a través del horno (ancho x profundidad); altura de la zona de fuego; secciones a través de las cavidades (zonas) radiante y convectiva; otras características únicas, v.g., división de la pared/páneles en el horno o *backpass* (pasos inversos);
- Localización de los puertos de aire sobre el fuego, en el horno de la caldera;

- Localizaciones y tamaño de los puertos de observación de la caldera, puertos para las sondas de temperatura, aberturas del soplador de hollín y otros puntos para nuevos puertos potenciales;
- Diseño del precalentador de calor y datos de operación, incluyendo datos del soplador de hollín;
- Datos del Combustible – último y penúltimo análisis y *high heating value - HHV* (valor de calentamiento alto) para combustibles primarios y secundarios;
- Relaciones de quemado de combustible a cargas total y parciales (v.g., 100 por ciento, 70 por ciento y 30 por ciento);
- Datos de Prueba o Cálculos de Combustión - razón de flujo de gas de combustión a condiciones de diseño o reales; razón de exceso de aire a cargas total y parciales; composición del gas de combustión incluyendo O₂, NO_x, CO, SO₂, y HCl;
- Perfil de temperatura del gas de combustión desde la salida del horno hasta el economizador (v.g., donde la temperatura cae hasta cerca de 1,400°F) a varias cargas;
- Tiempo de residencia del gas de combustión – tiempo de residencia disponible del gas de combustión en la parte alta del horno y en el paso convectivo dentro de la ventana de temperatura para urea a varias cargas;
- Datos existentes o planeados de emisión de NO_x no controlado y de CO en ppm o *lb/MMBtu* sin el sistema *SNCR* propuesto, incluyendo cualquier cambio en emisiones relacionado con otras tecnologías instaladas o planeadas (v.g., quemador de bajo NO_x, recirculación de gas). Esto debe ser especificado para la operación de la caldera a carga completa y a cargas parciales seleccionadas;
- Reducción mínima esperada de NO_x o requerimientos de permiso para el nivel de emisiones de NO_x por chimenea (ppm o *lb/MMBtu*). Esto debe ser especificado para la operación de la caldera a carga completa y cargas parciales seleccionadas; y
- Razón permisible de emisión de subproductos, para emisiones reguladas tales como las de amoníaco y óxido nítrico.

El proveedor/fabricante de la caldera puede suministrar la mayoría de esta información

para unidades existentes o nuevas planeadas.. Para los datos del combustible, el diseñador necesita valores típicos o de diseño, así como el rango esperado. Para definir los perfiles de temperatura y de velocidad del gas de combustión en calderas existentes, es preferible obtener mediciones reales.

Para obtener una cotización representativa del costo de un proveedor del sistema *SNCR*, la solicitud debe contener suficientes detalles para minimizar las suposiciones de diseño por el proveedor. La *request for quotation - RFQ* (solicitud de cotización) debe incluir las especificaciones técnicas, así como los términos y condiciones comerciales.

Dos partes importantes de las especificaciones son el trabajo incluido en el alcance del proveedor y el trabajo no incluido (v.g., trabajo realizado por el dueño/operador). Lo más precisa y detallada la especificación del trabajo, lo más exacto el diseño y costo total del sistema. Para un alcance de vuelta de llave (diseño, suministro e izamiento de todo equipo, y demostrar la operación comercial al tiempo que cumple todos los criterios de desempeño), el trabajo excluido es mínimo.

Estimaciones de Costo en base a Especificaciones de Desempeño

La preparación de especificaciones detalladas implica tiempo y esfuerzo importantes (para ambos, el dueño y el proveedor) y no es crítica para estimaciones de presupuestos de costo. Para simplificar el proceso, una aproximación de especificaciones por desempeño puede utilizarse en la *RFQ*. En esta aproximación, los datos básicos requeridos de planta y combustible son proporcionados junto con los requerimientos de desempeño del sistema *SNCR* requerido, excluyendo detalles relacionados con el equipo (e.g., materiales de construcción, redundancia de equipo y nivel de instrumentación y controles) [1].

Las especificaciones de desempeño deben incluir una descripción del sistema y componentes con suficiente detalle para entender el tipo y calidad del sistema propuesto por el proveedor. Debe también obtenerse del proveedor, una relación de costos de los componentes y subsistemas importantes, para permitir una evaluación independiente, remoción o adición y para comparar otras propuestas sobre bases de equidad. La especificación de desempeño de *SNCR* típicamente debe requerir los siguientes artículos en relación con el desempeño del control de las emisiones de NO_x , consumo de sustancias químicas y otras razones de consumo a cargas completa y parciales:

- Razones de emisión de NO_x garantizadas y esperadas, en unidades de *lb/MMBtu* y *lb/hr* con periodos de promedio como se define en el permiso de calidad del aire del establecimiento.
- Escabullimiento garantizado y esperado de NH_3 , ppm (otras condiciones, tal como base seca, por ciento de O_2 , según el permiso de aire);
- Emisiones garantizadas y esperadas de N_2O (se necesitan las garantías si es una

condición del permiso);

- Otros límites de emisión según sean especificados (o anticipados) en el permiso.
- Razón estequiométrica normalizada (*NSR*) propuesta para lograr la reducción requerida de NO_x ;
- Razón garantizada y esperada de consumo de reactivo;
- Razón garantizada y esperada de aire de dilución, vapor o agua;
- Presión y razón de consumo de aire para atomizar y para enfriamiento (o vapor); y
- Consumo garantizado y esperado de energía eléctrica.

1.4 Análisis de Costo

La metodología de estimación de costo presentada aquí, proporciona una herramienta para estimar costos de capital y anuales a nivel estudio de *SNCR*. La selección real de la opción más efectiva en costo debe basarse en un estudio detallado de ingeniería y en las cotizaciones de costo de los proveedores de sistemas. Los costos se presentan en dólares a Diciembre.

Las ecuaciones de estimación de costos presentadas en esta sección, están basadas en ecuaciones desarrolladas en el borrador de reporte de la *EPA Selective Noncatalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers* (Reducción No Catalítica Selectiva para el Control de NO_x en Calderas a Carbón) [1]. Estas ecuaciones siguen la metodología de costos utilizada por el *Electric Power Research Institute (EPRI)* [7]. En el método de *EPRI*, ambos, el *purchased equipment cost - PEC* (costo de equipo comprado) y el *direct installation cost* (costo directo de instalación), son estimados juntos. Esta metodología es diferente de la metodología del *OAQPS Control Cost Manual* (Manual de Costos de Control de la *OAQPS*), la cual estima los costos de equipo e instalación separadamente. Debido a la disponibilidad limitada de datos de costo de equipo y de datos de costo de instalación, las ecuaciones para los costos de capital de *SNCR* no fueron reformulados.

Las ecuaciones de costos de capital y anual fueron desarrolladas para calderas de servicio e industriales a carbón de pared de fuego y tangenciales, con razones de suministro de calor variando desde 250 *MMBtu/hr* hasta 6000 *MMBtu/hr*. El diseño del sistema *SNCR* utilizado para la estimación de costo es un **sistema en base a urea**. Un sistema en base a amoníaco tendría diferentes costos de equipo de almacenamiento, distribución e inyección. Las ecuaciones de costo son suficientes para eficiencias de reducción de NO_x de hasta 50%.

El escabullimiento de amoníaco permitido para el sistema *SNCR* varía desde 2 hasta 10 ppm. [1]

Las ecuaciones de costo son aplicables a reconversiones a *SNCR* en calderas existentes. El procedimiento de estimación de costo, sin embargo, es adecuado para reconversión o aplicaciones en caldera nueva de *SNCR*, en todos los tipos de calderas de servicio eléctrico a carbón y en calderas industriales grandes. El incremento en el costo debido a la reconversión es aproximadamente de 10% a 30% del costo de un *SNCR* aplicado a una caldera nueva. [10].

1.4.1 Total Capital Investment - TCI (Inversión de Capital Total)

La Inversión de Capital Total (*TCI*) incluye costos directos e indirectos asociados con la compra e instalación de equipo *SNCR*. Los costos incluyen el costo de equipo (*EC*) para el sistema *SNCR* mismo, el costo de equipo auxiliar, costos directos e indirectos de instalación, costos adicionales debido a instalaciones tales como remoción de asbesto, costos de los edificios y preparación del sitio, establecimientos fuera del sitio, terreno y capital de trabajo. En general, *SNCR* no requiere edificios, preparación del sitio, establecimientos fuera del sitio, terreno ni capital de trabajo.

Direct Capital Costs (Costos Directos de Capital)

La ecuación para el costo directo de capital desarrollada en la Referencia [1], está basada en datos de una caldera representativa. Estos datos son utilizados para desarrollar una ecuación para el rango de tamaños de calderas de interés, aplicando una metodología de escalamiento de la *EPRI Technical Assistance Guide (TAG)* [3]. La ecuación supone que los parámetros de desempeño varían en proporción directa al tamaño de la caldera. Los costos son ajustados a dólares de 1998, utilizando el índice de costos del *Chemical Engineering*.

La estimación del costo directo de capital incluye el *PEC* tal como el equipo, instrumentación, impuesto sobre ventas y fletes, del sistema *SNCR*. Esto incluye los costos asociados con mediciones de campo, modelaje numérico y diseño del sistema. También incluye los costos directos de instalación, tales como del equipo auxiliar (v.g., conductos, compresor), cimientos y soportes, manejo e izamiento, instalación eléctrica, tubería, aislamiento y pintura. Además se incluyen costos como los de remoción de asbesto. La Tabla 1.2 presenta una lista de los requerimientos de equipo e instalación para un sistema *SNCR* en base a urea.

La ecuación del costo directo de capital es una función de ambos, la razón de suministro de calor de la caldera y la eficiencia de remoción de NO_x . La razón de suministro de calor de la caldera indica el tamaño de la caldera y la razón de flujo del gas de combustión, la cual afecta directamente el tamaño del sistema *SNCR*. La eficiencia de remoción de NO_x afecta a ambos, la razón requerida de flujo de urea y el equipo asociado relacionado con la urea. Aumentos en la eficiencia de remoción de NO_x , requerirá razones de flujo de urea mayores y aumento del tamaño

y/o número del equipo relacionado con la urea, tal como los tanques de almacenamiento. La ecuación para el *direct capital cost* - DC (costo directo de capital) de un *SNCR* en base a urea, en dólares, es:

$$DC = \frac{\$950}{MMBtu} Q_B \left(\frac{2375 \frac{MMBtu}{hr}}{Q_B} \right)^{0.577} (0.66 + 0.85\eta_{NO_x}) \quad (1.19)$$

Donde 950 \$/(MMBtu/hr) es el costo directo de capital para una caldera de 2375 MMBtu/hr a 40% de eficiencia de remoción de NO_x . [1].

Indirect Capital Costs (Costos Indirectos de Capital)

Los costos indirectos de instalación incluyen costos tales como: construcción y honorarios del contratista, arranque y prueba, capital de inventario y cualquier costo de contingencia del proceso y del proyecto. Como se explica en la Sección 1: Introducción, del Manual, a la estimación del costo directo de capital se le aplican valores promedio de factores indirectos de instalación, para obtener los valores de los costos indirectos de instalación. Estos costos son estimados como un porcentaje del *TCI*. Las ecuaciones para los costos indirectos de instalación se presentan en la Tabla 1.4.

1.4.2 Total Annual Costs (Costos Totales Anuales)

Los *total annual costs* - *TAC* (costos totales anuales), consiste en los costos anuales directos e indirectos, y los créditos de recuperación. Los costos anuales directos son los que están asociados o proporcionales a la cantidad de gas desechado procedente de la operación del sistema de control y serán incurridos aun si el equipo se para. No se incluyen recuperaciones de créditos por subproductos, porque no hay subproductos vendibles generados por el *SNCR* [1]. Cada uno de estos costos son discutidos en las secciones siguientes. Un análisis más detallado de los costos de capital se puede encontrar en la Sección 1, Capítulo 2 de este Manual.

Los parámetros de diseño son estimados utilizando la razón máxima de suministro de calor anual de la caldera para asegurar un adecuado diseño de tamaño del sistema *SNCR*. Los costos anuales son calculados utilizando la razón promedio de suministro de calor de la caldera y del sistema *SNCR* utilizando CF_{total} . Este procedimiento asegura que los costos anuales son basados en las condiciones actuales de operación en vez del caso de estudio.

Tabla 1.4: Factores de Costo de Capital para una Aplicación *SNCR*

Descripción	Dato o Fórmula
Tamaño de la Caldera (MMBtu/hr)	Q_B
Eficiencia de Remoción de NO_x	O_{NO_x}
Año del Costo	1998
Costos Directos Totales de Capital (\$)	$DC(\$) = \frac{\$950}{\frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}}} Q_B \left(\frac{2375 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}}}{Q_B} \right)^{0.577} (0.66 + 0.85 \eta_{\text{NO}_x})$
Costos Indirectos de Instalación	
Planta General (\$)	$0.05 \times A$
Honorarios de Ingeniería y de la Oficina Matriz (\$)	$0.10 \times A$
Contingencia de Proceso (\$)	$0.05 \times A$
Costos Indirectos Totales de Instalación (\$)	$B = A \times (0.05 + 0.10 + 0.05)$
Contingencia de Proceso (\$)	$C = 0.15 \times (A + B)$
Costo Total de la Planta (\$)	$D = A + B + C$
Asignaciones para Fondos	
Durante la Construcción (\$)	$E = 0$ (Supuesto para SNCR)
Asignaciones para Derechos de Autor (\$)	$F = 0$ (Supuesto para SNCR)
Costos de Preproducción (\$)	$G = 0.02 \times (D + E)$
Capital en Inventario* (\$)	$H = \text{Vol}_{\text{reagent}} (\text{gal}) \times \text{Costo}_{\text{reagent}} (\$/\text{gal})$
Catalizador Inicial y Sustancias Químicas (\$)	$I = 0$ (Supuesto para SNCR)
Inversión Total de Capital (TCI) (\$)	$TCI = D + E + F + G + H + I$

* Costo de la urea almacenada en el sitio, v.g., la primer llenada de los tanques de reactivos.

Direct Annual Costs (Costos Directos Anuales)

Los *direct annual costs* - DAC (costos directos anuales) incluyen costos variables y fijos. Los costos variables directos anuales consideran la compra de reactivo, servicios (energía eléctrica y agua), y cualquier carbón adicional y la disposición de la ceniza resultante de la operación del SNCR. Los costos fijos directos anuales incluyen la mano de obra de operación y de supervisión y los de mantenimiento (mano de obra y materiales).

$$DAC = \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anualde} \\ \text{Mantenimiento} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anualde} \\ \text{Re activo} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anualde} \\ \text{Electricidad} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anualde} \\ \text{Agua} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anualde} \\ \text{Carbon} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anualde} \\ \text{Cenizas} \end{array} \right) \quad (1.20)$$

Mano de Obra de Operación y Supervisión

En general, no se requiere personal adicional para operar o mantener el equipo del SNCR en establecimientos industriales grandes. Por lo tanto, el costo de la mano de obra de operación y de supervisión se supone despreciable.

Mantenimiento

El costo anual de mano de obra y de materiales de mantenimiento, incluyendo reemplazo de las boquillas de los inyectores, se supone que es 1.5% de la Inversión de Capital Total, TCI, en dólares. La ecuación es para el *annual maintenance cost - AMC* (costo anual de mantenimiento), dada por:

$$\text{Costo Anual de Mantenimiento} = 0.015 \text{ TCI} \quad (1.21)$$

Consumo de Reactivo

El costo anual de la compra de reactivo es estimado utilizando la razón de flujo volumétrico de la solución acuosa del reactivo, q_{reagent} , y el factor de capacidad, CF_{total} , calculado en la Sección 4-1.3.2.1 utilizando:

$$\text{Costo Anual del Reactor} = q_{\text{reag}} \text{ Cost}_{\text{reag}} t_{\text{op}} \quad (1.22)$$

donde $\text{Cost}_{\text{reag}}$ es el costo del reactivo en dólares por galón (\$/gal).

Servicios

El consumo de energía eléctrica en kilowatts estimado para operaciones SNCR, es derivado en el Apéndice B del borrador de reporte de la EPA, *Selective Noncatalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers* (Reducción No Catalítica Selectiva para el Control de NO_x en Calderas a Carbón) [1]. Se basa en la regresión lineal de datos de consumo de energía eléctrica, correlacionados a la concentración de NO_x no controlado, $NO_{x\text{in}}$, la NSR y el suministro de calor de la caldera, Q_B .

$$P = \frac{0.47 \text{ NO}_{x\text{in}} \text{ NSR } Q_B}{9.5} \quad (1.23)$$

Utilizando el consumo estimado de energía eléctrica, $Power$, el costo anual de la electricidad se estima de la siguiente ecuación:

$$Costo\ Anual\ de\ electricidad = P\ Cost_{elect}\ t_{op} \quad (1.24)$$

donde $Cost_{elect}$ es el costo de la electricidad en dólares por kW (\$/kw).

Consumo de Agua

El costo anual del agua para diluir la urea se calcula de la razón de flujo masa de la urea en solución acuosa y de la concentración de la urea en solución acuosa durante el almacenamiento, $C_{urea\ sol\ stored}$, y de la concentración promedio de la urea inyectada, $C_{urea\ sol\ inj}$. La ecuación en galones por hora es:

$$q_{water} = \frac{\dot{m}_{sol}}{\rho_{water}} \left(\frac{C_{urea\ sol\ stored}}{C_{urea\ sol\ inj}} - 1 \right) \quad (1.25)$$

donde 8.345 es la masa de agua en un galón de agua. Para la dilución de la urea de una solución al 50% hasta una solución al 10%, la Ecuación (20) se vuelve:

$$q_{water} = \frac{4\ \dot{m}_{sol}}{\rho_{water}} \quad (1.26)$$

Utilizando esta estimación para la razón anual de flujo volumétrico de agua, el costo anual del consumo de agua es:

$$Costo\ anual\ de\ agua = q_{water}\ Cost_{water}\ t_{op} \quad (1.27)$$

donde $Cost_{water}$ es el costo de agua en dólares por galón (\$/gal).

Carbón y Cenizas

El carbón adicional requerido como resultado del calor utilizado para evaporar el agua de la solución inyectada (agua en la solución de urea almacenada y el agua de dilución), se estima utilizando la siguiente ecuación:

$$\Delta Carbon = H_v\ \dot{m}_{reactivo} \left(\frac{1}{C_{urea\ sol\ inj}} - 1 \right) \quad (1.28)$$

donde $C_{urea\ sol\ inj}$ es la concentración de la solución acuosa del agente urea inyectada. H_v , el calor de vaporización aproximado del agua a 310°F, es 900 Btu/lb , la cual es una temperatura representativa para el gas de combustión saliendo del calentador de aire.

Aunque el agua de la solución de urea es evaporada en el horno a alta temperatura (debido a la inyección de urea en las zonas del horno a más de 1,500°F), la temperatura a la salida del calentador de aire es utilizada, porque es el punto final termodinámico del proceso de combustión. La cantidad de combustible quemado en la caldera depende de la eficiencia de la caldera, la cual, a su vez, depende de la temperatura a la salida del calentador de aire y de la humedad en el gas que sale del calentador de aire. Se enciende la caldera para mantener el flujo de vapor para mantener el flujo de vapor requerido (v.g., para la turbina de vapor). Debido a que el agua de la solución de urea se evapora en la caldera, la eficiencia de la caldera disminuye. Consecuentemente, se necesita quemar más combustible para mantener el flujo de vapor requerido.

Con la urea como reactivo, inyectada como una solución al 10% y $H_v = 900 \text{ lb/Btu}$, la Ecuación (23) en MMBtu por hora se vuelve:

$$\Delta \text{Carbon} \left(\frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}} \right) = \frac{900 \left(\frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \right) \dot{m}_{\text{reactivo}} \left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) 9}{10^6 \left(\frac{\text{Btu}}{\text{MMBtu}} \right)} \quad (1.29)$$

Como resultado de la quema adicional de carbón, se genera ceniza adicional. Esta ceniza debe disponerse o venderse como subproducto. Esta metodología de costo supone que la ceniza es dispuesta. La ceniza adicional estimada para ser dispuesta, está dada por:

$$\Delta \text{Ceniza} = \frac{\Delta \text{Carbon ash product}}{HHV} \quad (1.30)$$

donde *ash product* es la fracción de ceniza producida como un subproducto de quemar un tipo de carbón dado; y *HHV* es el valor de calentamiento alto del carbón tal como está dado en la Tabla 1.3.

El costo del carbón adicional requerido para mantener la misma producción de vapor de la caldera es:

$$\text{Costo Anual} \Delta \text{Carbon} = \Delta \text{Carbon} \text{Cost}_{\text{coal}} t_{op} \quad (1.31)$$

donde $\text{Cost}_{\text{coal}}$ es el costo del carbón en dólares por MMBtu ($\$/\text{MMBtu}$).

El costo de la disposición de la ceniza adicional debida al uso adicional de combustible, está dado por:

$$Costo\ Anual\ \Delta Ceniza = \Delta Ceniza\ Cost_{ash}\ t_{op} \quad (1.32)$$

donde $Cost_{ash}$ es el costo de disposición de ceniza en dólares por tonelada (\$/ton).

Indirect Annual Costs (Costos Indirectos Anuales)

En general, los costos indirectos anuales incluyen al costo de recuperación de capital, impuestos prediales, seguros, gastos administrativos y otros gastos. El costo de recuperación de capital está basado en el tiempo anticipado de vida del equipo y de la tasa de interés anual empleada. Un tiempo de vida del sistema de 20 años es típico para sistemas *SNCR*.

Los *total indirect annual costs - IDAC* (costos indirectos totales anuales) pueden expresarse como:

$$IDAC = CRF\ TCI \quad (1.33)$$

donde TCI es la inversión de capital total y CRF es el factor de recuperación de capital. El factor de recuperación de capital, CRF , está definido por:

$$CRF = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (1.34)$$

donde i es la tasa de interés supuesta y n es la vida económica del sistema *SNCR*.

Total Annual Cost (Costo Total Anual)

El *total annual cost - TAC* (costo total anual), por poseer y operar un sistema *SNCR*, es la suma de los costos directos e indirectos anuales, tal como está dado en la siguiente ecuación:

$$TAC = DC + IDAC \quad (1.35)$$

Las toneladas removidas de NO_x anualmente son:

$$NO_x\ Removed = NO_{x_{in}}\ \eta_{NO_x}\ Q_B\ t_{op} \quad (1.36)$$

El costo en dólares por tonelada de NO_x removido por año es:

$$Cost\ Efficiency = \frac{TAC}{NO_x\ Removed} \quad (1.37)$$

1.5 Problema de Ejemplo

Un problema de ejemplo, el cual calcula ambos, los parámetros de diseño y los costos de capital y anuales, se presenta enseguida. La base del diseño es una reconversión a sistema *SNCR* siendo aplicado a una caldera industrial de 1000 *MMBtu/hr* de pared de fuego que quema carbón sub-bituminoso. Las siguientes suposiciones se hacen para realizar los cálculos:

Valor de Calentamiento Alto del Combustible	10,000 <i>Btu/lb</i>
Razón Máxima de Consumo de Combustible	1.0 x 10 ⁵ <i>lb/hr</i>
Consumo Promedio Anual de Combustible	4.38 x 10 ⁸ <i>lb</i>
Número de Días de Operación del <i>SNCR</i>	155 días
Concentración de NO _x No Controlado	0.46 <i>lb/MMBtu</i>
Concentración Requerida de NO _x Controlado	0.30 <i>lb/MMBtu</i>
Por Ciento del Peso de la Ceniza del Combustible	7.5%
Concentración de la Urea Almacenada	Solución de urea al 50%
Concentración de Urea Inyectada	Solución de Urea al 10%
Número de Días de Almacenamiento de Urea	14 días

Además de estas suposiciones, los factores económicos estimados requeridos para realizar los cálculos, están tomados de las Referencias [2] y [3]. Estas estimaciones son:

Año del Costo	Diciembre de 1998
Vida del Equipo	20 años
Tasa de Interés Anual	7%
Costo del Carbón, Bituminoso del Este	1.60 \$/ <i>MMBtu</i>
Costo de Disposición de la Ceniza	11.28 \$/ton
Costo de la Solución de Urea al 50%	0.85 \$/gal
Costo del Consumo de Agua	0.0004 \$/gal

1.5.1 Ejemplo de Parámetros de Diseño

La razón anual de suministro de calor de la caldera, Q_b , se calcula a partir del Valor de Calentamiento Alto para carbón sub-bituminoso, dado en la Table 1.3 y de la razón máxima de

consumo de combustible, \dot{m}_{fuel} :

$$Q_B = \frac{10,000 \frac{Btu}{lb} \times 100,000 \frac{lb}{hr}}{10^6 \frac{Btu}{MMBtu}} = 1,000 \frac{MMBtu}{lb}$$

El factor de capacidad de la planta se calcula de los consumos de combustible máximo y promedio anual:

$$CF_{plant} = \frac{4.38 \times 10^8 \text{ lb}}{1 \times 10^5 \left(\frac{lb}{hr} \right) \times 8760 \frac{hr}{yr}} = 0.5 = 50\%$$

El factor de capacidad del sistema *SNCR* se calcula de los meses de operación del *SNCR*, 5 meses:

$$CF_{SNCR} = \frac{155 \text{ days}}{365 \text{ days}} = 0.42 = 42\%$$

El factor de capacidad total incluyendo ambos factores de capacidad, de la planta y del *SNCR*, está dada por:

$$CF_{total} = 0.5 \times 0.42 = 0.21 = 21\%$$

La eficiencia de remoción de NO_x , η_{NO_x} , se calcula a partir de la concentración de entrada de NO_x y de la concentración requerida de NO_x en la chimenea:

$$\eta_{NO_x} = \frac{0.46 \frac{lb}{MMBtu} - 0.30 \frac{lb}{MMBtu}}{0.46 \frac{lb}{MMBtu}} = 0.35 = 35\%$$

La ecuación derivada por Bechtelen en la Referencia [1] es utilizada para estimar la *NSR* para el sistema *SNCR*. La estimación está dada por:

$$NSR = \frac{\left[\left(2 \times 0.46 \frac{lb}{MMBtu} \right) + 0.7 \right] \times 0.35}{0.46 \frac{lb}{MMBtu}} = 1.23$$

La utilización del reactivo puede entonces calcularse en base a la eficiencia requerida de remoción de NO_x y del valor de la *NSR*, utilizando:

$$\text{Utilizacion} = \frac{0.35}{1.23} = 0.28 = 28\%$$

El valor de la *NSR* indica que 1.23 moles of NH_3 se requieren por mol de NO_x no controlado, para reducir el nivel de NO_x en 35%. Esto se traduce en una utilización del reactivo de 0.28, la relación de moles de reactivo reaccionando a las moles inyectadas. Esto indica que el 28% del reactivo inyectado está siendo utilizado para la remoción de NO_x . El reactivo remanente está siendo destruido o está pasando a través, como escabullimiento de amoníaco.

La razón de flujo masa del reactivo es calculada utilizando el peso molecular del reactivo, 60.06 g/mol y del NO_2 , 46.01 g/mol y la SR_T para la urea, 2. Para una *NSR* de 1.23, la razón de flujo masa del reactivo está dada por:

$$\dot{m}_{\text{reactante}} = \frac{0.46 \frac{\text{lb}}{\text{MMBtu}} \times 1000 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}} \times 0.35 \times 1.23 \times 60.06 \frac{\text{g}}{\text{mole}}}{2 \times 46.01 \frac{\text{g}}{\text{mole}}} = 130 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

La razón de flujo de la solución diluida, donde la concentración de la solución acuosa es de 50% de urea, está dada por:

$$\dot{m}_{\text{sol}} = \frac{130 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{0.50} = 260 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

La razón de flujo volumétrico de la solución puede entonces calcularse, donde ρ es la densidad de la solución acuosa del reactivo, 71.0 lb/ft^3 para solución acuosa de urea al 50% a 60°F .

$$q_{\text{sol}} = \frac{260 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 7.481 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3}}{71.0 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 27 \text{ gph}$$

El volumen total almacenado en el tanque, o tanques, está basado en el volumen que requiere el sistema *SNCR* para 14 días de operación. El requerimiento de almacenamiento en el sitio está dado por:

$$\text{Volumen}_{\text{tank}} = 27 \text{ gph} \times 14 \text{ days} \times \frac{24 \text{ hr}}{\text{day}} = 9072 \text{ gal}$$

El requerimiento de almacenamiento en el sitio para urea es de 9,072 galones para 14 días. Esto muestra que para una caldera grande, 1000 $MMBtu/hr$ con 35% de eficiencia de remoción de NO_x , el volumen de urea requerido para operar un sistema *SNCR* para 155 días durante los meses del verano, es aproximadamente de 10,500 galones.

Una estimación del consumo de energía eléctrica está dada por:

$$\text{Potencia} = \frac{0.47 \times 0.46 \frac{\text{lb}}{\text{MMBtu}} \times 1000 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}}}{9.5} = 23 \text{ kW}$$

El consumo de agua, suponiendo una solución de urea al 50% almacenada y una solución de urea al 10% inyectada, es:

$$q_{\text{agua}} = \frac{260 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{8.345 \frac{\text{lb}}{\text{gal}}} \times \left(\frac{0.05}{0.10} - 1 \right) = 125 \text{ gph}$$

El carbón adicional y la ceniza requerida adicionales para mantener la misma producción neta de calor, está dada por

$$\Delta C_{\text{Carbon}} = \frac{260 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 900 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{10^6 \frac{\text{Btu}}{\text{MMBtu}}} \times \left(\frac{1}{0.10} - 1 \right) = 2 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}}$$

$$\Delta C_{\text{Ceniza}} = \frac{2 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}} \times 0.077 \times 10^6 \frac{\text{Btu}}{\text{MMBtu}}}{10,000 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}} = 15 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

1.5.2 Ejemplo de Estimación de Costo

Una vez que se ha diseñado el tamaño del sistema *SNCR*, los costos de capital y anuales para el sistema *SNCR* pueden estimarse. Los costos directos de capital son estimados utilizando:

$$DC = \frac{\$950}{\text{MMBtu}} \times 1000 \left(\frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}} \right) \times \left(\frac{2375 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}}}{1000 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}}} \right)^{0.577} \times [0.66 + (0.85 \times 0.35)] = \$1,498,152$$

Los costos indirectos de capital son estimados de los costos directos de capital utilizando la siguiente ecuación:

Costos Indirectos de Instalación	
Planta General (\$)	$\$1,498,152 \times 0.05 = \$74,908$
Honorarios de Ingeniería y de la Oficina Matriz (\$)	$\$1,498,152 \times 0.10 = \$149,815$
Contingencia de Proceso (\$)	$\$1,498,152 \times 0.05 = \$74,908$
Costos Indirectos Totales de Instalación (\$)	$\$74,908 + \$149,815 + \$74,908 = \$299,630$
Contingencia de Proceso (\$)	$(\$1,498,152 + \$299,630) \times 0.15 = \$269,667$
Costo Total de la Planta (\$)	$\$149,815 + \$299,630 + \$269,667 = \$719,112$
Costo de Preproducción (\$)	$\$719,112 \times 0.02 = \$143,82$
Capital en Inventario* (\$)	$9072 \text{ gal} \times 0.85 \text{ \$ / gal} = \$7,711$
Inversión Total de Capital (TCI) (\$)	$\$719,112 + \$143,82 + \$7,711 = \$741,205$

Los costos anuales están basados en los factores económicos listados anteriormente. Además, se supone que el sistema *SNCR* opera 5 meses al año con una carga a la caldera de 65%, resultando en una capacidad total de 27%. Los costos variables anuales están dados por:

$$\text{Costo Anual de Mantenimiento} = 0.015 \times \$2,116,509 = \frac{\$31,748}{\text{yr}}$$

$$\text{Costo Anual del Reactante} = 27 \text{ gph} \times 0.85 \frac{\$}{\text{gal}} \times \left[0.21 \times 8760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \right] = \frac{\$42,218}{\text{yr}}$$

$$\text{Costo Anual de Electricidad} = 23 \text{ kW} \times 0.05 \frac{\$}{\text{kW}} \left[0.21 \times 8760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \right] = \frac{\$2,115}{\text{yr}}$$

$$\text{Costo Anual de Agua} = 125 \text{ gph} \div 0.0004 \frac{\$}{\text{gal}} \times \left[0.21 \times 8760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \right] = \frac{\$92}{\text{yr}}$$

$$\text{Costo Anual de } \Delta\text{Carbon} = 2 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}} \times 1.60 \frac{\$}{\text{MMBtu}} \times \left[0.21 \times 8760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \right] = \frac{\$5,887}{\text{yr}}$$

$$\text{Costo Anual de } \Delta\text{Ceniza} = \frac{15 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 11.28 \frac{\$}{\text{ton}} \times \left[0.21 \times 8760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \right]}{2,000 \frac{\text{lb}}{\text{ton}}} = \frac{\$156}{\text{yr}}$$

El costo directo variable total anual, la suma de los costos de reactivo, electricidad, agua, carbón y ceniza, está dado por:

$$\text{Costo Variable Total} = (42,218 + 2,115 + 92 + 5,887 + 156) \frac{\$}{\text{yr}} = \frac{\$50,468}{\text{yr}}$$

y el costo directo total anual está dado por la suma de los costos de mantenimiento y variable:

$$\text{Costo Directo Anual Total (DAC)} = \frac{\$31,748}{\text{yr}} + \frac{\$50,468}{\text{yr}} = \frac{\$82,216}{\text{yr}}$$

Los costos indirectos totales anuales suponen que el factor del impuesto predial F_{tax} , y el factor de otros gastos, F_{ovhd} , son cero ambos. El factor de recuperación de capital, CRF , está definido por:

$$CRF = \frac{0.07 (1+0.07)^{20}}{(1+0.07)^n - 1} = 0.09439$$

y los costos indirectos anuales ($IDAC$) son calculados por:

$$IDAC = 0.09439 \times \$2,116,509 = \frac{\$199,777}{\text{yr}}$$

El costo total anual es la suma de los costos directo anual e indirecto anual, dado por:

$$TAC = \frac{\$82,216}{\text{yr}} + \frac{\$199,777}{\text{yr}} = \frac{\$281,993}{\text{yr}}$$

El costo anual en términos de NO_x removido, puede ser calculado utilizando el costo total anual y las toneladas de NO_x removido anualmente, por:

$$NO_x \text{ Removido} = \frac{0.46 \frac{lb}{MMbtu} \times 0.35 \times 1000 \frac{MMbtu}{hr} \left[0.21 \times 8670 \frac{hr}{yr} \right]}{2000 \frac{lb}{ton}} = 148 \text{ tons}$$

y

$$\text{Efectividad de Costo} = \frac{281,993 \frac{\$}{yr}}{148 \frac{tons}{yr}} = \frac{\$1905}{ton}$$

Referencias

- [1] *Selective Noncatalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers, Draft Report, prepared for the U.S. Environmental Protection Agency by The Cadmus Group, Inc., Bechtel Power Corporation, and Science Applications International Corporation. May 1998.*
- [2] *Investigation of Performance and Cost of NO_x Controls as Applied to Group 2 Boilers. Revised Draft Report, prepared for the U.S. Environmental Protection Agency by The Cadmus Group, Inc., Bechtel Power Corporation, and Science Applications International Corporation. August 1996.*
- [3] *Cost Estimates for Selected Applications of NO_x Control Technologies on Stationary Combustion Boilers, Draft Report and Responses to Comments on the Draft Report. prepared for the U.S. Environmental Protection Agency by The Cadmus Group, Inc., and Bechtel Power Corporation. June 1997.*
- [4] *Analyzing Electric Power Generation Under the CAAA. EPA Office of Air and Radiation. March 1998.*
- [5] *Committee of the Institute of Clean Air Companies, Inc. White Paper, Selective Non-Catalytic Reduction (SNCR) for Controlling NO_x Emissions. SNCR. October 1997.*
- [6] *Tanner Industries, Inc. Storage & Handling of Ammonium Hydroxide. Philadelphia, PA. October 1995.*
- [7] *Electric Power Research Institute (EPRI). Technical Assessment Guide, Vol. 1. Revision 7, 1993.*
- [8] *Northeast States for Coordinated Air Use Management (NESCAUM). Status*

Report on NO_x Control Technologies and Cost Effectiveness for Utility Boilers. June 1998.

- [9] *United States Patent, Method for the Reduction of the Concentration of NO In Combustion Effluents Using Ammonia. Inventor: Richard K. Lyon, Patent Number 3,900,554. August 19, 1975.*
- [10] *Rini, M.J., J.A. Nicholson, and M.B. Cohen. Evaluating the SNCR Process for Tangentially-Fired Boilers. Presented at the 1993 Joint Symposium on Stationary Combustion NO_x Control, Bal Harbor, Florida. May 24 - 27, 1993.*
- [11] *Institute of Clean Air Companies, (ICAC). Proceedings from ICAC Forum: Cutting NO_x Emissions. March, 2000.*
- [12] *State and Territorial Air Pollution Program Administrators (STAPPA) and Association of Local Air Pollution Control Officials (ALAPCO). Controlling Nitrous Oxides. July 1994.*
- [13] *Personal communication with Mike Knenlein of Fuel Tech to Paula Hemmer (Pechan-Avanti) on April 2, 2000.*
- [14] *Majors, Russ K., Dr. Russell Hill, Robert McMurry, and Scott Thomas, A Study of the Impact of Ammonia Injection on Marketable Fly Ash Including Quality Control Procedures,*

Sección 4

Controles de NO_x

Daniel C. Mussatti
Innovative Strategies and Economics Group
Grupo de Economía y Estrategias Innovadoras
Air Quality Strategies and Standards Division
División de Estrategias y Normas de la Calidad del Aire
Office of Air Quality Planning and Standards
Oficina de Planeación y Normas de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Octubre del 2000

Sección 4.1

Controles de NO_x en La Combustion

Nueva Sección Planeada

Sección 4.2

Controles de NO_x Post-Combustion

Daniel C. Mussatti
Innovative Strategies and Economics Group
Grupo de Economía y Estrategias
Air Quality Strategies and Standards Division
División de Estrategias y Normas de la Calidad del Aire
Office of Air Quality Planning and Standards
Oficina de Planeación y Normas de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Ravi Srivastava
Office of Research and Development
Oficina de Investigación y Desarrollo
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Octubre del 2000

Introducción

Los óxidos de nitrógeno (NO_x) son contaminantes gaseosos que se forman principalmente a través de procesos de combustión. Mientras que el gas de combustión se encuentra dentro de la unidad de combustión, cerca del 95% del NO_x existe en forma de óxido nítrico (NO). El resto es dióxido de nitrógeno (NO_2), el cual es inestable a altas temperaturas. Una vez que el gas de combustión es emitido a la atmósfera, la mayor parte del NO_x es finalmente convertido a NO_2 . El NO_x en la atmósfera reacciona en presencia de la luz solar para formar ozono (O_3), uno de los contaminantes criterios para el que se han establecido *National Ambient Air Quality Standards* (Normas Nacionales de la Calidad del Aire Ambiental) en base a efectos en la salud. Puesto que la formación del ozono requiere de luz solar y altas temperaturas, la formación de ozono es mayor en los meses del verano.

El NO_x se genera de una de tres formas; NO_x combustible; NO_x termal y *prompt* NO_x (NO_x inmediato). El NO_x combustible es producido por la oxidación del nitrógeno en la fuente del combustible. La combustión de combustibles con alto contenido de nitrógeno, tales como el carbón y los aceites residuales, produce mayores cantidades de NO_x que aquellos con bajo contenido de nitrógeno, tales como aceite destilado y gas natural. El NO_x termal se forma por la fijación de nitrógeno y oxígeno molecular a temperaturas mayores a 3600°F (2000°C). El NO_x inmediato se forma de la oxidación de radicales de hidrocarburos cerca de la flama de la combustión y produce una cantidad insignificante de NO_x .

La *Selective Noncatalytic Reduction - SNCR* (Reducción No Catalítica Selectiva) y la *Selective Catalytic Reduction - SCR* (Reducción Catalítica Selectiva), son tecnologías de control post-combustión, basadas en la reducción química de los óxidos de nitrógeno (NO_x) a nitrógeno molecular (N_2) y vapor de agua (H_2O). La diferencia primordial entre las dos tecnologías es que la *SCR* utiliza un catalizador para aumentar la eficiencia de remoción de NO_x , lo que permite que el proceso ocurra a bajas temperaturas. Las tecnologías pueden usarse separadamente o en combinación con otras tecnologías de control de NO_x , *low NO_x burners - LNB* (quemadores de bajo NO_x) y *natural gas reburn - NGR* (requemado de gas natural). *SNCR* y *SCR* pueden diseñarse para proporcionar reducciones de NO_x todo el año o solamente durante los meses del verano, cuando es mayor la preocupación por el ozono.

Esta sección presenta especificaciones de diseño y una metodología de estimación de costos para aplicaciones *SNCR* y *SCR* en calderas industriales grandes (mayores que 250 MMBtu/hr). Su principal propósito es presentar costos estimados a nivel estudio. Estos estimados puede utilizarse para comparar los costos aproximados de *SNCR*, *SCR* y de tecnologías alternas de control de NO_x . La metodología de costeo se basa en estimaciones de costo para aplicaciones *SNCR* y *SCR* en calderas de servicios, por la *Office of Research and Development* (Oficina de Investigación y Desarrollo), de la *U.S. Environmental Protection Agency* (Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU) en Research Triangle Park, NC.

Como un preludio a la metodología de costos, la sección describe el proceso químico, los parámetros de desempeño y los componentes del sistema para *SNCR* y *SCR*. Además, se presentan los impactos al desempeño de las calderas y a las operaciones de los establecimientos, resultantes de la instalación de *SNCR* y *SCR*. La sección también estima importantes parámetros fundamentales de diseño, incluyendo la *normalized stoichiometric ratio* (relación estequiométrica normalizada), el volumen del catalizador y el consumo de reactivo. Finalmente, presenta suposiciones y ecuaciones para estimar costos de capital, costos anuales de operación y de mantenimiento y *annualized costs* (costos anualizados). La *SNCR* y la *SCR* se discuten en capítulos separados, sin embargo, el capítulo sobre *SCR* se construye a partir de conceptos discutidos en el capítulo de la *SNCR*.

La información sobre aspectos claves del diseño de sistemas *SNCR* y *SCR*, es considerada patentada por los proveedores, incluyendo los métodos para la estimación de ciertos parámetros y costos de diseño. Esta información no está disponible para desarrollar metodologías de costos para *SNCR* y *SCR*. Para obtener estimaciones de los parámetros y costos de diseño patentados, es necesario desarrollar correlaciones matemáticas a partir de datos disponibles, utilizando técnicas de regresión y de ajuste de curvas. Estas expresiones están derivadas por Bechtel en la Referencias [1,2,3, and 4], a partir de datos de desempeño, documentados y completos, y costos de *SNCR* y *SCR*, en base a cotizaciones proporcionados por proveedores y establecimientos.

Capítulo 2

Reducción Catalítica Selectiva-*SCR*

Daniel C. Mussatti
Innovative Strategies and Economics Group
Grupo de Economía y Estrategias Innovadoras
Air Quality Strategies and Standards Division
División de Estrategias y Normas de la Calidad del Aire
Office of Air Quality Planning and Standards
Oficina de Planeación y Normas de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Ravi Srivastava
Office of Research and Development
Oficina de Investigación y Desarrollo
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Paula M. Hemmer y
Randy Strait
E.H. Pechan & Associates, Inc.
Durham, NC 27707

Octubre de 2000

Contenido

2.1	Introducción	2-3
2.2	Descripción del Proceso	2-4
2.2.1	Química de la Reducción. Reactivos y Catalizador	2-6
2.2.2	Parámetros de Rendimiento de la SCR	2-9
2.2.3	Configuraciones del Sistema de SCR	2-21
2.2.4	Equipo del Sistema SCR Alto en Polvo	2-26
2.2.5	Equipo Auxiliar del Sistema SCR	2-30
2.2.6	Otras Consideraciones	2-32
2.3	Parámetros de Diseño	2-34
2.4	Análisis de Costos	2-44
2.4.1	Inversión de Capital Total	2-45
2.4.2	Costos Totales Anuales	2-49
2.5	Problema de Ejemplo	2-54
2.5.1	Ejemplo de Parámetro de Diseño	2-55
2.5.2	Ejemplo de Estimación de Costos	2-59
	Referencias	2-63

2.1 Introducción

La *Selective Catalytic Reduction* - *SCR* (Reducción Catalítica Selectiva) ha sido aplicada a las unidades de combustión de fuentes estacionarias, accionadas por combustibles fósiles, para el control de emisiones desde el principio de los años setenta y se encuentra en uso en la actualidad en Japón, Europa y los Estados Unidos. Se ha aplicado a calderas de servicio público e industriales, calentones de proceso y turbinas de gas de ciclo combinado grandes (≥ 250 millones de unidades termales británicas por hora (MMbtu/hora)). Se ha realizado una aplicación limitada de la *SCR* a otros dispositivos y procesos de combustión tales como las turbinas de gas de ciclo sencillo, los motores de combustión interna recíprocos estacionarios, las plantas de ácido nítrico y los *annealing furnaces* (hornos de recocido) de los molinos de acero [4]. En los Estados Unidos, la *SCR* ha sido aplicada principalmente a las calderas generadoras de electricidad para servicio público accionadas por carbón y por gas natural en un rango de tamaños desde 250 a 8,000 MMBtu/hora (25 a 800 megawatts (MW)). La *SCR* puede ser aplicada como el único control de NO_x o con otras tecnologías tales como los controles de combustión. Los sistemas de *SCR* han experimentado relativamente pocos problemas de operación o mantenimiento [1].

La *SCR* es implementada típicamente en unidades de combustión de fuentes estacionarias que requieren de un nivel más alto de reducción de NO_x del que puede ser alcanzado mediante la *Selective Non-Catalytic Reduction* - *SNCR* (Reducción No Catalítica Selectiva) o los controles de combustión. Teóricamente, se pueden diseñar sistemas de *SCR* para eficiencias de remoción de NO_x de hasta el 100 por ciento (%). Los sistemas de *SCR* accionados por carbón, por aceite o por gas natural con frecuencia se diseñan para lograr objetivos de control por encima del 90 por ciento. Sin embargo, no siempre es práctico mantener esta eficiencia desde el punto de vista del costo. En la práctica, los sistemas de *SCR* operan a eficiencias en el rango del 70 al 90 por ciento [4].

Los costos de capital de la *SCR* varían según el tipo de unidad controlada y la fuente de combustible. Los costos de capital para la reconstrucción de las calderas generadoras de electricidad para servicio público accionadas por carbón varían entre 50¹ y 70² dólares por kilowatt (\$/kW) para calderas accionadas de pared o tangenciales y entre 50¹ y 80¹ \$/kW para los ciclones y las calderas de fondo húmedo. Los costos de capital de las calderas nuevas para servicio público son por lo general menores de 40¹ \$/kW. La reconstrucción de las calderas de servicio público accionadas por aceite o por gasolina varía entre 25¹ y 30¹ \$/kW puesto que tienen menores emisiones de NO_x y particulados. Los costos típicos de operación y mantenimiento son menores de 0.1¹ centavo por kilowatt-hora. Los costos de capital para instalar la *SCR* en calderas industriales nuevas varían entre 4000¹ y 6000¹ \$/MMBtu/hora para las unidades pequeñas accionadas por aceite y por gasolina hasta por encima de 10,000¹ \$/MMBtu/hora para unidades grandes accionadas por carbón. Las turbinas de gas tienen costos de capital de 30¹ a 100¹ \$/kW dependiendo del tamaño de la turbina. El costo de la reconstrucción de un motor de combustión interna recíproca accionada por gasolina es de aproximadamente 125¹

¹ Los costos son en dólares de 1997.

\$/caballo de fuerza, el cual es menor que la readaptación de la tecnología para el control de la combustión para este tipo de unidad. [4]

Aunque los datos sobre costo usados en este reporte se basan en aplicaciones de reconstrucción de sistemas de *SCR* en calderas existentes de servicio público accionadas por carbón, el procedimiento de determinación de costos de este reporte explica las diferencias principales entre una instalación nueva y una reconstruida. Por lo tanto, el procedimiento de determinación de costos es adecuado para aplicaciones de la *SCR* en calderas nuevas o reconstruidas en todos los tipos de calderas industriales grandes (≥ 250 MMBtu/hora) accionadas por carbón. La metodología de la determinación de costos incorpora ciertas aproximaciones y, consecuentemente, debe ser usada para desarrollar estimaciones de costo a nivel de estudio (± 30 por ciento) de las aplicaciones de la *SCR*.

2.2 Descripción del Proceso

Tal como la *SNCR*, el proceso de *SCR* se basa en la reducción química de la molécula de NO_x . La diferencia principal entre la *SNCR* y la *SCR* es que la *SCR* emplea un catalizador basado en metales con sitios activados para incrementar la velocidad de la reacción de reducción. Un agente reductor (reactivo) basado en el nitrógeno tal como el amoníaco o la urea, es inyectado dentro del gas de poscombustión. El reactivo reacciona selectivamente con el gas de combustión NO_x (óxidos de nitrógeno) dentro de un rango específico de temperatura y en la presencia del catalizador y oxígeno para reducir al NO_x en nitrógeno molecular (N_2) y vapor de agua (H_2O).

El uso de un catalizador resulta en dos ventajas primarias de los procesos de *SCR* sobre los de *SNCR*. La ventaja principal es la mayor eficiencia de reducción de NO_x . Sin embargo, la disminución en la temperatura de reacción y el aumento en la eficiencia se encuentra acompañada por un aumento significativo en los costos de capital y de operación. El aumento en el costo es debido principalmente a los grandes volúmenes de catalizador requeridos para la reacción de reducción.

La figura 2.1 muestra un esquema simplificado de flujo del proceso para la RCS. El reactivo es inyectado dentro del gas de combustión corriente abajo de la unidad de combustión y del economizador a través de una rejilla montada en el sistema de conductos. El reactivo se diluye por lo general con aire comprimido o vapor para ayudar a la inyección. El reactivo se mezcla con el gas de combustión y ambos componentes entran en una cámara rectora que contiene al catalizador. A medida que el gas de combustión caliente y el reactivo se difunden a través del catalizador y se ponen en contacto con los sitios catalizadores activados, el NO_x en el gas de combustión se reduce químicamente. El calor del gas de combustión proporciona la energía para la reacción. El nitrógeno, el vapor de agua, y cualquier otro constituyente a continuación fluyen fuera del reactor de *SCR*. Se proporciona más detalle sobre el proceso y el equipo de *SCR* en las secciones siguientes.

Existen varios puntos diferentes corriente abajo de la unidad de combustión en donde se pueden instalar los sistemas de SCR. La temperatura y los constituyentes del gas de combustión varían con la localización de la cámara reactiva de SCR. Los reactores de SCR localizados corriente arriba del dispositivo para el control de particulados y el calentador de aire poseen temperaturas más altas y mayores niveles de materia particulada. Un reactor de SCR localizado corriente abajo del calentón de aire, de los dispositivos para el control de particulados y del sistema de desulfurización del gas de combustión están esencialmente libre de polvo y de azufre pero su temperatura es por lo general por debajo del rango aceptable. En este caso, se pudiera requerir el recalentamiento del gas de combustión lo que aumentaría los costos operacionales de la SCR de manera significativa. La sección 2.2.3 discute las diversas configuraciones de los sistemas de SCR.

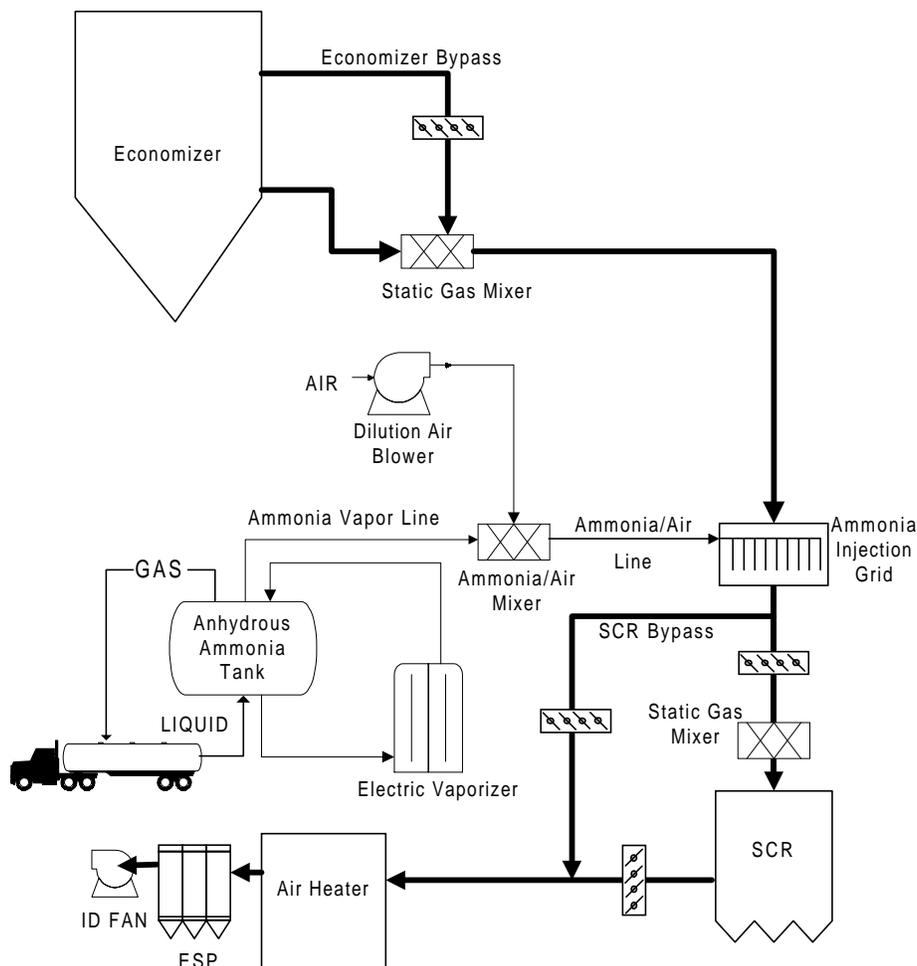
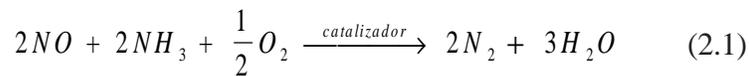


Figura 2.1: Diagrama de Flujo del Proceso de SCR [6, 22]

2.2.1 Química de la Reducción. Reactivos y Catalizador.

El agente reductor empleado por la mayoría de los sistemas de *SCR* es el amoníaco (NH_3) en fase gaseosa puesto que penetra en los poros de catalizador más prontamente que la urea acuosa. El amoníaco, ya sea en forma anhídrico o acuosa, es vaporizado antes de la inyección mediante un vaporizador. Dentro del rango apropiado de temperatura, el amoníaco en fase gaseosa se descompone enseguida en radicales libres incluyendo NH_3 y NH_2 . Después de una serie de reacciones, los radicales del amoníaco entran en contacto con el NO_x y lo reducen a N_2 y H_2O . La representación global de estas reacciones se presenta a continuación. Nótese que el NO_x es representado como óxido de nitrógeno (NO) puesto que esta es la forma predominante del NO_x dentro de la caldera. La ecuación para la reacción del amoníaco es representada por:



La ecuación indica que se requiere 1 mol de NH_3 para remover un mol de NO_x . El catalizador disminuye la energía de activación requerida para la reacción de reducción e incrementa la velocidad de reacción. En la reacción catalítica, los sitios activados sobre el catalizador adsorben rápidamente el amoníaco y el óxido nítrico en fase gaseosa para formar un complejo activado. La reacción catalítica, representada por la ecuación 2.1, ocurre resultando en la formación de nitrógeno y agua, los que son desorbidos enseguida hacia el gas de escape. El sitio en el cual ocurre la reacción es reactivado enseguida mediante la oxidación.

La temperatura alta del gas de combustión convierte al amoníaco en radicales libres y proporciona la energía de activación para la reacción. La reacción también requiere de oxígeno en exceso, típicamente del 2 al 4 por ciento, para lograr completarse. La reducción de los NO_x con amoníaco es exotérmica, resultando en la liberación de calor. Sin embargo, debido a que la concentración de NO_x en el gas de combustión a la entrada de la *SCR* es típicamente de 0.02 a 0.01 por ciento por volumen, la cantidad de calor liberada es correspondientemente pequeña. El equilibrio termodinámico no es un factor limitante en la reducción de NO_x si el gas de combustión se encuentra dentro del rango de temperatura requerido. [1]

Reactivo

El sistema *SCR* puede utilizar amoníaco ya sea acuoso o anhídrico para la reacción de reducción. El amoníaco anhídrico es cerca del 100% de amoníaco puro. Es un gas a temperatura atmosférica normal, y por lo tanto debe ser transportado y almacenado bajo presión. El amoníaco anhídrico con frecuencia requiere permisos especiales para su transportación y almacenamiento.

Las aplicaciones de *SCR* que usan amoníaco acuoso por lo general lo transportan y lo almacenan a una concentración de 29.4% de amoníaco en agua, aunque algunas aplicaciones recientes utilizan una solución al 19% [1]. El uso de el amoníaco acuoso reduce los problemas de

transporte y almacenamiento. Además, ciertas localidades pueden no requerir permisos para concentraciones por debajo del 28%. Sin embargo, el amoníaco acuoso requiere mayor capacidad de almacenaje que el amoníaco anhidro. Mientras que la solución al 29.4% posee una presión de vapor sustancial a temperaturas del aire normales, por lo general se requiere un vaporizador para proporcionar suficiente vapor de amoníaco al sistema de SCR.

El costo del reactivo impacta los costos anuales de un sistema de SCR. Dependiendo de los requisitos para obtener los permisos locales y de la preferencia del propietario, el amoníaco ya sea anhidro o acuoso puede ser usado en el proceso de SCR. Esta representación es válida para el amoníaco anhidro o acuoso, sin embargo, los parámetros de diseño y el análisis de costos suponen que el reactivo es el amoníaco acuoso puesto que se emplea más comúnmente. La tabla 2.1 presenta las propiedades del amoníaco anhidro y las propiedades de una solución acuosa de amoníaco al 29.4%.

Tabla 2.1: Propiedades del Reactivo de Amoníaco

Propiedad	Amoníaco Anhidro [15,16]	Amoníaco Acuoso
Líquido o gas a temperatura normal del aire	Líquido	Líquido
Concentración del reactivo provista normalmente	99.5 % (por peso)	29.4 % (por peso de NH ₃)
Peso molecular del reactivo	17.03	17.03 (como NH ₃)
Relación del amoníaco a la Solución	99.5% (por peso de NH ₃)	29.4 % (por peso de NH ₃)
Densidad de líquido a 60 °F	5.1 libras/galón	7.5 libras/galón
Presión de vapor @ 80 °F	153 <i>psia</i> *	14.6 [15, p. 3]
Límites de flamabilidad en el aire	16-25 % NH ₃ (por volumen)	16-25 % NH ₃ (por volumen)
Límite de exposición a corto plazo	35 ppm	35 ppm
Olor	Olor pungente @ 5 ppm o más	Olor pungente @ 5 ppm o más
Materiales aceptables para almacenamiento	Tanque de acero, certificado para al menos 250 <i>psig</i> ** de presión (ni cobre ni aleaciones basadas en cobre, etc.)	Tanque de acero, certificado para al menos 25 <i>psig</i> ** de presión (ni cobre ni aleaciones basadas en cobre, etc.)

* *psia* = libras por pulgada cuadrada de aire

** *psig* = libras por pulgada cuadrada de gauge

Catalizador

Los catalizadores de *SCR* están compuestos de metales activos o cerámicas con una estructura altamente porosa. Dentro de los poros del catalizador se encuentran sitios activos. Estos sitios tienen un grupo ácido en el extremo de la estructura del compuesto en donde ocurre la reacción de reducción. Tal como se expresó previamente, después de que ocurre la reacción de reducción, el sitio se reactiva mediante la rehidratación o la oxidación. Al paso del tiempo, sin embargo, la actividad del catalizador disminuye, requiriendo el reemplazamiento del catalizador. Los diseños y las formulaciones del catalizador por lo general son propietarios. Ambos el material y la configuración del catalizador determinan las propiedades del catalizador.

Originalmente, los catalizadores para la *SCR* eran metales preciosos tales como el platino (Pt). Al final de los años setenta, investigadores japoneses usaban metales de base que consistían de vanadio (V), titanio (Ti), y tungsteno (W), lo que reducía significativamente el costo de los catalizadores. En los años ochenta, los óxidos metálicos tales como el óxido de titanio (TiO_2), el óxido de zirconio (ZrO_2), el pentóxido de vanadio (V_2O_5) y el óxido de silicio (SiO_2) se emplearon para ampliar el rango de la temperatura de reacción. Las zeolitas, silicatos de óxido de aluminio cristalinos, también fueron introducidas para las aplicaciones a alta temperatura (675°F a 1000°F); sin embargo, las zeolitas tendieron a ser prohibitivas en su costo.

Las mejorías en las formulaciones de los catalizadores disminuyen las reacciones adicionales no deseadas tales como las conversiones a óxidos de azufre (O_2 a SO_3) y aumentan la resistencia a los venenos del gas de combustión. Los nuevos diseños de catalizadores también aumentan la actividad catalizadora, la superficie por unidad de volumen y el rango de temperatura para la reacción de reducción. Como consecuencia, hay una disminución correspondiente en los volúmenes de catalizador requeridos y un aumento en la vida de operación del catalizador. Para las aplicaciones en calderas accionadas por carbón, los vendedores de catalizadores para la *SCR* típicamente garantizan al catalizador por una vida de operación que varía entre 10 000 horas y 30 000 horas [11]. Las aplicaciones que usan aceite y gas natural tienen una vida de operación más larga, por encima de las 32 000 horas [19]. Además, la experiencia en la operación indica que las velocidades reales de desactivación del catalizador son menores que las especificaciones de diseño [1].

Las formulaciones de catalizador incluyen aquéllas de un componente único, de componentes múltiples o de fase activa con estructura de soporte. La mayoría de las formulaciones de catalizador contienen compuestos o soportes adicionales para proporcionar estabilidad termal y estructural o para aumentar la superficie [4]. Las configuraciones de los catalizadores son por lo general diseños de penca de cerámica y placa plizada metálica (monolito) en un reactor de lecho fijo, que proporcionan una relación alta de superficie a volumen. También se encuentra disponible el catalizador en trozos en lecho fluidizado. Los trozitos tienen una mayor superficie que las pencas o las placas plizadas pero son más susceptibles a ser obstruidos. Esto limita el uso de los trozitos a los combustibles de combustión limpia tales como el gas natural.

Los elementos catalizadores colocados en un marco forman un módulo catalizador. Los módulos se van juntando en capas múltiples para crear un lecho reactor de un volumen total de catalizador que es requerido. Un módulo típico tiene una superficie de 3.3 pies por 6.6 pies (1 m x 2 m) y 3.3 pies (1 m) de altura. Una grúa acarrea los grandes módulos catalizadores hacia dentro del reactor desde ya sea el interior o el exterior del reactor, dependiendo del diseño del reactor.

El reemplazo del catalizador no es frecuente, por lo general menor de una capa por año para los diseños de lecho fijo. La mayoría de los fabricantes de *SCR* ofrecen un servicio de desecho. El catalizador es reactivado para nuevo uso o sus componentes son reciclados para otros usos [4]. Si el catalizador no puede ser reciclado o reutilizado, el operador de la instalación debe desechar el catalizador desgastado en un relleno sanitario aprobado. En los Estados Unidos, la mayoría de las formulaciones de catalizador no son consideradas como residuos peligrosos [4].

Los catalizadores aceleran la velocidad de la reacción de reducción de los NO_x en gran manera, pero algunos catalizadores tienen más propiedades favorables para una aplicación determinada. Los requisitos de rendimiento que impulsan la selección del catalizador incluyen el rango de temperatura de reacción, la velocidad de flujo del gas de combustión, la fuente de combustible, la actividad y selectividad del catalizador y la vida de operación del catalizador. Además, el diseño debe considerar el costo del catalizador, incluyen los costos de desecho puesto que los costos del catalizador pueden resultar en un 20% o más de los costos de capital para un sistema de *SCR* [1].

2.2.2 Parámetros de Rendimiento de la *SCR*

La velocidad de la reacción de reducción determina la cantidad de NO_x removida del gas de combustión. Los factores de diseño y operacionales principales que afectan el rendimiento de la remoción de los NO_x por *SCR* son similares a los presentados en el capítulo 1 *SNCR*. Los factores discutidos previamente para la *SNCR* incluyen los siguientes:

- Rango de temperatura de reacción;
- Tiempo de residencia disponible en el rango óptimo de temperatura;
- Grado de mezclado entre el reactivo inyectado y los gases de combustión;
- Razón molar de reactivo inyectado a NO_x no controlado; y
- Nivel no controlado de concentración de NO_x ;
- Escabullimiento de amoníaco.

La mayoría de la discusión acerca del diseño de la *SNCR* y los factores de operación son validos para el proceso de *SCR* salvo variaciones menores debido al uso de un catalizador y el hecho de que la cámara de reacción no es una parte íntegra de la unidad de combustión. Factores

de diseño y operación adicionales que hay que tomar en consideración, los que están específicos al proceso de *SCR*, incluyen:

- La actividad del catalizador
- La selectividad del catalizador
- La caída de presión a través del catalizador
- El alcance del catalizador
- La desactivación del catalizador
- La administración del catalizador

Las diferencias principales entre la *SNCR* y la *SCR* se discuten a continuación.

Temperatura

La reacción de reducción de NO_x es efectiva únicamente dentro de un rango específico de temperatura. El uso de un catalizador en el proceso de *SCR* disminuye el rango de temperatura requerido para maximizar la reacción de reducción de los NO_x . A temperaturas por debajo del rango especificado, la cinética de la reacción disminuye y el amoníaco pasa a través de la caldera (escabullimiento del amoníaco). A temperaturas por encima del rango especificado, se forma óxido nitroso (N_2O) y ocurre la degeneración y desactivación del catalizador.

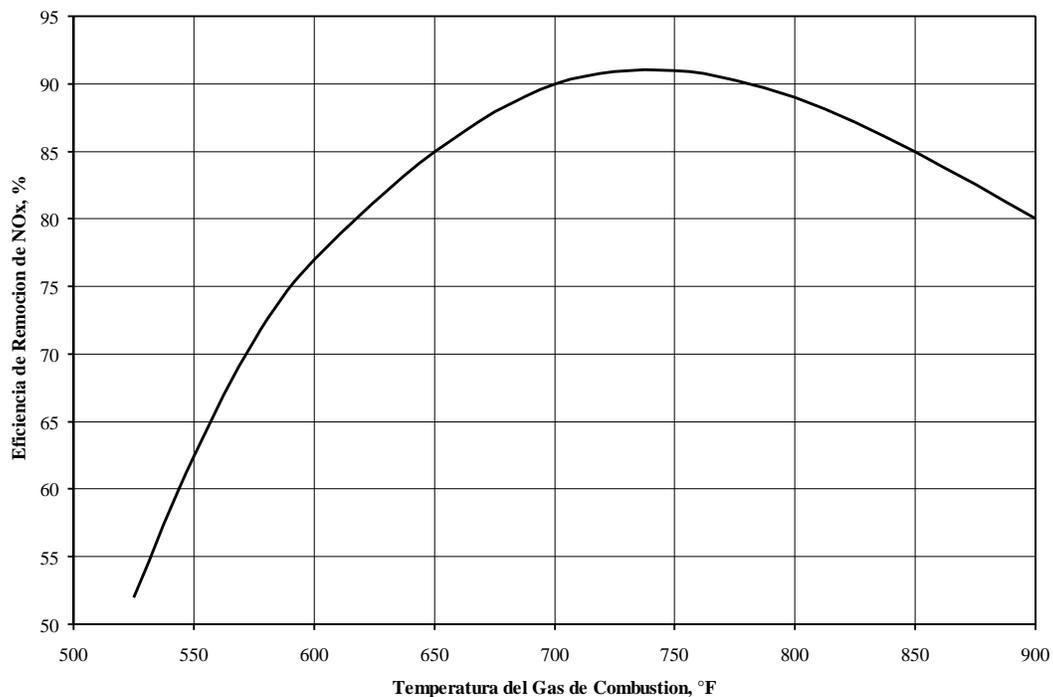


Figura 2.2: Remoción de NO_x vs. Temperatura [11]

En un sistema de *SCR*, la temperatura óptima depende de tanto del tipo de catalizador utilizado en el proceso como de la composición del gas de combustión. Para la mayoría de los catalizadores comerciales (óxidos metálicos), las temperaturas óptimas para el proceso de *SCR* varían entre 480 °F y 800 °F (250 °C y 427 °C) [11]. La figura 2.2 es una gráfica de la eficiencia de remoción de NO_x como función de la temperatura para un catalizador típico de tipo óxido metálico [11]. La figura muestra que la velocidad de la remoción de NO_x aumenta con la temperatura hasta un máximo de 700°F a 750°F (370°C a 400°C). A medida que la temperatura aumenta por encima de 750°F, la velocidad de reacción y la eficiencia de remoción de NO_x resultante empiezan a disminuir.

A medida que la temperatura del gas de combustión se aproxima al óptimo, la velocidad de reacción aumenta y un volumen menor de catalizador logra la misma eficiencia de remoción de NO_x . La figura 2.3 muestra el cambio en el volumen de catalizador requerido contra la temperatura [10]. Hay una disminución de aproximadamente un 40 por ciento en el volumen de catalizador requerido a medida que la temperatura del gas de combustión aumenta desde 600 °F (320 °C) al rango óptimo, 700 a 750 °F (370 °C a 400 °C). Esta disminución en el volumen de catalizador también resulta en una disminución significativa en el costo de capital para el sistema de *SCR*.

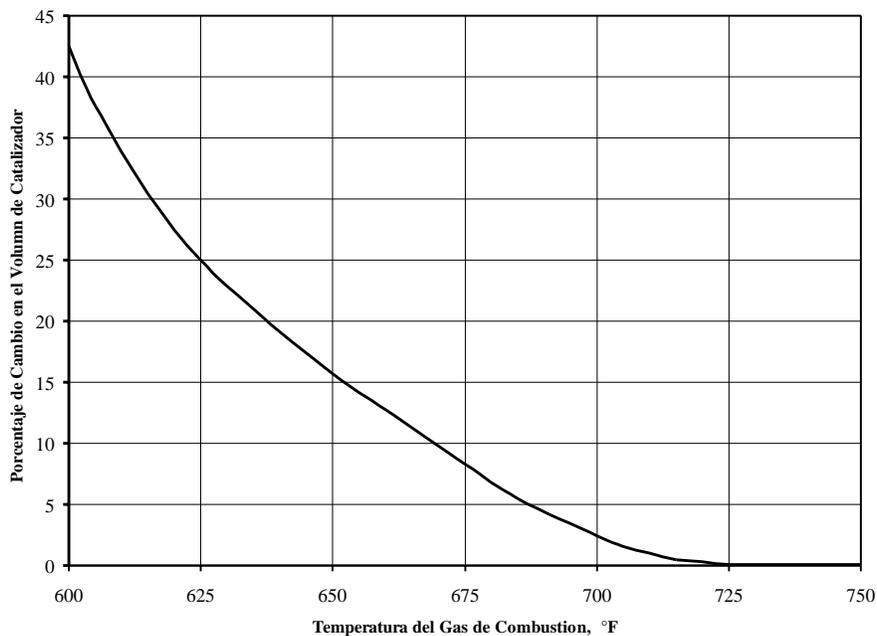


Figura 2.3: Cambio en el Volumen de Catalizador vs. la Temperatura [10]

Las relaciones entre la temperatura del gas de combustión, el volumen de catalizador y la remoción de NO_x son funciones complicadas de la formulación y la configuración del catalizador. Las propiedades físicas y químicas de cada catalizador son optimizadas para diferentes condiciones de operación. Para una formulación de catalizador determinada, el volumen de catalizador requerido y/o el rango de temperatura pueden cambiar de un fabricante de catalizador a otro. La selección de catalizador, por lo tanto, es crítica para la operación y el rendimiento del sistema de *SCR*.

Puesto que la ventana óptima de temperatura del proceso de *SCR* es menor que la de la *SNCR*, la inyección de reactivo dentro de una cámara reactiva ocurre corriente abajo de la unidad de combustión. Tal como se discutió previamente, existen varias opciones para la localización del reactor de *SCR*. La temperatura del gas de combustión en cada una de estas localidades es diferente. La mayoría de los diseños instalan el reactor corriente abajo del economizador y antes del precalentador de aire, donde el gas de combustión se encuentra a la temperatura adecuada para los catalizadores basados en óxidos metálicos. El recalentamiento del gas de combustión pudiera ser necesario para los reactores localizados corriente abajo del precalentador de aire. El recalentamiento aumenta los costos de operación de la *SCR* de manera significativa.

La operación de la caldera a cargas reducidas disminuye la velocidad de flujo de gas. A velocidades reducidas de flujo de gas, la temperatura del gas de salida del economizador disminuye porque las superficies de transferencia de calor de la caldera absorben más calor del gas de combustión. Los sistemas típicos de *SCR* toleran fluctuaciones de temperatura de $\pm 200^\circ\text{F}$ ($\pm 93^\circ\text{C}$) [1]. Sin embargo, a cargas menores de la caldera la temperatura puede disminuir por debajo del rango óptimo. Por ejemplo, una caldera de servicio público accionada por carbón tiene una temperatura del gas de salida del economizador de 690°F (366°C) a una carga del cien por ciento, pero sólo de 570°F (300°C) a una carga del 50 por ciento [1]. Para operaciones a cargas bajas, se puede usar una vía alterna desde el economizador para elevar la temperatura del gas de combustión. Una vía alterna desde el economizador diverge una parte del gas caliente de combustión desde el interior del economizador a través de un ducto alterno y lo mezcla con el gas de combustión relativamente frío que sale del economizador. Una vía alterna del agua de suministro del economizador resulta en una menor transferencia de energía al agua de suministro para la generación de vapor y en consecuencia hay una pequeña reducción en la eficiencia de la caldera. Las eficiencias menores de la caldera requieren que se queme más combustible para alcanzar la producción requerida de vapor de la caldera.

Tiempo de Residencia y Velocidad de Espacio

El tiempo de residencia es el tiempo que los reactivos se encuentran dentro del reactor. Los tiempos de residencia más largos por lo general resultan en velocidades más altas de remoción de NO_x . La temperatura también afecta el tiempo de residencia requerida. El tiempo de residencia requerida disminuye a medida que la temperatura se aproxima a la temperatura

óptima para la reacción de reducción. El tiempo de residencia se expresa con frecuencia como velocidad de espacio, el inverso del tiempo de residencia. La velocidad de espacio de un reactor se determina experimentalmente dividiendo la velocidad de flujo medida del gas de combustión por el volumen superficial del reactor catalítico. La remoción de NO_x aumenta con la disminución de la velocidad de espacio, o sea, con el aumento del volumen de catalizador, para una velocidad determinada de flujo de gas de combustión.

El tiempo óptimo de residencia para un sistema de *SCR* es una función del número de sitios catalizadores activos disponibles para la reacción de reducción y las velocidades de flujo de gas dentro de esos sitios activos (velocidad de flujo intersticial). La “velocidad de superficie” es un parámetro usado por los vendedores de *SCR* que relaciona el número de sitios y la velocidad de flujo intersticial al tiempo de residencia. La velocidad de superficie se define como la velocidad de espacio dividida por la superficie de poros del catalizador (superficie específica). Para calderas accionadas por carbón, las superficies específicas típicas varían de 90 a 3,800 pies cuadrados por pie cúbico ($\text{pie}^2/\text{pie}^3$) ((300 a 1,200 metros cuadrados por metro cúbico (m^2/m^3)) [1]. El aumento de la superficie de catalizador específica aumenta la remoción de NO_x para una velocidad determinada de flujo de gas. Esto puede ser logrado ya sea aumentando el volumen de catalizador, lo que aumenta el tamaño del reactor, o aumentando el espacio de poros del catalizador, lo que por lo general aumenta el costo del catalizador.

Grado de Mezclado

El reactivo debe ser dispersado y mezclado a través del gas de combustión para asegurar un contacto suficiente entre los reactivos. El mezclado se realiza mediante un sistema de inyección que inyecta amoníaco en fase gaseosa a presión dentro del gas de combustión. El sistema de inyección controla el ángulo de atomización, la velocidad y la dirección del reactivo inyectado. Algunos sistemas inyectan el amoníaco con un fluido transportador tal como el vapor o el aire para aumentar la penetración dentro del gas de combustión. Los sistemas de inyección son específicos de la aplicación. Los modelos numérico del gas de combustión y del flujo de los reactivos optimiza el diseño del sistema de inyección (véase la sección 2.2.6).

El mezclado del gas de combustión y el amoníaco ocurre antes de entrar al reactor de *SCR*. Si el mezclado no es adecuado, la reducción de los NO_x es ineficiente. Los diseños de *SCR* deben incorporar una longitud adecuada de conductos entre la inyección de amoníaco y la entrada del reactor para permitir el mezclado. Los patrones de mezclado pueden ser mejorados por:

- La instalación de mezcladores estáticos corriente arriba del reactor;
- Aumentar la energía impartida a los fluídos inyectados;
- Aumentar el número de inyectores y/o zonas de inyección; y
- Modificar el diseño de la boquilla atomizadora para mejorar la distribución del reactivo, el ángulo de atomización y la dirección.

Relación Estequiométrica Real

La relación estequiométrica real (los moles de reactivo inyectado por mol de NO_x no controlado) define la cantidad de reactivo que se necesita para lograr las metas de reducción de NO_x . De acuerdo a la ecuación 2.1, la relación estequiométrica teórica para la reacción de reducción con el amoníaco es igual a 1. Esta suposición de una relación lineal de 1 a 1 entre la cantidad de reactivo y los NO_x removidos es válida hasta alrededor del 85 por ciento de NO_x [11]. Después del 85 por ciento, la eficiencia de remoción empieza a nivelarse y se requiere más de la cantidad teórica de amoníaco para la remoción adicional de NO_x . Esto es debido a la porción de NO_x que se encuentra en forma de NO_2 en vez de NO y limitaciones de la velocidad de reacción. Los sistemas de *SCR* emplean típicamente una relación estequiométrica de 1.05 moles de amoníaco por mol de NO_x [1]. Debido a que los costos de capital y de operación dependen de la cantidad de reactivo consumido, la relación estequiométrica real es un parámetro de diseño importante que es determinado por el diseñador de *SCR*.

Concentración No Controlada de NO_x

La concentración de reactivos también afecta la velocidad de reacción del proceso de reducción de NO_x . En general, las concentraciones mayores de NO_x de entrada resultan en mayores eficiencias de remoción de NO_x [1] debido a la cinética de la reacción. Sin embargo, los niveles de NO_x mayores de aproximadamente 150 partes por millón (ppm), por lo general no resultan en un aumento del rendimiento. Los niveles bajos de NO_x de entrada resultan en eficiencias de remoción de NO_x reducidas porque las velocidades de reacción son más lentas, particularmente en la última capa de catalizador [1]. En general, sin embargo, la *SCR* funciona mejor que la *SNCR* en fuentes con niveles de NO_x no controlados tales como las calderas accionadas por gas natural.

Para una eficiencia de remoción de NO_x determinada, los niveles más altos de NO_x en la entrada de la *SCR* requieren más volumen de catalizador. Por ejemplo, para lograr una remoción del 90 por ciento de NO_x a un nivel de NO_x de entrada de 1.7 libras/MMBtu, se requiere 10 por ciento más catalizador comparado a niveles de entrada de 0.8 libras/MMBtu [9]. La *SCR* por lo general es más efectiva en costo para fuentes que emiten menos NO_x , puesto que el volumen de catalizador requerido es mínimo.

Escabullimiento del Amoníaco

El escabullimiento del amoníaco se refiere al exceso de reactivo que pasa a través del reactor. El amoníaco en el gas de combustión causa un número de problemas que fueron discutidos en el capítulo 1 sobre *SCR*, incluyendo los efectos sobre la salud, la visibilidad del efluente de la torre de chimenea, la opción de vender de la ceniza flotante y la formación de sulfatos de amoníaco. Los límites sobre el escabullimiento del amoníaco, impuestos ya sea por los límites regulatorios o por requisitos de diseño, ponen restricciones sobre el rendimiento de la *SCR*.

El escabullimiento del amoníaco no permanece constante a medida que el sistema de *SCR* opera sino que aumenta a medida que la actividad del catalizador disminuye. Los sistemas de *SCR* diseñados adecuadamente, que operan cerca a la estequiometría teórica y suministran un volumen de catalizador adecuado, mantienen niveles bajos de escabullimiento del amoníaco, de aproximadamente 2 a 5 ppm. Una instrumentación confiable para monitorear el escabullimiento del amoníaco se encuentra en desarrollo en la actualidad pero no está disponible comercialmente [11]. Un método de cuantificar el escabullimiento del amoníaco es determinar la concentración de amoníaco en ceniza flotante recolectada [13].

Actividad del Catalizador

La actividad del catalizador es una medida de cuánto acelera el catalizador la velocidad de la reacción de reducción de NO_x . Una mayor actividad catalizadora resulta en una velocidad de reacción más rápida y mayor remoción de NO_x . La actividad del catalizador es una función de muchas variables incluyendo la composición y la estructura del catalizador, las velocidades de difusión, las velocidades de transferencia de masa, la temperatura del gas, y la composición del gas [14]. A medida que la actividad del catalizador disminuye, la velocidad de la reacción de reducción de NO_x también disminuye. Esto resulta en una menor remoción de NO_x y mayores niveles de escabullimiento del amoníaco.

La ecuación siguiente describe la desactivación de la actividad del catalizador, K , con el tiempo, t [8]:

$$K = K_o e^{-\left(\frac{t}{\tau}\right)} \quad (2.2)$$

en donde K_o es la actividad original del catalizador y τ es la constante de tiempo de vida de operación del catalizador. La figura 2.4 muestra una curva típica para la desactivación de un catalizador basada en la ecuación 2.2. A medida que la actividad del catalizador disminuye, la eficiencia de remoción de NO_x es generalmente mantenida constante mediante la inyección de más amoníaco, aumentando así el escabullimiento del amoníaco. Cuando el escabullimiento del amoníaco alcanza el nivel máximo permitido o de diseño, se debe instalar catalizador nuevo.

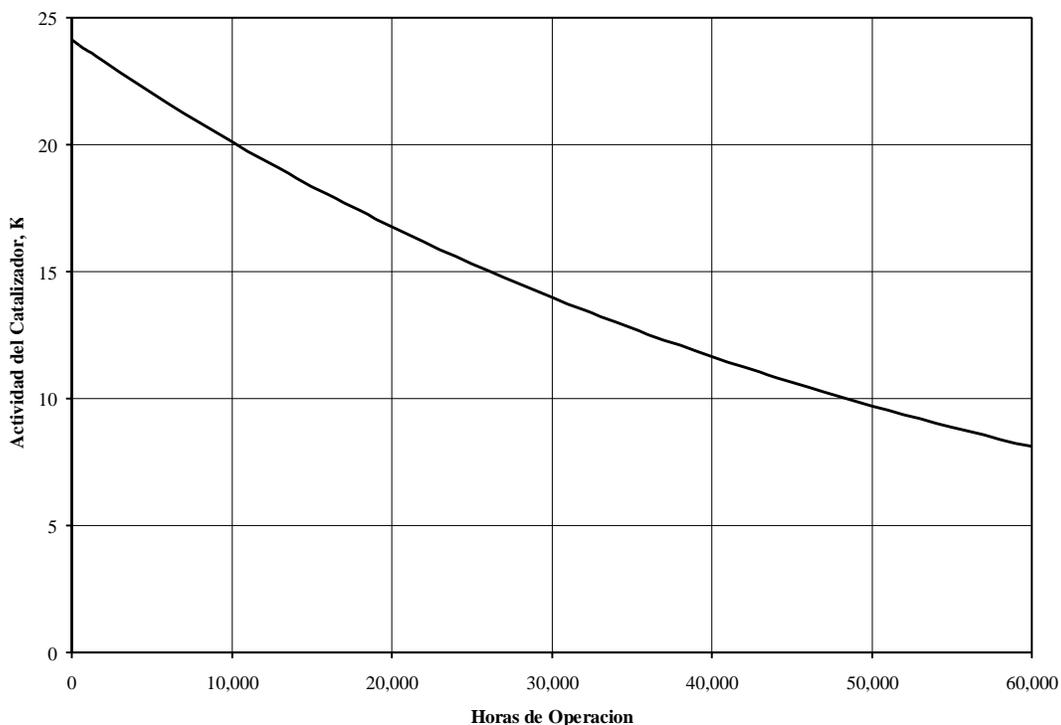


Figura 2.4: Desactivación Típica de un Catalizador según la Ecuación 2.2 con $K_0 = 24.12$; $\tau = 55,000$

Selectividad de Reacción del Catalizador

La SCR favorece la reacción de reducción de NO_x por encima de las reacciones competidoras siempre que los reactivos se encuentren a la temperatura adecuada y el oxígeno esté presente. Sin embargo, las reacciones competidoras aún ocurren y el catalizador acelera estas reacciones de igual manera. Cada catalizador tiene diferentes propiedades de selectividad de reacción química. En general, los catalizadores promueven la formación de dos compuestos indeseables, el trióxido de azufre (SO_3) y el óxido nitroso (N_2O). El SO_3 se forma por la oxidación de SO_2 a SO_3 . Los óxidos de azufre (SO_x) son regulados bajo el Acta de Aire Limpio de 1990. El SO_3 reacciona con el amoníaco en el gas de combustión para formar sulfatos de amonio. Las sales de azufre de amoníaco se depositan sobre el catalizador y sobre el equipo corriente abajo tal como los precalentadores de aire. El N_2O es tanto un consumidor de ozono como un gas de invernadero pero no es regulado en la actualidad.

Pérdida de Presión

La presión del gas de combustión disminuye a medida que el gas de combustión fluye a través del catalizador. La disminución de la presión es una función de la longitud del catalizador y de la configuración del catalizador. La deposición de ceniza flotante y otros particulados sobre el catalizador al paso del tiempo aumenta esta caída de presión a través del catalizador. La presión del gas de combustión puede ser aumentada instalando ventiladores de corriente nuevos o actualizando los ventiladores existentes. Para minimizar la pérdida de presión a través del catalizador, la tubería del reactor de SCR puede ser expandida y se pueden instalar rectificadores de flujo y aspas giratorias. La pérdida de presión es de mayor preocupación en aplicaciones en turbinas que dependen del flujo del aire, en vez de la transferencia de calor, para generar energía.

Alcance del Catalizador

El alcance del catalizador es un término usado en asociación con el catalizador de penca y placa metálica y afecta la velocidad del gas de combustión en espacios intersticiales [1]. Tal como se muestra en la figura 2.5 el alcance, representado por p , es el ancho de la celda catalizadora más el grueso de la pared de la celda, a . Para una velocidad de flujo determinada, un alcance más amplio resultará en menores velocidades de gas intersticial. Un alcance apropiado del catalizador es importante para asegurar que la ceniza no se deposite y conecte a las celdas y los poros del catalizador. La obstrucción del catalizador reduce la superficie efectiva disminuyendo el número de sitios activos para la reacción de reducción de NO_x .

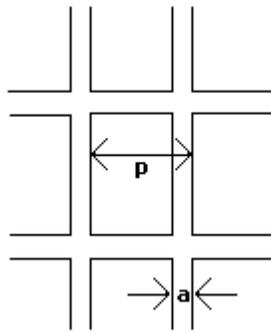


Figura 2.5: Alcance para una Configuración de Catalizador en Penca

Desactivación del Catalizador

Los catalizadores pierden su actividad al paso del tiempo por varias razones. Los mecanismos principales para la desactivación de los catalizadores y la pérdida de superficie se discuten a continuación.

Envenenamiento - Ciertos constituyentes de los combustibles que son liberados durante la combustión actúan como venenos de los catalizadores. Los venenos de los catalizadores

incluyen al óxido de calcio y al óxido de magnesio; sodio, arsénico, cloro, fluoruro y plomo. Estos constituyentes desactivan al catalizador al difundirse dentro de los sitios activos de los poros y ocuparlos irreversiblemente. El envenenamiento del catalizador representa la causa principal de la desactivación de los catalizadores.

Esmerilado Termal - Las temperaturas altas del gas de escape dentro del reactor de SCR causan el esmerilado, una pérdida permanente de actividad catalizadora debido a un cambio en la estructura de los poros del catalizador. El esmerilado termal puede ocurrir a temperaturas tan bajas como 450°F (232°C). La cantidad de esmerilado termal depende de la composición y estructura del catalizador. Los materiales catalizadores nuevos son menos susceptibles al esmerilado termal lo cual aumenta su vida de operación.

Cegado/Taponado/Contaminación - Las sales de amoníaco y azufre, la ceniza flotante y otra materia particulada en el gas de escape puede causar el cegado, el taponamiento o la contaminación del catalizador. La materia particulada se deposita sobre la superficie y en los sitios con poros activos del catalizador. Esto resulta en una disminución del número de sitios disponibles para la reducción de NO_x y un aumento en la pérdida de la presión del gas de escape a través del catalizador.

Erosión - Los impactos de la materia particulada y las altas velocidades intersticiales del gas erosionan el material del catalizador. Los catalizadores con bordes protuberantes endurecidos o con mayor dureza estructural, son menos susceptibles a la erosión. Sin embargo, aumentar la fortaleza del catalizador por endurecimiento reduce el número de sitios de poros activos.

Envejecimiento - El envejecimiento del catalizador es un cambio en las propiedades físicas y químicas de los poros del catalizador que ocurre con el tiempo.

Existe un número de medidas que pueden tomarse para disminuir la razón de desactivación y de deterioro del catalizador. Estas medidas se discuten más adelante.

Formulación del Catalizador - Cada formulación de catalizador tiene diferentes propiedades físicas y químicas. Las formulaciones de los catalizadores con las siguientes propiedades tendrán una desactivación disminuida.

- Mayor actividad por unidad de volumen
- Mayor resistencia térmica
- Resistencia química y física a los venenos
- Rango más amplio de operación térmica
- Mayor fortaleza estructural y bordes protuberantes endurecidos
- Menores velocidades intersticiales (v.g., arreglo del catalizador, más amplio)

Para obtener la formulación óptima del catalizador y del diseño de la *SCR* para alguna aplicación, al proveedor del catalizador y al de la *SCR* se les debe de informar de los constituyentes del combustible, tales como azufre, cloro, fluoruro, álcalis y metales traza. Estos constituyentes del combustible y de las cenizas, pueden determinarse por análisis químico. Los datos analíticos asociados pueden utilizarse para modificar la composición del catalizador, para determinar el volumen del catalizador y para diseñar los componentes del reactor de la *SCR*.

Sopladores de Hollín - Los depósitos sobre la superficie del catalizador pueden desprenderse por medio de sopladores de hollín, los cuales por lo general, se instalan entre cada capa de catalizador y se operan periódicamente, tal como una vez por semana.

Veletas y Rejillas Rectificadoras - La materia particulada puede removerse del gas de combustión por veletas activadas por el flujo del gas y por rejillas rectificadoras de flujo, cerca del frente de la capa del catalizador. Las partículas se impactan sobre la superficie de las veletas o de las rejillas y caen de la corriente del gas de combustión. Además de remover las partículas, las veletas y las rejillas rectificadoras del flujo disminuyen la velocidad lineal del gas y lo alinean vectorialmente con la línea de flujo del catalizador.

Plan de Manejo del Catalizador

La desactivación del catalizador es una parte inherente del proceso de la *SCR*. A medida que la actividad del catalizador disminuye con el tiempo, la razón de reacción de reducción de NO_x disminuye y aumenta el escabullimiento del amoníaco. Cuando el nivel de escabullimiento de amoníaco alcanza el límite de diseño, debe reemplazarse el catalizador o agregarse catalizador nuevo. La vida del catalizador es el tiempo durante el cual la actividad del catalizador para un volumen dado de catalizador (volumen de la capa), mantiene el escabullimiento de amoníaco por debajo del límite de diseño. Normalmente, la garantía del proveedor para una capa de catalizador en aplicaciones en las que se quema carbón, es de aproximadamente tres años [10]. Los tiempos de vida reales de las capas de catalizador que se tienen en tales aplicaciones, están en el rango de 5 a 7 años, dependiendo de las condiciones del gas de combustión no tratado [1]. Las aplicaciones en las que se quema gas o diesel, experimentan tiempos de vida de las capas de catalizador aún mayores.

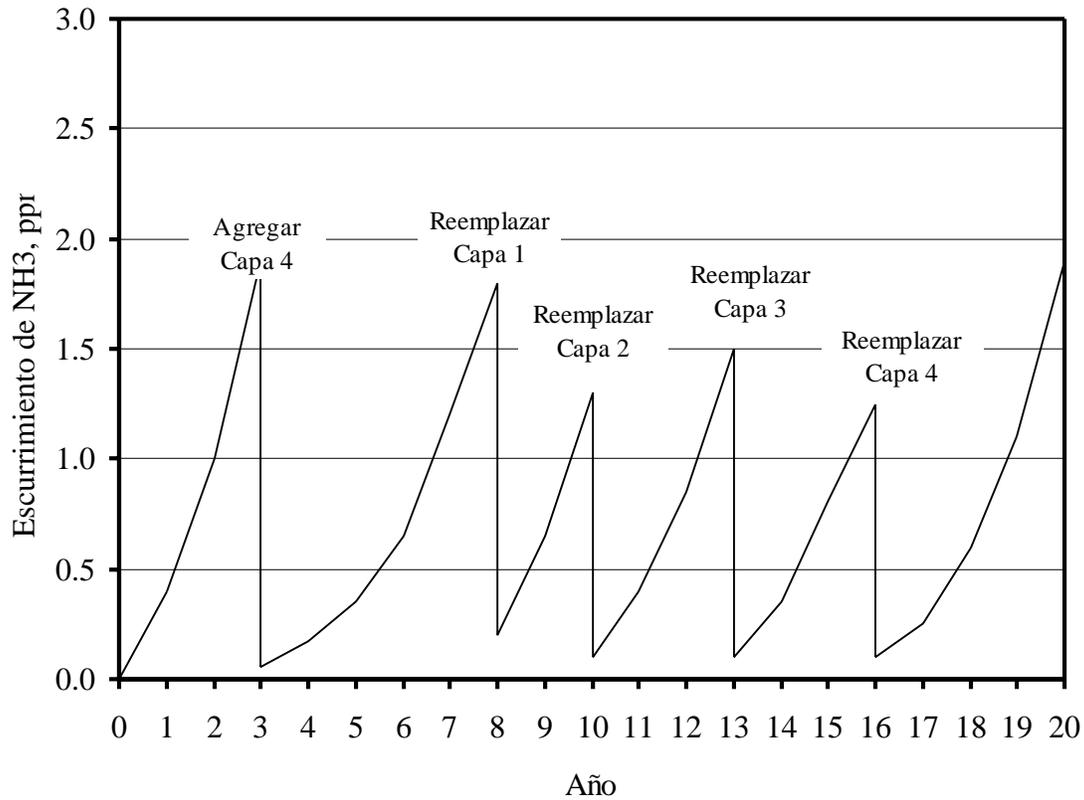


Figura 2.6: Plan de Manejo Típico del Catalizador [5]

Un plan de manejo del catalizador, como se muestra en la Figura 2.6, programa el reemplazo periódico del catalizador para mantener los límites del escabullimiento de amoníaco. La mayoría de los planes de manejo de catalizador requieren que el diseño del reactor SCR provea dos o más capas llenas de catalizador y una o más capas de catalizador vacías o de repuesto. Cuando las capas iniciales de catalizador se desactivan al punto en el que el escabullimiento de amoníaco alcanza el valor máximo de diseño, el establecimiento agrega catalizador a la capa vacía. La adición de catalizador se maneja de manera que la actividad total del catalizador para todas las capas (las dos o tres capas viejas más las nuevas), es suficiente para cumplir con los requisitos de escabullimiento de amoníaco durante un período de tiempo relativamente largo. A medida que el catalizador se continúa desactivando, el escabullimiento de amoníaco empieza a subir. Cuando el escabullimiento de amoníaco alcanza de nuevo el valor máximo de diseño, se remueve una de las capas viejas de catalizador y se reemplaza con catalizador nuevo. En la Figura 2.6 se muestra un plan de manejo de catalizador para una aplicación en la que el valor máximo de diseño de escurrimiento de amoníaco es de 2 ppm [7].

El costo del catalizador es una porción importante del costo anual de operación de un sistema *SCR*. Para diseños de *SCR* que utilicen un plan de manejo de catalizador, solo una fracción del inventario total del catalizador, en vez de todo su volumen, se reemplaza en cualquier momento dado. Esto distribuye los costos de reemplazar catalizador más uniformemente a lo largo del tiempo de vida del sistema.

2.2.3 Configuraciones del Sistema *SCR*

Las aplicaciones termoeléctricas y grandes calderas industriales, utilizan varias configuraciones diferentes del sistema *SCR*, incluyendo arreglos para sitios alto en polvo, bajo en polvo, y al final del proceso. Las configuraciones *SCR* para aplicaciones en turbinas de gas dependen del tipo de ciclo de la maquinaria, tal como ciclo simple o ciclo combinado. Las varias configuraciones de calderas y turbinas de gas, se discuten más adelante. Además, hay dos diseños diferentes de reactor *SCR*; *SCR* completo y *SCR* en-el-conducto, los cuales también se discuten.

SCR Alto en Polvo

En la Figura 2.7 se muestra un sistema *SCR* alto en polvo para aplicaciones en calderas que queman carbón. La localización del reactor *SCR* está corriente abajo del economizador y corriente arriba del calentador de aire y de los dispositivos de control de particulados. La temperatura del gas de combustión en esta localización está usualmente dentro de la ventana de la temperatura óptima de operación para las reacciones de reducción de NO_x utilizando catalizadores de óxidos metálicos. En esta configuración, sin embargo, el gas de combustión contiene particulados cuando entra al reactor *SCR*.

Las calderas que queman carbón generalmente usan un reactor *SCR* vertical, en donde el gas de combustión fluye hacia abajo a través del catalizador. Generalmente, el reactor contiene capas múltiples de catalizador. El volumen requerido de catalizador varía en cada instalación, tal como se discutió previamente. Se instalan sopladores de hollín para remover particulados de las superficies del catalizador. Para el diseño que utiliza un catalizador en panel, el arreglo del catalizador es típicamente de 7 a 9 mm (comparado con 3 o 4 mm para calderas que queman gas), para permitir el paso fácil de las partículas de ceniza sin depositarse y para fácil limpieza con los sopladores de hollín. Para obtener flujo de gas uniforme y remover particulados, los diseños *SCR* alto en polvo usualmente incluyen veletas y rejillas rectificadoras de flujo en los conductos antes del reactor.

Una tolva en el fondo del reactor *SCR* recolecta cenizas y particulados que se separan de la corriente del gas de combustión. La salida de la tolva está conectada al sistema de manejo de ceniza flotante de la planta para retirar periódicamente la ceniza acumulada. El gas de combustión sale del reactor vía una apertura en la tapa de la tolva y es dirigido a la entrada del calentador de aire. Algunos diseños eliminan la necesidad de tolvas manteniendo velocidades del gas de

combustión suficientemente altas en estas áreas de modo que la ceniza flotante permanece arrastrada en el gas de combustión.

Las calderas a base de gas natural y de combustibles destilados generan gases de combustión que está relativamente libre de polvo y de SO_2 (para combustibles bajos en azufre). Consecuentemente, los sistemas *SCR* para estas calderas colocan el reactor corriente arriba del calentador de aire, la configuración *SCR* alto en polvo.

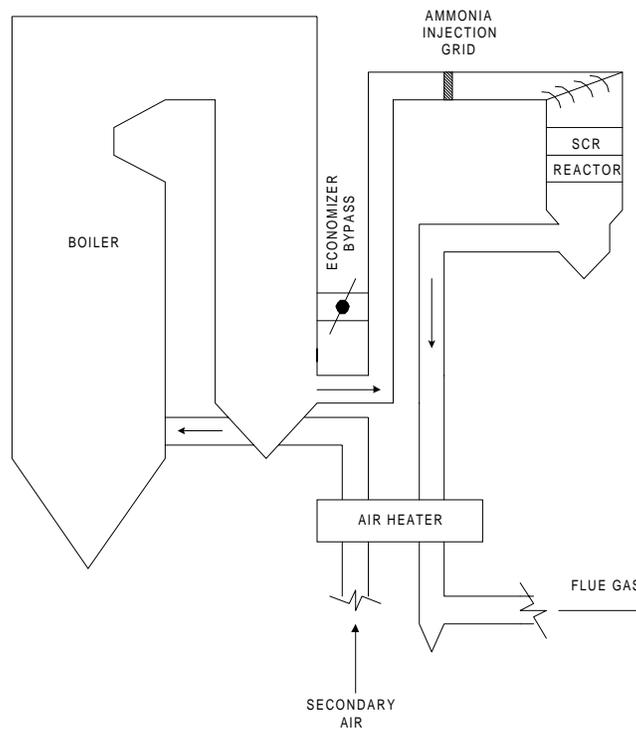


Figura 2.7: Arreglo *SCR* alto en polvo, [4]

SCR Bajo en Polvo

Las unidades que queman carbón con un precipitador electrostático (PES) localizado corriente arriba del calentador de aire (PES del lado caliente), típicamente usan una configuración *SCR* bajo en polvo. En la Figura 2.8 se muestra una configuración bajo en polvo, la cual localiza al reactor *SCR* corriente abajo del PES. En esta localización, el gas de combustión está relativamente libre de polvo. La ceniza removida del PES típicamente contiene arsénico, metales alcalinos y otros constituyentes que deterioran el funcionamiento y la vida del catalizador.

Un sistema *SCR* bajo en polvo, aumenta la vida del catalizador al reducir las concentraciones de particulados y de venenos del catalizador en el reactor *SCR*. Además, las configuraciones *SCR* bajo en polvo no necesitan tolva para la ceniza. En los diseños que emplean

catalizador en panel, el arreglo del catalizador puede reducirse a aproximadamente 4 a 7 mm, resultando en un volumen de catalizador más bajo. Una vida del catalizador más larga, volumen de catalizador más bajo y la eliminación de la tolva para la ceniza, significan costos más bajos para el *SCR* alto en polvo comparado con las configuraciones alto en polvo. La única desventaja del *SCR* alto en polvo es la caída de temperatura del gas de combustión a medida que fluye a través del PES. Las temperaturas del gas de combustión generalmente no decrecen al punto de requerir recalentamiento. Sin embargo, puede requerirse un aumento en el tamaño del conducto de la desviación del economizador existente, para mantener la temperatura del gas de combustión dentro del rango óptimo.

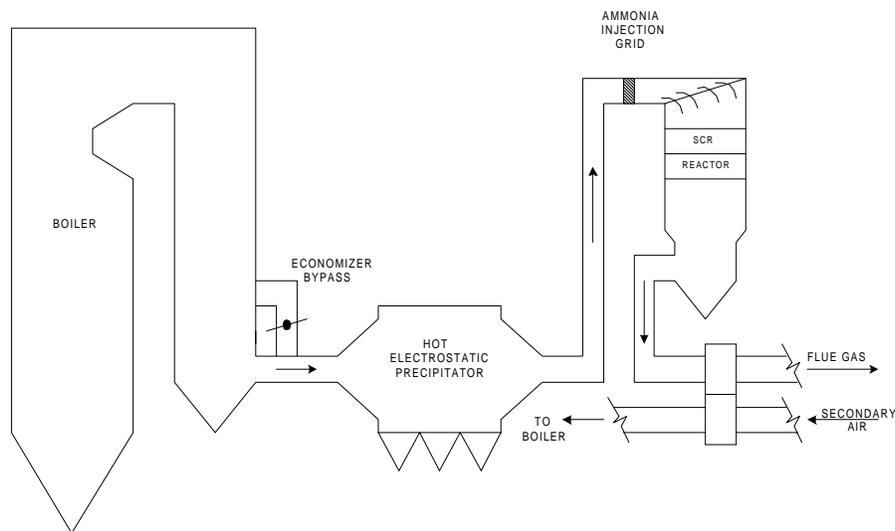


Figura 2.8: Arreglo *SCR* bajo en polvo, [4]

SCR al Final

Las primeras instalaciones de calderas a carbón en Europa y Japón emplean configuraciones *SCR* al final. Esta configuración coloca el reactor *SCR* corriente abajo de todos los equipos de control de la contaminación del aire instalados en una unidad. En la Figure 2.9 se muestra un sistema al-final para una planta con un dispositivo de control de particulados y un sistema de desulfurización del gas de combustión húmedo (DGC). El equipo de control de la contaminación del aire remueve la mayoría de los constituyentes del gas de combustión que deterioran el catalizador del *SCR* antes de que entre al reactor *SCR*. Sin embargo, debido a que la temperatura del gas de combustión al final está por debajo del rango requerido para la reacción amoníaco/ NO_x , necesita recalentarse el gas de combustión. Los sistemas *SCR* al final, utilizan quemadores de gas natural o destilados en los conductos o serpentines de vapor calentadores del gas para recalentamiento. Parte de la energía utilizada para recalentar el gas, es recuperada en un calentador recuperador gas-a-gas.

Típicamente, un sistema al-final es el más costoso de los tres sistemas *SCR* por los costos adicionales de operación y equipo que se requieren para recalentar el gas y recuperar calor. La experiencia en su operación y la disponibilidad de catalizadores mejorados para el sistema *SCR* alto en polvo, hace del sistema *SCR* al final la menos atractiva de las tres opciones. Se están desarrollando actualmente nuevos catalizadores de baja temperatura y pueden hacer de los sistemas al-final, una opción más efectiva en costo en el futuro. [25].

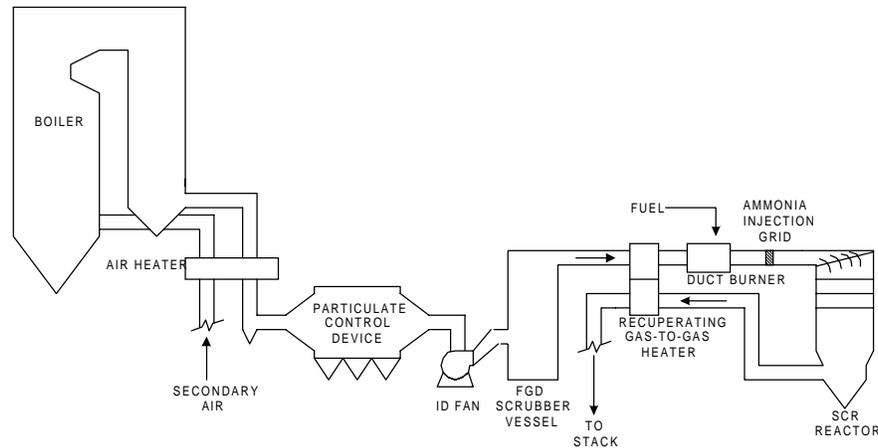


Figura 2.9: Arreglo *SCR* al final, [4]

Turbinas de Gas

Las aplicaciones en turbinas de gas natural frecuentemente utilizan la tecnología *SCR* para control de NO_x postcombustión. Hay dos configuraciones básicas de turbinas de gas; ciclo combinado (ciclo de cogeneración) y ciclo simple. La mayoría de los sistemas *SCR* se instalan como aplicaciones de ciclo combinado. Un diseño típico de *SCR* de ciclo combinado coloca la cámara del reactor después del supercalentador dentro de una cavidad del sistema generador de vapor recuperador de calor (GVRC), como se muestra en la Figure 2.10. La temperatura del gas de combustión en esta área está dentro del rango de operación para los catalizadores del tipo en base a metal. Algunos diseños de turbinas de gas de ciclo combinado localizan el reactor *SCR* corriente abajo del GVRC y antes del economizador a temperaturas que varían desde 350°F hasta 400°F. Las aplicaciones de *SCR* de ciclo simple colocan la cámara del reactor directamente a la salida de la turbina donde la temperatura del gas de combustión está en el rango de 850°F a 1000°F (450°C a 540°C). Esto requiere el uso de catalizadores para alta temperatura tales como las zeolitas. [4]

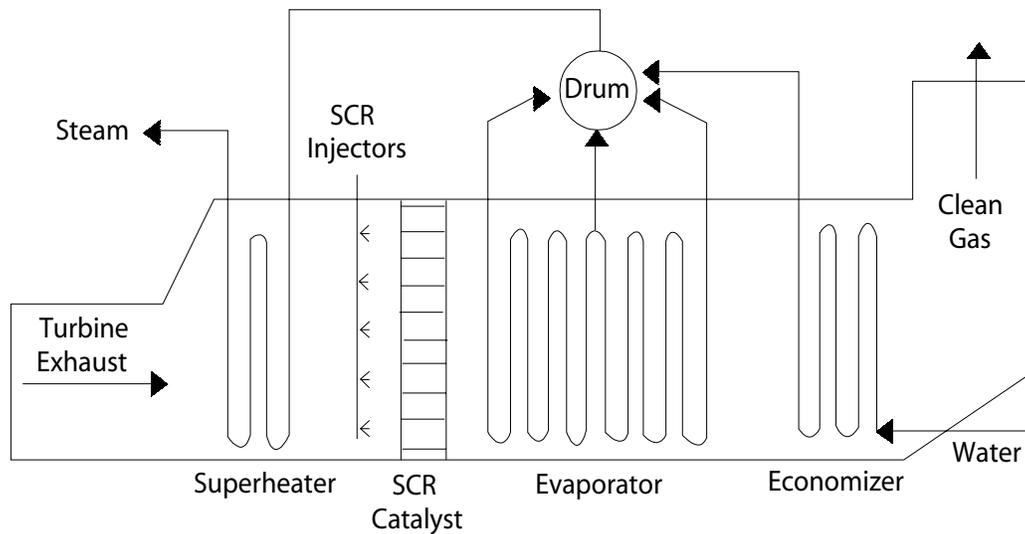


Figura 2.10: Arreglo SCR para una turbina de gas de ciclo combinado, [4]

Diseño del Reactor SCR

El diseño del reactor afecta los costos de capital y de operación del sistema SCR y del plan de manejo del catalizador. Hay dos tipos diferentes de reactores SCR; SCR lleno y SCR en el conducto. Los diseños SCR lleno albergan al catalizador en una cámara del reactor separada. El gas de combustión de la caldera debe ser conducido desde la salida del economizador hacia el reactor SCR y de ahí a la entrada del calentador de aire. Un reactor separado permite que un mayor volumen de catalizador se instale en capas, lo que aumenta la reducción de NO_x y el tiempo de vida del catalizador. También aumenta la longitud del conducto disponible para la mezcla de reactivos antes de que entren a la cámara del reactor. Sin embargo, un reactor separado requiere un gran cantidad de espacio adyacente a la caldera para instalar el reactor y los conductos. Los conductos adicionales con frecuencia hacen necesario mejorar el sistema del ventilador de TI.

Los sistemas SCR en el conducto (en línea), albergan al reactor dentro del sistema de conductos existente de la planta en vez de en una cámara del reactor separada. Generalmente, los conductos son agrandados para proporcionar suficiente espacio para el catalizador. Los sistemas en-el-conducto ahorran en costos de los conductos, la cámara del reactor y del ventilador de TI. Los diseños en-el-conducto limitan el volumen del catalizador y la longitud de mezclado, por lo tanto, son comúnmente utilizados en conjunto con otras tecnologías de control de NO_x [19]. La erosión del catalizador es generalmente mayor para los sistemas en-el-conducto. La instalación y mantenimiento de los sistemas en-el-conducto típicamente requieren más interrupciones de la caldera. Las calderas a gas natural, las cuales tienen bajos volúmenes de catalizador, frecuentemente emplean sistemas en-el-conducto. Las calderas a carbón pueden aplicarse en reactores SCR en-el-conducto, donde las limitaciones de espacio restringen la instalación de un reactor lleno. [19].

2.2.4 Equipo del Sistema SCR Alto en Polvo

La mayoría de los diseños SCR utilizan *Thermal DeNO_x*®, el cual es un sistema de reducción de NO_x a base de amoníaco, desarrollado y patentado por la Compañía *Exxon Research and Engineering* en 1975. El sistema SCR tiene cinco pasos básicos que realizar. Estos pasos son:

- Recepción y almacenamiento de amoníaco;
- Vaporización de amoníaco y mezclado con aire;
- Inyección de la mezcla amoníaco/aire en los puntos adecuados;
- Mezcla de amoníaco/aire con el gas de combustión; y
- Difusión de reactivos dentro del catalizador y reducción de NO_x.

Mientras que los pasos básicos en un sistema SCR son similares para todas las configuraciones, el diseño del sistema y las especificaciones del equipo son algo diferentes. Más adelante se presenta una discusión del diseño y equipo del sistema SCR para un reactor SCR lleno, con configuración alto en polvo, a base de solución acuosa de amoníaco, para una caldera industrial grande ($\geq 2,500$ MMBtu/hr) a carbón. Los pasos del proceso SCR, el equipo auxiliar y los impactos potenciales de la operación SCR en el equipo existente de la planta, también son discutidos. En la Figura 2.1 y en la Figura 2.7 se presenta un diagrama esquemático simplificado de flujo del sistema y en la Table 2.2. se presenta una lista de equipo.

Almacenamiento y Vaporización de Amoníaco

La solución acuosa de amoníaco está típicamente disponible como una solución de 19% a 29.4 % en agua. Generalmente, en esta aplicación se utiliza una solución al 29.4 por ciento. El amoníaco anhidro es casi 100% amoníaco puro y se almacena como un líquido bajo presión. En la Table 2.1 se presentan las propiedades de amoníaco anhidro y en solución acuosa.

Los establecimientos reciben el amoníaco anhidro o en solución acuosa vía carro-tanques o tanques de ferrocarril y se bombean hacia uno o más tanques de almacenamiento. El amoníaco es típicamente almacenado como un líquido en tanques cilíndricos horizontales. El tanque de la solución acuosa de amoníaco es un tanque encerrado aprobado para presiones solo ligeramente elevadas, mientras que el tanque de amoníaco anhidro es un recipiente a presión aprobado para al menos 250 libras por pulgada cuadrada manométricas (*psig*). El tanque de amoníaco anhidro puede llenarse solo hasta cerca del 85% de su volumen total para permitir un espacio de vapor por encima del nivel del líquido. Los tanques están equipados con indicadores de nivel y de temperatura, pasarela, venteo y una escalera de acceso y otros accesorios. La aplicabilidad de trazadores de calor, aislante y de criterio de diseño sísmico, está determinada en base a condiciones específicas del sitio. El tanque debe montarse en una loza de concreto y rodearse de una estructura de contención de derrames, tal como un dique.

Tabla 2.2. Lista de equipo principal para una aplicación de RCS

Artículo	Descripción/Tamaño
Reactores <i>SCR</i> (de 1 a 2)	Tipo de flujo vertical, capacidad de 805,000 <i>ft</i> ³ / <i>min</i> reales, 44 <i>ft.</i> x 44 <i>ft.</i> x 31 <i>ft.</i> de alto (excluyendo el conducto de salida y las tolvas), equipado con 9,604 <i>ft</i> ³ de catalizador de cerámica en panel, caja aislada, soplador de hollín, tolvas y mecanismo de izamiento para reemplazar el catalizador.
Tanque de amoníaco anhidro (1 o más)	Tanque horizontal, presión de diseño de 250 <i>psig</i> , tanques de almacenamiento de 15,000 <i>galones</i> , capacidad de almacenamiento de 34 toneladas cortas.
Compresor de aire (2)	Tipo centrífugo, de 3,200 <i>ft</i> ³ / <i>min</i> reales nominales y motor de 30 <i>hp</i> motor
Vaporizadores (2)	Tipo eléctricos, de 80 kW nominales
Cámara de mezclado	Recipiente de carbón al acero para el mezclado de aire y amoníaco
Rejilla de inyección de amoníaco	Construcción de acero inoxidable, tubería, válvula y boquillas.
Tubería de suministro de amoníaco	Tubería para descarga y suministro de amoníaco; tubo de acero al carbón: 1 pulgada de diámetro, con válvulas y conexiones.
Vapor para soplar hollín	Tubería de suministro de vapor para los sopladores de hollín del reactor, tubo de 2 pulgadas de diámetro con válvula de control "enciende-apaga" y conexiones de dren y venteo con válvulas.
Conductos del aire	Conductos entre los sopladores de aire, la cámara de mezclado y la rejilla de inyección de amoníaco, acero al carbón, 14 pulgadas de diámetro, con dos deflectores mariposa de aislamiento y juntas de expansión.
Conducto del gas de combustión	Modificaciones a los conductos para instalar las modificaciones a los reactores <i>SCR</i> , consistente en conductos aislados, mezcladores estáticos, veletas y juntas de expansión.
Desviación del economizador	Adición de conductos para aumentar la temperatura del gas de combustión durante las cargas bajas, consistente de conductos aislados, deflectores de control de flujo, mezcladores estáticos, veletas, juntas de expansión y aberturas en el casco de la caldera.
Manejo de ceniza	Extensión de las modificaciones existentes al sistema de manejo de ceniza: modificaciones consistentes de doce válvulas de compuerta, doce válvulas de manejo de material, una válvula de segregación y tubería de conducción de ceniza.
Ventiladores de tiro inducido	Tipo centrífugo, 650,000 <i>ft</i> ³ / <i>min</i> reales a 34 pulgadas de agua manométricas y motor de 4,000 <i>hp</i> .

Tabla 2.2. Lista de equipo principal para una aplicación de RCS

Artículo	Descripción/Tamaño
Controles e instrumentación	Controles autosostenibles a base de microprocesadores para el sistema SCR con retroalimentación desde los controles de la planta para la unidad de carga, emisiones de NO _x , etc., incluyendo el analizador de NO _x , dispositivos de monitoreo del flujo de amoníaco, dispositivos de detección y alarma de amoníaco en el área del tanque y otra instrumentación diversa.
Suministros eléctricos	Alambre eléctrico, estructura de tendido y conductos para conectar el equipo nuevo y los controles al sistema existente de suministro de la planta.
Equipo eléctrico	Transformador de servicio del sistema OA/FA/-60 Hz, 1,000/1,250 kVA (65 EC)
Cimentación	Cimientos para el equipo y la tubería/conductos, según se requiera.
Acero estructural	Acero para accesar y soportar el reactor SCR y otro equipo, conductos y tubería.

Las aplicaciones de SCR en calderas grandes, generalmente requieren de uno a cinco tanques con volúmenes que varían desde 10,000 hasta 20,000 galones por tanque, para mantener suficiente volumen para una a tres semanas de operación del SCR. El tamaño del tanque de almacenamiento de amoníaco puede diseñarse para desde 3 a 30 días de almacenamiento. El límite superior del rango sería usado en la práctica de un diseño conservador. Alternativamente, si los distribuidores de amoníaco se localizan cerca y se consideran confiables, el dueño de la planta podría optar por un tanque más pequeño, con tamaño diseñado para pocos días de almacenamiento de amoníaco.

La solución acuosa de amoníaco es vaporizada al bombearla hacia el recipiente en el que se mezcla con aire caliente. El aire del ventilador de dilución de aire es calentado en un calentador eléctrico u otro intercambiador de calor (v.g., vapor). En la mayoría de las aplicaciones de solución acuosa de amoníaco, la mezcla de aire-amoníaco deja el recipiente del vaporizador a cerca de 300 °F. La energía de vaporización requerida para solución acuosa de amoníaco es mucho mayor que la requerida para amoníaco anhidro, porque el agua en la solución acuosa de amoníaco debe también vaporizarse.

Si se utiliza amoníaco anhidro, éste se alimenta al vaporizador eléctrico por gravedad, y el gas vaporizado es regresado al espacio de vapor del tanque de almacenamiento. El vapor es extraído del espacio de vapor y entubado al mezclador aire/amoníaco. Alternativamente, el amoníaco anhidro líquido es bombeado a un vaporizador y entubado al mezclador aire/amoníaco.

El amoníaco (anhidro o en solución acuosa, diluido con aire a razón de 20:1 (aire:NH₃), es transportado a la rejilla de inyección de amoníaco. La alta proporción de aire ayuda a asegurar un buen mezclado de aire y amoníaco y mantiene a la mezcla por debajo del límite de inflamabilidad.

Inyección de Amoníaco

Para amoníaco, ya sea anhidro o en solución acuosa, la mezcla aire-amoníaco es dirigida a través de una rampa de balanceo de flujo a la rejilla de inyección de amoníaco (RIA), donde se inyecta a presión. La rampa de balanceo de flujo consiste de medidores de flujo y válvulas manuales para ajustar el flujo a cada parte de la RIA.

La RIA consiste de una red de tubos o lanzas conectadas en paralelo y perforadas con varios agujeros o boquillas. Las lanzas están colocadas en una formación de rejilla a través de lo ancho y alto del conducto. El tamaño de las lanzas y los agujeros se diseñan para distribuir el amoníaco uniformemente en el gas de combustión. El ángulo de atomización y la velocidad de inyección controlan la trayectoria del amoníaco. Los inyectores están expuestos a altas temperaturas e impactos del gas de combustión, lo cual causa erosión, corrosión y degradación de la integridad estructural. Por lo tanto, los inyectores generalmente se construyen de acero inoxidable y se diseñan para ser reemplazables. Pueden utilizarse zonas múltiples de inyección para aumentar la distribución de amoníaco.

El amoníaco puede inyectarse con un sistema de baja energía o de alta energía. Un sistema de baja energía utiliza poco o nada de aire a presión, mientras que un sistema de alta energía utiliza grandes cantidades de aire comprimido o de vapor para inyectar y mezclar vigorosamente la solución con el gas de combustión. El sistema RIA en una caldera grande, típicamente utiliza sistemas de alta energía. Los sistemas de alta energía son más caros de construir y operar, puesto que requieren de un compresor más grande, un sistema de inyección más robusto y consume más energía eléctrica.

La distribución y el mezclado uniforme con el gas de combustión es crítico para mantener los niveles deseados de escabullimiento de amoníaco. Generalmente se corren modelos numéricos de flujo y de flujo de gas frío para la RIA y el sistema *SCR*, para asegurar mezclado y dispersión uniformes antes de que los gases entren al reactor *SCR*. Si la longitud del conducto es inadecuada para asegurar mezclado completo, o los resultados del estudio de modelación indican características de mezclado pobre del gas, se pueden agregar dispositivos tales como veletas o mezcladores estáticos de gas.

Una parte esencial de un sistema RIA es el controlador utilizado para regular la inyección de amoníaco. La carga de la caldera, el NO_x entrando y las temperaturas de entrada del gas posicionan la señal de alimentación para establecer la razón de inyección de amoníaco base. Una señal de retroalimentación que mida la concentración de NO_x saliendo del *SCR*, es utilizada para bajar la razón de inyección de amoníaco base.

Reducción Catalítica de NO_x

La reducción catalítica de NO_x en un reactor *SCR* ocurre cuando el NO_x y el amoníaco en el gas de combustión entran en contacto con las capas del catalizador. El catalizador mismo es un componente clave del sistema *SCR*. La composición del catalizador, tipo (panal o placa) y propiedades físicas, afectan el funcionamiento, la confiabilidad, la cantidad de catalizador requerido y el costo. Sin embargo, debido a que el proveedor del sistema *SCR* y el proveedor del catalizador deben garantizar la vida y funcionamiento del catalizador, la mayoría de las características del catalizador son seleccionadas por el proveedor del sistema *SCR*.

2.2.5 Equipo Auxiliar del Sistema *SCR*

Conductos de Entrada y Salida del *SCR*

En instalaciones reconvertidas, se requiere de conductos nuevos para integrar el sistema *SCR* con el equipo existente. En sistemas *SCR* alto en polvo, el reactor es colocado entre la salida del economizador y la entrada al calentador de aire. En el *SCR* bajo en polvo, el reactor RCS se coloca entre el conducto de salida del dispositivo de control de particulados y el conducto de entrada al calentador de aire. En el *SCR* al final, los empates de los conductos están corriente abajo del sistema de RIA y también requiere la integración del equipo de recalentamiento del gas de combustión.

Conducto de Desviación del *SCR*

Las operaciones de la caldera a carga baja pueden disminuir la temperatura a la entrada del *SCR* por debajo del rango de operación. Además, los arranques y paros de la caldera ocasionan fluctuaciones drásticas de temperatura. Para estas condiciones de operación, puede requerirse una desviación para dirigir al gas alrededor de la cámara del reactor. La desviación previene envenenamiento y ensuciamiento del catalizador durante los períodos en los que el *SCR* no está operando. Este sistema debe incluir deflectores de cero-fugas para proteger al catalizador de las fugas del gas de combustión y de la desactivación durante los paros del *SCR*. Un sistema de desviación puede también considerarse para operaciones estacionales del sistema *SCR*.

Sopladores de Hollín

En calderas a carbón, usualmente se instalan sopladores de hollín en el reactor *SCR* para remover particulados que pueden bloquear o enmascarar las superficies activas y los pasajes de gas del catalizador. El soplado de hollín ayuda a mantener una caída de presión aceptable del gas de combustión en el reactor *SCR*, manteniendo los pasajes de gas del catalizador libre de partículas. Los sopladores de hollín también mantienen abiertos los pasajes de gas en el calentador de aire y reducen por tanto la caída de presión del sistema. Esto es especialmente

cierto para reconversiones de *SCR* en las que el espaciamiento del plato del calentador de aire es generalmente estrecho, haciéndolo más sensible a ensuciamiento o taponamiento por sales de azufre-amoniaco.

Los sopladores de hollín retractables tipo rastrillo, los cuales utilizan vapor o aire para el soplado, son utilizados en los diseños de *SCR*. Los sopladores de hollín se localizan típicamente sobre cada capa de catalizador. El soplado de hollín se realiza usualmente en una capa de catalizador o parte de una capa de catalizador a la vez. El soplado del hollín de todas las capas del catalizador toma entre 30 minutos y 2 horas, pero usualmente no se realiza frecuentemente. En instalaciones *SCR* europeas, el soplado de hollín se realiza aproximadamente una o dos veces por semana [18].

Conducto de la Desviación del Economizador

Aunque la reacción de *SCR* ocurre dentro de una ventana de temperatura de 600°F a 750°F (320°C to 400°C), el catalizador para una aplicación dada es diseñado para un rango algo más estrecho, la temperatura a la salida del economizador a cargas de operación normales de la caldera. Es esencial mantener la temperatura del gas de combustión dentro de la ventana requerida para optimizar la reacción de reducción de NO_x. Cuando la temperatura del gas de combustión a la salida del economizador disminuye porque la planta está operando a cargas reducidas, la temperatura puede aumentarse utilizando una desviación del economizador.

Generalmente, el conducto de la desviación del economizador tiene un deflector modulador para regular la cantidad de flujo de gas caliente desviado que será mezclado con el gas de combustión más frío a la salida del economizador. Entre más baja sea la carga de la caldera, más se abre este deflector, admitiendo así más gas caliente. El conducto de salida del economizador también necesita un deflector modulador para proporcionar suficiente presión atrás, para permitir que el volumen requerido de gas fluya a través de la desviación. Las principales consideraciones de diseño para una desviación del economizador incluye mantener la temperatura óptima del gas y asegurar mezclado uniforme de las dos corrientes de gas antes de entrar al reactor *SCR*.

Ventilador de Tiro Inducido (TI) Nuevo o Mejorado

Los nuevos conductos y las capas de catalizador del reactor RCS disminuye la presión del gas. Para mantener la misma razón de flujo a través de los conductos, se requiere energía adicional. El ventilador de tiro inducido (TI) existente, puede no ser capaz de proporcionar el aumento requerido de presión estática. En tales casos, se instala un ventilador de TI nuevo o uno mejorado. La cimentación existente del motor y del ventilador también puede necesitar modificarse. El reemplazo implica la instalación de un ventilador o soplador nuevo. En todos los casos, los sistemas *SCR* requieren energía eléctrica adicional para el ventilador de TI, equivalente a aproximadamente 0.3 por ciento de la producción de energía eléctrica de la planta. Refiérase a la Ecuación (2.49) para una estimación más precisa de las necesidades de energía eléctrica adicional.

2.2.6 Otras Consideraciones

Formación de SO₃

Durante la combustión de combustibles con contenido de azufre se forma trióxido de azufre (SO₃). Reacciona con el amoníaco en el gas de combustión corriente abajo del reactor (escabullimiento de amoníaco), para formar bisulfato de amonio y sulfato de amonio. La cantidad formada depende del contenido de azufre del combustible y de la cantidad de escabullimiento de amoníaco. El bisulfato de amonio se condensa a medida que baja la temperatura de la corriente de gas de combustión. Entonces se deposita sobre el catalizador del SCR y en los equipos corriente abajo, tales como el calentador de aire, los conductos y el ventilador. Los límites de escabullimiento de amoníaco son generalmente impuestos como parte de los requerimientos de diseño del SCR para evitar impactos en el equipo corriente abajo.

Hay varios métodos para limitar el impacto de la deposición de la sal de amoníaco-azufre. Se pueden instalar sopladores de hollín entre las capas del catalizador para remover los depósitos superficiales, soplando aire o vapor a través del catalizador. Puede requerirse mayor lavado ácido del precalentador de aire y de otro equipo para remover los depósitos. Sin embargo, el lavado ácido más frecuente genera agua residual adicional que debe disponerse o tratarse por la planta. El contenido de azufre del gas de combustión puede disminuirse por el proceso de desulfurización del carbón o cambiando de combustible. Finalmente, la temperatura del gas de combustión puede aumentarse para prevenir condensación.

Las concentraciones elevadas de SO₃ suben el punto de rocío del ácido del gas de combustión. Este fenómeno potencialmente conduce a más corrosión en las superficies del extremo frío del calentador de aire, si la temperatura del gas de combustión está por debajo del punto de rocío del ácido. Para proteger contra esta posibilidad, las canastas del extremo frío del calentador de aire pueden reemplazarse por canastas recubiertas con esmalte.

Los sulfatos de amonio también se depositan sobre la ceniza flotante. Un contenido de amoníaco en la ceniza flotante mayor a 5 ppm puede resultar en desprendimiento de gas, lo cual puede impactar la comercialización de la ceniza flotante como un subproducto, y el almacenamiento y disposición de la ceniza por confinamiento. [10] (Véase el Cap.1 SNCR)

Formación de Oxido de Arsénico

El óxido de arsénico (As₂O₃) formado durante la combustión de combustibles conteniendo arsénico, causa desactivación del catalizador al ocupar sitios activos en los poros. Las calderas a carbón son particularmente susceptibles a envenenamiento con arsénico. Puede inyectarse caliza (CaCO₃) en el gas de combustión para generar el Ca₃(AsO₄)₂ sólido, el cual no se deposita sobre el catalizador y puede ser removido del gas de combustión con un precipitador.

Reconversión Contra Diseño Nuevo

La reconversión a *SCR* en una caldera existente, tiene costos de capital mayores que un *SCR* instalado en un sistema de caldera nuevo. La magnitud del diferencial de costo es una función de la dificultad de la reconversión. Una gran parte de los costos de capital no se impactan por la reconversión, incluyendo los costos del equipo de almacenamiento, vaporización e inyección. El aumento en el costo es debido principalmente a las modificaciones de los conductos existentes, al costo de acero estructural y de construcción del reactor, a los costos del equipo auxiliar, tal como ventiladores adicionales y costos de ingeniería. Además, se puede requerir bastante demolición y relocalización del equipo para proporcionar espacio para el reactor. Estos costos pueden dar cuenta de más del 30% de los costos de capital asociados con *SCR* [9]. Los costos de reconversión para calderas de tubos de humo de fondo húmedo o de ciclón, son algo más altos que los costos de reconversión para calderas de fondo seco o con quemador tangencial. [4]. El diferencial de costos de la reconversión para RCS en Alemania es aproximadamente 200 \$ por *MMBtu/hr* (20 \$/kW) [4].

Diseño y Configuración de la Unidad de Combustión

El tamaño de la caldera es uno de los factores principales que determinan los costos de capital del sistema *SCR*. Además, la configuración de la caldera influye los costos del *SCR*. Las configuraciones de calderas que dividen el flujo de gas de combustión para dos o más precalentadores de aire y/o sistemas de remoción de particulados, requieren más de un reactor *SCR*. Los reactores adicionales aumentan sustancialmente los costos de capital. Las operaciones de calderas que tienen cargas variables de operación, paros y arranques frecuentes u operaciones estacionales, requieren de una desviación del *SCR*. Los conductos, deflectores y sistemas de control adicionales, aumentan los costos de capital del sistema *SCR*. El sistema *SCR* puede requerir modificaciones a los ventiladores de tiro y/o instalación de ventiladores adicionales. Esto aumenta ambos costos de capital y de operación del sistema *SCR*. Además, pueden requerirse modificaciones a la caldera y a los conductos como protección contra el colapso para acomodar mayores requerimientos de tiro. [9]

Fuente de Combustibles

Las calderas industriales utilizan carbón, destilados, combustóleo y gas natural. El tipo y grado de combustible afecta el diseño del *SCR* y por lo tanto, los costos de capital del sistema *SCR*. Los combustibles con alto valor calorífico tienen razones de flujo más altas, lo cual a su vez, resulta en un aumento del tamaño del reactor y del volumen del catalizador requeridos. Las aplicaciones que queman carbón son más costosas que las calderas a destilado o combustóleo, debido a sus razones de flujo de gas de combustión más altas. [9]

La cantidad de nitrógeno, cenizas flotantes y contaminantes en la corriente de gas de combustión, varían de acuerdo al tipo y grado del combustible. Esto afecta al volumen requerido del catalizador así como al diseño, composición y razón de desactivación del catalizador. El gas de

combustión del carbón contiene mayores cantidades de cenizas flotantes, dióxido de azufre, trióxido de azufre, arsénico y otros contaminantes traza, que el combustóleo y el gas natural. El gas natural es el combustible más limpio y contiene la menor cantidad de nitrógeno, por lo tanto, quemar gas natural resulta en las cantidades más bajas de NO_x y de contaminantes en la corriente de gas de combustión. La cantidad de nitrógeno y de contaminantes en fuentes de combustibles pesados varía con el tipo y grado del combustible, ya sea refinado o residual.

Modelado de un Sistema SCR

Como parte del proceso de diseño del SCR, se corren modelos de cinética química y dinámica de fluidos por computadora (DFC) (Ver el Capítulo 1 SNCR). Además de la DFC y de los modelos de cinética química, generalmente se requiere modelado tridimensional del flujo físico, también conocido como delado de flujo en frío. El modelado de flujo en frío asegura que el flujo a través del reactor SCR proporcione el tiempo de residencia adecuado, alcance mezclado uniforme del gas de combustión y del amoníaco, minimice las velocidades lineales para prevenir erosión del catalizador y minimice la caída de presión a través de las capas de catalizador. Implica construir un modelo del sistema de inyección de amoníaco, del área de mezclado y de la cámara del reactor. En una configuración de alto polvo, esto implica modelar desde la salida del economizador hasta la entrada al calentador de aire. Las escalas típicas de modelado varían desde una razón de 1:10 hasta una razón de 1:12 para calderas grandes de termoeléctricas.

2.3 Parámetros de Diseño

El diseño del sistema SCR es una tecnología patentada. Los detalles amplios de la teoría y las correlaciones que pueden usarse para estimar los parámetros de diseño, tales como el volumen requerido del catalizador, no están publicados en la literatura técnica. [4]. Además, el diseño es altamente específico del sitio. A la luz de estas complejidades, el diseño del sistema SCR se realiza generalmente proporcionando todos los datos específicos de la planta y de la caldera al proveedor del sistema SCR, quién especifica el volumen requerido del catalizador y otros parámetros de diseño en base a experiencias previas y a dinámica de fluidos por computadora y a modelado de cinética química. [1]

En esta sección se presenta paso a paso, un enfoque para estimar los parámetros de diseño en base a un procedimiento desarrollado en el reporte borrador de la EPA, *Selective Catalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers* (Reducción Catalítica Selectiva para el Control de NO_x en Calderas a Carbón) [1]. Este procedimiento supone que el tamaño y el costo del sistema SCR están basados en tres parámetros principales: el tamaño de la caldera o suministro de calor, el nivel de reducción requerido de NO_x , y el volumen del catalizador. El enfoque para diseñar el tamaño del SCR descrito en esta sección, se basa en los volúmenes de catalizador para un caso base y varios casos sensibles desarrollados para soportar los procedimientos de estimación de costos en la Referencia [1]. Aunque este enfoque está basado

en datos de *SCR* para calderas de plantas termoeléctricas, proporciona la suficiente exactitud y detalle para desarrollar las estimaciones de costos de capital y anual para *SCR* aplicado a calderas industriales.

Suministro de Calor de la Caldera

El parámetro principal para la estimación de costos en la metodología presentada en la referencia [1], es la liberación potencial máxima de calor de la caldera o razón de suministro de calor, Q_B , expresada en *MMBtu/hr* (millones de unidades térmicas inglesas por hora). Se obtiene del *high heating value - HHV* (valor calorífico alto, VCA) del combustible, en *Btu/lb* (*Btu* por libra), multiplicado por la máxima razón de consumo de combustible en *lb/hr* (libras por hora), \dot{m}_{comb} :

$$Q_B = HV \dot{m}_{fuel} \quad (2.3)$$

en donde en la Tabla 2.3 se presentan los CCA para varios carbones.

Tabla 2.3: Valores Caloríficos Altos para Varios Carbones

Tipo de Carbón	Contenido Energético (<i>Btu/lb</i>)
Lignita	5,000-7,500
Sub-bituminoso	8,000-10,000
Bituminoso	11,000 - 15,000
Antracita	14,000

Si la caldera genera electricidad, entonces su suministro de calor puede ser estimado utilizando la *boiler net plant heat rate - NPHR* (razón neta de calor de la planta de la caldera):

$$Q_B = B_{MW} NPHR \quad (2.4)$$

en donde C_{MW} es la capacidad de la caldera en megawatts (MW) a carga total. Nótese que si no se conoce la *NPHR* (v.g., una unidad de cogeneración), puede usarse un valor de 9,500 *Btu* por kilowatt-hora (*Btu/kWh*) como una estimación razonable. Utilizando este valor, entonces la razón de suministro de calor, Q_B , is:

$$Q_B \left(\frac{MMBtu}{hr} \right) = 9.5 \left(\frac{MMBtu}{MWh} \right) B_{MW} (MW) \quad (2.5)$$

Factor de Capacidad del Sistema

El factor total de capacidad del sistema, FC_{total} , es una medida del uso anual promedio de la caldera en conjunto con el sistema RCS. El FC_{total} está dado por:

$$CF_{total} = CF_{plant} CF_{SNCR} \quad (2.6)$$

Para calderas industriales, el factor de capacidad de la caldera, FC_{planta} , es la razón de la cantidad real de combustible quemado anualmente a la cantidad potencial máxima de combustible quemado anualmente, en libras. El FC_{planta} está dado por:

$$CF_{plant} = \frac{actual\ m_{fuel}}{maximum\ m_{fuel}} \quad (2.7)$$

El SCR puede ser operado todo el año o solamente durante la estación especificada de ozono. El factor de capacidad del sistema SCR, FC_{RCS} , es la razón del número real de días de operación del SCR, t_{RCS} , al número total de días por año:

$$CF_{SCR} = \frac{t_{SCR}}{365} \quad (2.8)$$

NOx No Controlado y NO_x de la Chimenea

El NO_x, no controlado, representado como NO_{xin} , es la concentración de NO_x en el gas de combustión después de cualesquier reducción proporcionada por los controles de la combustión, pero antes del sistema de SCR. La concentración del NO_x no controlado, obtenida de analizar la corriente de gas de combustión, se da generalmente en $lb/MMBtu$ (libras de NO₂ por $MMBtu$) [1].

El NO_x, de la chimenea, representado como NO_{xout} , es el límite de emisión requerido de NO_x a la salida de la chimenea. Se fija generalmente por la planta o por límites regulatorios y también está dado en $lb/MMBtu$ [1].

Eficiencia de Remoción de NO_x

La eficiencia de remoción de NO_x, representada como η_{NOx} , se determina del nivel de NO_x no controlado de la caldera a la razón máxima de suministro de calor, $FC_{plant} = 1.0$, y del límite de emisión requerido de la chimenea.

La ecuación para la eficiencia de remoción de NOx está dada por:

$$\eta_{NO_x} = \frac{NO_{x_{in}} - NO_{x_{out}}}{NO_{x_{in}}} \quad (2.9)$$

Relaciones Estequiométricas Reales

La *Actual Stoichiometric Ratio* - *ASR* (Relación Estequiométrica Real), indica la cantidad real de reactivo necesaria para alcanzar la reducción de NO_x buscada. Los valores típicos de *ASR* son mayores que los valores teóricos debido a la complejidad de las reacciones que involucran al catalizador y mezclado limitado. Los valores altos de *ASR* resultan generalmente en una mayor reducción de NO_x. La *ASR* es un parámetro importante en el diseño de un sistema de *SCR*, porque establece el uso de reactivo del sistema de *SCR*. La *ASR* está definida por:

$$ASR = \frac{\text{moles de } NH_3 \text{ equivalente inyectado}}{\text{moles de } NO_x \text{ no controlado}} \quad (2.10)$$

Para propósitos de estimación, las moles de NO_x son equivalentes a las moles de NO₂. Nótese que las moles de NH₃ equivalente en la Ecuación 2.10, son las moles de NH₃ que serán liberadas por el reactivo. Cuando se utiliza amoníaco como reactivo, las moles equivalentes de NH₃ inyectado son iguales a las moles de amoníaco inyectado.

En un diseño desarrollado por un proveedor del sistema, la *ASR* sería ajustada para tomar en cuenta la temperatura, el tiempo de residencia, el grado de mezclado, la actividad del catalizador y el escabullimiento de amoníaco permitido para una caldera específica. Ninguna ecuación estaba disponible para estimar la *ASR* para la *SCR*. El valor de la *ASR* en un sistema de *SCR* típico es aproximadamente:

$$ASR = 1.05 \quad (2.11)$$

Este valor incorpora márgenes de diseño para el escabullimiento de amoníaco y la pequeña cantidad de NO₂ en el gas de combustión de la caldera que requiere dos moles de NH₃ por mol de NO₂ en lugar de una mol de NH₃ por mol de NO, tal como se muestra en la Ecuación 2.1.

Razón de Flujo de Gas de Combustión

La razón de flujo de gas de combustión a carga completa, incluyendo el margen típico de diseño de 5 a 15 por ciento, es usada para diseñar el tamaño de los reactores de *SCR* y el inventario del catalizador asociado. Esta razón de flujo debe obtenerse de datos de pruebas o por cálculos de combustión.

Si los datos de razón de flujo no están disponibles, puede calcularse una aproximación de la razón de flujo de gas de combustión para cada uno de los reactores de SCR. La estimación de la razón de flujo volumétrica debe basarse en la temperatura de operación del gas esperada a la entrada de la SCR. La ecuación para la razón de flujo volumétrica es:

$$q_{fluegas} = \frac{q_{fuel} Q_B (460 + T)}{(460 + 700^\circ F) n_{SCR}} \quad (2.12)$$

en donde n_{RCS} es el número de cámaras de los reactores de SCR y q_{comb} es la razón de flujo volumétrico del combustible de la caldera.

La razón de flujo del combustible q_{comb} , está basada en los cálculos de combustión utilizando combustibles típicos, parámetros típicos de la caldera (v.g., 20% de exceso de aire), y presión típica del gas de combustión de la SCR (-10 pulgadas de agua manométricas) [20]. En la Tabla 2.4 se presentan valores estimados de q_{comb} para varios tipos de carbón.

Tabae 2.4: Valores Estimados de Razón de Flujo Volumétrico para Varios Carbones

Tipo de Carbón	Valor estimado de q_{comb} (ft ³ /min-MMBtu/hr)
Bituminoso	484
Cuenca del Río Powder	516
Lignita	547

Nótese que en general, el número de reactores, n_{RCS} , es específico del sitio. Típicamente se requiere un reactor de SCR por unidad de caldera en el diseño de sistemas alto en polvo. Sin embargo, dos reactores de SCR pueden ser necesarios para tratar el gas de combustión de una caldera equipada con dos precalentadores de aire. Los diseños de sistemas desarrollados para los casos base y sensible de este informe, usan un reactor. Se espera que los costos a nivel de estudio de un sistema de dos reactores sean similares al costo de un sistema de un reactor correspondiente, porque los costos del catalizador, del amoníaco, de la desviación del economizador y del ventilador de TI son esencialmente idénticos.

Velocidad de Espacio y Velocidad de Área

La velocidad de espacio se define como el inverso del tiempo de residencia, dado por la ecuación:

$$V_{space} = \frac{1}{\text{Tiempo de Residencia}} \quad (2.13)$$

La velocidad de espacio se calcula a partir de la razón de flujo volumétrica del gas de combustión, medida experimentalmente a la entrada del reactor, representada por $q_{gas\ comb}$, y del volumen del reactor, representado como $Vol_{reactor}$, dado por la ecuación:

$$V_{space} = \frac{q_{flue\ gas}}{Vol_{reactor}} \quad (2.14)$$

Los diseñadores y proveedores del sistema de SCR utilizan el concepto de velocidad de área, V_{area} , para tomar en cuenta que la reacción se limita a los sitios activos del catalizador. La velocidad de área se calcula a partir del área superficial específica del catalizador por volumen del catalizador, $A_{especifica}$, en la siguiente ecuación:

$$V_{area} = \frac{V_{space}}{A_{specific}} \quad (2.15)$$

El $A_{especifica}$ está dada en unidades de longitud²/longitud³ y debe ser proporcionada por el fabricante del catalizador.

Eficiencia de Remoción de NO_x

La eficiencia de remoción de NO_x, representada como η_{NOx} , se determina a partir de los valores de los límites de emisión no controlados y los requeridos de la chimenea para carga base o carga completa, utilizando la siguiente ecuación:

$$\eta_{NOx} SR = (1 - e^{-a}) \quad (2.16)$$

en donde NO_{xout} es el nivel de NO_x requerido en la chimenea. La eficiencia requerida de remoción de NO_x es uno de los parámetros más influyentes en el costo total del sistema de SCR [9].

La siguiente ecuación teórica permite la estimación de la eficiencia de remoción de NO_x, η_{NOx} , en base a la constante de actividad del catalizador, $K_{catalizador}$, a un tiempo determinado, t [1]. La eficiencia teórica de remoción de NO_x es:

$$a = \left(\frac{-K_{catalyst} A_{specific}}{V_{space}} \right) \quad (2.16a)$$

en donde ambas, $K_{catalizador}$ y $A_{especifica}$ son proporcionadas por el fabricante del catalizador.

De acuerdo a esta ecuación, la eficiencia de remoción de NO_x aumenta con aumentos en la razón NH_3/NO_x y disminuciones de la velocidad de espacio (v.g., aumentando el volumen del catalizador para un razón de flujo de gas dada). Además, la ecuación muestra que a medida que la actividad del catalizador decrece con el tiempo, la remoción de NO_x también decrece.

El escabullimiento de amoníaco en partes por millón por volumen, puede calcularse del valor de η_{NO_x} , utilizando la ecuación [14]:

$$\text{Escabullimiento} = \left(\text{ASR} - \eta_{\text{NO}_x} \right) \quad (2.17)$$

Volumen del Catalizador

El volumen teórico del catalizador requerido por el sistema de SCR, se basa en los factores discutidos en la Sección 2.2 Descripción del Proceso. La ecuación 2.17 puede rearrreglarse para determinar el volumen teórico del catalizador. [8]. Substituyendo la definición de velocidad espacio en la Ecuación 2.17, el volumen del catalizador está dado por:

$$Vol_{catalyst} = \frac{-\left(q_{fluegas} \ln \left[1 - \left(\frac{\eta_{\text{NO}_x}}{\text{ASR}} \right) \right] \right)}{K_{catalyst} A_{specific}} \quad (2.18)$$

En la Referencia [1] se desarrolló una ecuación empírica como una función de varias variables de sensibilidad. Las variables de sensibilidad fueron determinadas a partir de las estimaciones del volumen del catalizador obtenidas del proveedor del catalizador para casos base y de sensibilidad. Se desarrollaron entonces factores de ajuste para estas variables utilizando técnicas de regresión.

La ecuación empírica para el volumen de catalizador está dada a continuación:

$$Vol_{catalyst} = 2.81 Q_B \eta_{adj} Slip_{adj} \text{NO}_{x_{adj}} S_{adj} \frac{T_{adj}}{n_{SCR}} \quad (2.19)$$

y los factores de ajuste incluyen:

- Factor de ajuste de la eficiencia de NO_x :

$$\eta_{adj} = 1.058\eta_{\text{NO}_x} + 0.2869 \quad (2.20)$$

- Factor de ajuste de NO_x para NO_x a la entrada:

$$NO_{x_{adj}} = 0.3208 NO_{x_{in}} + 0.8524 \quad (2.21)$$

- Factor de ajuste de escabullimiento de amoníaco para escabullimientos de amoníaco entre 2 y 5 ppm:

$$\text{Escabullimiento}_{adj} = -0.0567 \text{ Escabullimiento} + 1.2835 \quad (2.22)$$

- Factor de ajuste de azufre en el carbón:

$$S_{adj} = 0.0455S + 0.9636 \quad (2.23)$$

en donde S es el contenido de azufre del combustible en fracción en peso.

- El factor de ajuste de la temperatura para temperaturas de gas distintas a 700°F:

$$T_{adj} = \left(2.74 \times 10^{-5} T^2\right) - (0.03937 T) + 15.16 \quad (2.24)$$

en donde T es la temperatura del gas de combustión a la entrada del reactor en grados *Fahrenheit* (°F).

Dimensiones del Reactor de SCR

El tamaño del área de sección transversal del reactor de *SCR* se diseña para la razón de flujo del gas de combustión y la velocidad superficial. Un valor típico de la velocidad superficial es 16 pies por segundo. Utilizando este valor para la velocidad, la ecuación para el área de sección transversal del catalizador está dada por

$$A_{catalyst} = \frac{q_{fluegas}}{v_{sf}} \quad (2.25)$$

El área de sección transversal del reactor de *SCR* es aproximadamente 15 por ciento más grande que el área de sección transversal del catalizador para tomar en cuenta la geometría del módulo y los accesorios.:

$$A_{SCR} = 1.15 A_{catalyst} \quad (2.26)$$

Las dimensiones reales del *SCR* dependen del arreglo del módulo en la capa del catalizador. Las dimensiones típicas de sección transversal de un módulo son 3.3. pies de ancho por 6.6 pies de largo. Por lo tanto, las dimensiones del plan del *SCR* son múltiplos aproximados de estas dimensiones. Dependiendo del número de módulos a lo ancho y a lo largo, el reactor de *SCR* puede ser cuadrado o rectangular.

Para los propósitos de este informe, el reactor de *SCR* puede tratarse como cuadrado. Los costos de selección son válidos para reactores de *SCR* rectangulares, siempre que la relación de esbeltez (la longitud dividida por la anchura), no sea muy grande. Las relaciones de esbeltez industriales normales están entre 1.0 y 1.5. para un reactor cuadrado, la longitud, l , y el ancho, w , se estiman por:

$$l = w = \left(A_{SCR} \right)^{1/2} \quad (2.27)$$

Primero se estima un valor inicial para el número de capas de catalizador. Esta estimación se comprueba entonces, calculando la altura de cada capa de catalizador. La estimación inicial del número de capas de catalizador puede determinarse a partir del volumen de catalizador, el área de sección transversal del catalizador y estimando la altura del elemento del catalizador. Una altura nominal para el catalizador, h'_{capa} , es 3.1 pies. Una primera estimación del número de capas de catalizador, n_{capa} , es:

$$n_{layer} = \frac{Vol_{catalyst}}{h'_{layer} A_{catalyst}} \quad (2.28)$$

Este valor de n_{capa} se redondea entonces al entero más cercano. Además, deben de haber al menos dos capas de catalizador.

La altura de cada capa de catalizador se calcula utilizando el número estimado de capas. Esto debe resultar en que la altura de una capa de catalizador, h_{capa} , esté dentro del rango industrial normal de 2.5 a 5.0 pies. La altura de una capa de catalizador se calcula de la siguiente ecuación:

$$h_{layer} = \left[\frac{Vol_{catalyst}}{n_{layer} A_{catalyst}} \right] + 1(\text{ft}) \quad (2.29)$$

en donde se agrega 1 pie para tomar en cuenta el espacio requerido por encima y por debajo del material del catalizador para el ensamble del módulo.

El número de capas de catalizador calculadas arriba no incluye capas vacías de catalizador para la instalación de catalizador a futuro. Se recomienda una capa vacía de

catalizador para usarla con un plan de manejo de catalizador. El número total de capas de catalizador incluye todas la capas vacías de catalizador que serán instaladas.

$$n_{total} = n_{layer} + n_{empty} \quad (2.30)$$

La altura del reactor de SCR, incluyendo las capas iniciales y futuras de catalizador, la capa rectificadora de flujo, el espacio para los sopladores de hollín y el cargado del catalizador, pero excluyendo los conductos y tolvas de entrada y salida, se determina de la ecuación:

$$h_{SCR} = n_{total} (c_1 + h_{layer}) + c_2 \quad (2.31)$$

en donde las constantes se basan en prácticas industriales comunes de $c_1 = 7$ y $c_2 = 9$.

Estimación del Consumo de Reactivo y el Tamaño del Tanque

La razón de consumo de reactivo o razón de flujo masa del reactivo, $\dot{m}_{reactivo}$, expresada generalmente como *lb/hr* (libras por hora), puede calcularse utilizando:

$$\dot{m}_{reagent} = \frac{NO_{x,in} Q_B NSR \eta_{NO_x} M_{reagent}}{M_{NO_x} SR_T} \quad (2.32)$$

en donde $M_{reactivo}$ es el peso molecular del amoníaco (17.03 gramos por mol) y M_{NO_x} es el peso molecular del NO_2 (46.01 gramos por mol). Se usa el peso molecular del NO_2 porque las emisiones de NO_x , $NO_{x,in}$, están dadas en *lb/MMBtu* de NO_2 .

Para el amoníaco, la razón de flujo masa de la solución acuosa del reactivo, \dot{m}_{sol} , está dada por:

$$\dot{m}_{sol} = \frac{\dot{m}_{reagent}}{C_{sol}} \quad (2.33)$$

en donde C_{sol} es la concentración de la solución acuosa de reactivo en peso.

La razón de flujo volumétrico de la solución, q_{sol} , expresada generalmente como galones por hora (gph), es:

$$q_{sol} = \frac{\dot{m}_{sol}}{\rho_{sol}} v_{sol} \quad (2.34)$$

en donde ρ_{sol} es la densidad de la solución acuosa del reactivo en libras por pié cúbico, 56.0 lb/ft³ para una solución de amoníaco al 29% a 60°F. El volumen específico de una solución de amoníaco al 29% a 60°F es 7.481 gal/ft³.

El volumen total almacenado en el tanque, o tanques, está basado en el volumen que requiere el sistema de SCR para operar por un número especificado de días. El volumen almacenado en sitio para el número de días de operación, t, es:

$$\text{Volumen del Tanque} = q_{sol} t \quad (2.35)$$

Nótese que el volumen del tanque típicamente está basado en operación a carga completa, de modo que el factor de capacidad no está incluido en la Ecuación 2.36. Un requerimiento común de almacenamiento en sitio es para 14 días de operación del SCR.

2.4 Análisis de Costos

La metodología de estimación de costos presentada aquí, proporciona una herramienta para estimar costos a nivel estudio para sistemas de SCR alto en polvo. La selección real de la opción más efectiva en costos debe basarse en un estudio detallado de ingeniería y en cotizaciones de costos de los proveedores del sistema. Los costos presentados aquí están expresados en dólares de 1998.

Las ecuaciones para estimaciones de costos presentadas en esta sección se basan en ecuaciones desarrolladas por *The Cadmus Group*, *Bechtel Power, Inc.* y *SAIC* en el informe borrador de la EPA, Reducción Catalítica selectiva para el Control de NO_x en Calderas a Carbón. [1]. Estas ecuaciones siguen la metodología de costos del *Electric Power Research Institute (EPRI)*[23]. En el método del EPRI, ambos costos, el costo de equipo comprado (CEC) y el costo indirecto de instalación se estiman juntos. Esta metodología es diferente a la del *EPA Air Pollution Control Cost Manual* (Manual de Costos de Control de la Contaminación del Aire de EPA), la cual estima separadamente los costos de equipo y los costos de instalación. Debido a la disponibilidad limitada de datos de costos de equipo y de datos de costos de instalación, las ecuaciones para los costos de capital de la SCR no fueron reformuladas.

Las ecuaciones del costo anual y de capital fueron desarrolladas para calderas de tubos de humo, tangenciales para generación de electricidad e industriales, con razones de suministro de calor que varían desde 250 MMBtu/hr a 6000 MMBtu/hr (25 MW a 600 MW). El diseño del sistema de SCR es una configuración de alto polvo con un reactor de SCR por unidad de combustión. Utiliza amoníaco anhidro como el reactivo con un escabullimiento de amoníaco permitido en el rango de 2 a 5 ppm. El catalizador es un panel de cerámica con una vida de operación de 3 años a operaciones de carga completa. Las ecuaciones de costos son suficientes

para eficiencias de reducción de NO_x de hasta 90%. Se incluye un factor de corrección para una instalación nueva contra una instalación reconvertida, para ajustar los costos de capital. [1]

La información de costos presentada en este informe se basa en el uso de catalizador de panel de cerámica para el caso base. En general, se requiere más volumen de catalizador para un sistema de *SCR* que utiliza un catalizador de plato, aunque el costo unitario del catalizador de plato es menor que para el de panel. Así, se espera que cualquier diferencia en costos de capital esté dentro de la exactitud de una estimación de costos a nivel estudio.

Este informe está basado en un sistema de *SCR* de alto polvo, porque es el diseño más común. Una configuración de bajo polvo costaría algo menos porque el volumen requerido del catalizador es menor y en el reactor de *SCR* no se requieren tolvas para las cenizas. La metodología de costos es válida para un sistema de *SCR* de bajo polvo porque se espera que las reducciones de costos estén dentro del rango de incertidumbre de los costos a nivel estudio. Los costos para el arreglo al-final, sin embargo, no pueden estimarse a partir de este informe, porque son suficientemente más grandes que los de los sistemas de *SCR* alto en polvo, debido a los requerimientos de recalentamiento del gas de combustión.

2.4.1 Inversión de Capital Total

La *Total Capital Investment - TCI* (Inversión Total de Capital) incluye los costos directos e indirectos asociados con la compra e instalación del equipo de la *SCR*. Los costos incluyen el *equipment cost - EC* (costo del equipo) para el sistema de *SCR* mismo, el costo del equipo auxiliar, los costos de instalación directos e indirectos, costos adicionales debido a la instalación, tales como por remoción de asbesto, costos para la construcción y la preparación del sitio, establecimientos fuera del sitio, terreno y capital de trabajo. En general, la *SCR* no requiere de edificios, preparación de sitio, establecimientos fuera de sitio, terreno ni capital de trabajo. Una discusión más detallada de los costos de capital se puede encontrar en la Sección 1, Capítulo 2 de este Manual.

Costos Directos de Capital

Los *direct capital costs - DC* (costos directos de capital) incluyen los *purchased equipment costs - PE* (costos de equipo comprado), tal como del equipo del sistema de *SCR*, instrumentación, impuestos sobre venta y fletes. Esto incluye costos asociados con mediciones de campo, modelado numérico y diseño del sistema. También incluye los costos directos de instalación, tales como los del equipo auxiliar (v.g., conductos, ventiladores, compresor), cimentación y soportes, manejo y levantamiento, instalación eléctrica, tubería, aislantes, pintura y remoción de asbestos. En la Tabla 2.2 se presenta una lista de los requerimientos de equipo y de instalación para un sistema de *SCR* alto en polvo a base de solución acuosa de amoníaco.

La ecuación del costo directo de capital está basada en datos para una caldera representativa y varios casos sensibles. [2]. La ecuación de los costos directos de capital incluyen el efecto de los parámetros específicos de diseño en el costo de la SCR a través de usar factores de ajuste. Los factores de ajuste están basados en correlaciones de casos sensibles como funciones del volumen del catalizador, altura del reactor y razón de flujo de amoníaco. [2]. Los parámetros de diseño y su efecto en la ecuación del costo de capital se enlistan a continuación:

- Remoción de NO_x (volumen del catalizador);
- NO_x a la entrada (volumen del catalizador);
- Escabullimiento de amoníaco (volumen del catalizador);
- Contenido de azufre en el carbón (volumen del catalizador);
- Temperatura del gas de combustión (volumen del catalizador);
- Plan de manejo del catalizador (cost del reactor de SCR);
- Planta nueva contra reconvertida (costo de los conductos, acero estructural y cimentación); y
- Con y sin desviación de la SCR, v.g., para operaciones estacionales (costo de los conductos)

La ecuación para los costos directos de capital (DC) incluyendo los factores de ajuste en dólares, es:

$$DC = Q_B \left[\frac{\$3,380}{\left(\frac{MMBtu}{hr}\right)} + f(h_{SCR}) + f(NH_3 \text{ rate}) + f(new) + f(bypass) \right] \left(\frac{3500}{Q_B} \right)^{0.35} + f(Vol_{catalyst}) \quad (2.36)$$

Nótese que en la ecuación del costo de capital solamente el factor del volumen del catalizador no está multiplicado por el factor de escalamiento del suministro de calor de la caldera $(3500/Q_B)^{0.35}$. El costo de capital en $\$/ft^3$ está basado simplemente en el volumen del catalizador utilizado y no incorpora una economía de escala. Los factores de ajuste de los parámetros de diseño están dados en las ecuaciones listadas a continuación:

Ajuste para la altura del reactor de SCR:

$$f(h_{SCR}) = \left[\frac{\$6.12}{\frac{ft-MMBtu}{hr}} h_{SCR} \right] - \frac{\$187.9}{\left(\frac{MMBtu}{hr}\right)} \quad (2.37)$$

Ajuste para la razón de flujo de amoníaco:

$$f(NH_3rate) = \left[\frac{\$411}{lb/hr} \frac{\dot{m}_{reag}}{Q_B} \right] - \frac{\$47.3}{\left(\frac{MMBtu}{hr} \right)} \quad (2.38)$$

Ajuste para la instalación de SCR en una planta nueva.

para una reconversión

$$f(new) = \frac{\$0}{\left(\frac{MMBtu}{hr} \right)} \quad (2.39)$$

para una caldera nueva

$$f(new) = \frac{-\$728}{\left(\frac{MMBtu}{hr} \right)} \quad (2.40)$$

Ajuste para instalación de una desviación a la SCR.

sin instalación de desviación

$$f(bypass) = \frac{\$0}{\left(\frac{MMBtu}{hr} \right)} \quad (2.41)$$

instalación de desviación

$$f(new) = \frac{\$127}{\left(\frac{MMBtu}{hr} \right)} \quad (2.42)$$

El costo de capital para la carga inicial del catalizador:

$$f(Vol_{catalyst}) = Vol_{catalyst} CC_{initial} \quad (2.43)$$

en donde $Vol_{catalizador}$ está en ft^3 y $CC_{inicial}$ es el costo del catalizador inicial, estimado actualmente a $240 \$/ft^3$ para un catalizador de panel de cerámica.

Costos de Capital Indirectos

Los costos de instalación indirectos son aquellos asociados a la instalación y erección del equipo de control del sistema pero que no contribuyen directamente al capital físico de la instalación. Esto generalmente incluye los costos de los establecimientos generales y de ingeniería, tales como los de construcción y los honorarios del constructor, costos de preproducción como los de arranque y prueba, capital en inventario y cualquier costo del proceso y de contingencia del proyecto. Tal como se explica en la Introducción en la Sección 1 del Manual, a la estimación de los costos de capital directos se le aplican los valores promedio de los factores de instalación indirectos para obtener los valores de los costos de instalación indirectos. Estos costos son estimados como por ciento de la *TCI*. Las ecuaciones de los costos de instalación indirectos se presentan en la Tabla 2.5.

Tabla 2.5. Factores del Costo de Capital para Aplicación de SCR

Descripción	Dato o Fórmula
Tamaño de la Caldera (<i>MMBtu/hr</i>)	<i>QB</i>
Eficiencia de Remoción de NOx	<i>ONox</i>
Año Base del Costo	Diciembre de 1998
Costos de Capital Directos Totales (\$)	<i>A</i> (ver ecuaciones en el texto)
Costos de Instalación Indirectos	
Establecimientos Generales (\$)	$0.05 \times A$
Cargos de Ingeniería y de la Casa Matriz (\$)	$0.10 \times A$
Contingencias del Proyecto (\$)	$0.05 \times A$
Costos de Instalación Indirectos Totales (\$)	$B = A \times (0.05 + 0.10 + 0.05)$
Contingencias del Proyecto (\$)	$C = (A + B) \times 0.15$
Costo Total de la Planta (\$)	$D = A + B + C$
Reserva para Fondos Durante la Construcción (\$)	$E = 0$ (Supuesto para SCR)
Reserva por Regalías (\$)	$F = 0$ (Supuesto para SCR)
Costos de Preproducción (\$)	$G = 0.02 \times (D + E)$
Capital del Inventario* (\$)	$H = Vol\ reactivo\ (gal) \times Costo\ reactivo\ (\$/gal)$
Catalizador y Substancias Químicas Iniciales (\$)	$I = 0$ (Supuesto para SCR)
Total Capital Investment (TCI) (\$)	$TCI = D + E + F + G + H + I$

* Costo del amoníaco almacenado en el sitio, v.g., el primer llenado de los tanques del reactivo

El costo de capital inicial incluye el costo del volumen inicial del reactivo, en donde RC es el *reagent cost* (costo del reactivo) en \$ por galón, dado por la ecuación:

$$\text{Costo de Capital Inicial} = Vol_{reagent} RC \quad (2.44)$$

2.4.2 Costos Totales Anuales

Los *total annual costs - TAC* (costos totales anuales) consisten de los costos directos, costos indirectos y recuperación de créditos. Los costos directos anuales son aquellos proporcionales a la cantidad de gas residual procesado por el sistema de control. Los costos indirectos (fijos) anuales, son independientes de la operación del sistema de control y se incurriría en ellos aún si fuera apagado. No se incluye la recuperación de créditos por subproductos, porque no hay subproductos vendibles generados en la *SCR* [2]. En las siguientes secciones se discuten cada uno de estos costos. Una discusión más detallada de los costos anuales puede encontrarse en la sección 1, Capítulo 2 de este Manual.

Los parámetros de diseño son estimados utilizando la razón anual máxima de suministro de calor de la caldera, para asegurar el diseño adecuado del tamaño del sistema de *SCR*. Los costos anuales son calculados utilizando la razón promedio de suministro de calor de la caldera y del sistema de *SCR*, utilizando el FC_{total} . Esto asegura que los costos se basen en las condiciones actuales de operación en vez de en el caso de diseño.

Costos Directos Anuales

Los *direct annual costs - DAC* (costos directos anuales) incluyen a los costos variables y fijos. Los costos directos variables anuales toman en cuenta la compra del reactivo y de energía eléctrica. Los costos directos semivariantes anuales incluyen a los costos de mano de obra de operación y de supervisión, de mantenimiento y de reemplazo del catalizador. Estos costos se discuten individualmente más adelante. Las ecuaciones para estos renglones de costos variables fueron derivadas en la Referencia [1].

Los costos de operación también resultan de pequeñas disminuciones de la eficiencia de la caldera debido a la operación de la desviación del economizador. La operación de la desviación del economizador depende de la razón de flujo del gas desviado a cargas completa y parcial y del factor de capacidad de la caldera. Se incurre en otro costo de operación por el vapor o la energía eléctrica utilizados para el aire comprimido, tal como se requiere para la operación relativamente infrecuente de los soplores de hollín. Por lo tanto, no se discuten en este informe.

$$DAC = \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anual de} \\ \text{Mantenimiento} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anual de} \\ \text{Reactivo} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anual de} \\ \text{Electricidad} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anual de} \\ \text{Agua} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anual de} \\ \text{Catalista} \end{array} \right) \quad (2.45)$$

Mano de Obra de Operación y de Supervisión

El reactor de *SCR* es un dispositivo estacionario sin partes en movimiento. Además, el sistema de *SCR* incorpora solo unas pocas piezas de equipo rotatorio (v.g. bombas, motores, etc.). Por lo tanto, el personal existente de la planta puede operar la *SCR* desde un cuarto de control existente. En general, la operación de un sistema de *SCR* requiere ninguna mano de obra de operación o de supervisión adicional.

Mantenimiento

Se supone que la mano de obra de mantenimiento y los costos de materiales anuales, incluyendo la reposición de la punta de las boquillas de los inyectores, son 1.5% de la inversión de capital total (TCI) en dólares. La ecuación está dada por:

$$\text{Costo Anual de Mantenimiento} = 0.015 \text{ TCI} \quad (2.46)$$

Consumo de Reactivo

El costo anual por la compra de amoníaco se estima utilizando la razón de flujo volumétrico del amoníaco, el factor de capacidad y el costo del reactivo en dólares por galón, $\text{Costo}_{\text{reactivo}}$:

$$\text{Costo Anual de Reactivo} = q_{\text{reagent}} \text{ Cost}_{\text{reag}} t_{\text{op}} \quad (2.47)$$

$$t_{\text{ops}} = CF_{\text{plant}} \frac{8760 \text{ hr}}{\text{yr}} \quad (2.47a)$$

Servicios

El consumo de energía eléctrica en kilowatts se estima para el equipo de *SCR*, la vaporización de amoníaco y la potencia adicional para el ventilador de TI. [1]. Se basa en la regresión lineal de los datos de consumo de energía eléctrica correlacionados para la concentración de NO_x no controlado, $\text{NO}_{x\text{in}}$, *ASR* y el suministro de calor de la caldera, Q_B .

$$\text{Potencia} = 0.105 Q_B \left[\text{NO}_{x\text{in}} \eta_{\text{NO}_x} + 0.5 \left(\Delta P_{\text{duct}} + n_{\text{total}} \Delta P_{\text{catalyst}} \right) \right] \quad (2.48)$$

El término $(\text{NO}_{x\text{in}} \times \eta_{\text{NO}_x})$, toma en cuenta la vaporización del amoníaco y el soplador de aire de dilución. Los términos $0.5 \times (\Delta P_{\text{conducto}} + n_{\text{total}} \times \Delta P_{\text{catalizador}})$, toma en cuenta la potencia adicional del ventilador requerida para compensar la caída de presión adicional de la *SCR* y de los conductos. Los valores típicos de $\Delta P_{\text{conducto}}$ varía entre 2 y 3 pulgadas de agua; $\Delta P_{\text{catalizador}}$ usualmente varía desde 0.75 a 1 pulgada de agua por capa de catalizador.

El costo anual de electricidad se estima de la ecuación:

$$\text{Costo Anual de Electricidad} = \text{Potencia} \text{ Cost}_{elect} t_{op} \quad (2.49)$$

en donde Costo_{elect} es el costo de la electricidad en dólares por kilowatt-hora (\$/kWh).

Reemplazo del Catalizador

La vida del catalizador es una función de la actividad del catalizador y del escabullimiento de amoníaco. A medida que la actividad del catalizador disminuye con el tiempo, se aumenta el escabullimiento de amoníaco hasta que alcanza el límite de diseño y debe agregarse catalizador nuevo. Usualmente se especifica la vida del catalizador durante la compra del catalizador. Una capa de catalizador se garantiza típicamente para 16,000 a 24,000 horas de operación. Esta metodología de costos supone una vida del catalizador garantizada de 24,000 horas o 3 años.

Si la *SCR* no tiene una capa vacía de catalizador, todas las capas del catalizador deben reemplazarse al final de las 24,000 horas de operación. Esta suposición muy conservadora ha sido utilizada en el desarrollo de los costos de la *SCR* en las Referencias [2] y [3]. Si la *SCR* incluye una capa de catalizador de reserva, entonces solo una de las capas de catalizador es reemplazada al final de las 24,000 horas. La mayoría de los diseños de *SCR* incluyen una capa de catalizador de reserva. El costo de reemplazar el catalizador en todos los reactores de *SCR* en una caldera dada, n_{RCS} , está dada por:

$$\text{Costo de Reemplazo de Catalista} = n_{SCR} \text{ Vol}_{catalyst} \frac{CC_{replace}}{R_{layer}} \quad (2.50)$$

en donde $CC_{reemplazo}$ es el costo del catalizador en dólares por pie cúbico (\$/ft³) y R_{capa} es un factor para el reemplazo del catalizador. $R_{capa} = 1$ para reemplazo completo y $R_{capa} = n_{capa}$ para reemplazo de una capa por año.

Debido a que el catalizador es reemplazado cada pocos años, el costo anual del catalizador para todos los reactores es una función del valor futuro del catalizador, dado por:

$$\text{Costo Anual de Reemplazo del Catalista} = \left(\begin{array}{c} \text{Costo del} \\ \text{Reemplazo} \\ \text{del Catalista} \end{array} \right) FVF \quad (2.51)$$

en donde FVF es el factor de valor futuro. El valor futuro es utilizado porque el costo anual de reemplazo del catalizador es acumulado empezando el primer año de operación, mientras que la

compra de catalizador ocurre cada pocos años. Para tomar en cuenta el valor del dinero en el tiempo, el FVF amortiza el costo del catalizador durante los años que preceden a la compra del catalizador. [21]. Debido a que el dinero es acumulado anticipadamente a la compra, la suma de los costos anuales de reemplazo del catalizador es menos que el precio de compra del catalizador. El factor de valor futuro, FVF está dado por:

$$FVF = i \left[\frac{1}{(1+i)^Y - 1} \right] \quad (2.52)$$

en donde i es la tasa de interés supuesta y Y es el plazo.

El plazo, Y , está dado por la ecuación:

$$Y = \frac{h_{catalyst}}{h_{year}} \quad (2.53)$$

en donde $h_{catalizador}$ es la vida de operación del catalizador en horas y $h_{año}$ es el número de horas por año que la SCR es operada. El valor de Y estimado de la ecuación es entonces redondeado al entero más cercano.

Costos Indirectos Anuales

En general, los costos indirectos anuales (costos fijos) incluyen al costo de recuperación de capital, a los impuestos prediales, seguros, cargos administrativos y otros gastos de administración. El costo de recuperación de capital está basado en el tiempo de vida anticipado del equipo y en la tasa anual de interés empleada. Para el sistema de SCR se supone un tiempo de vida económico de 20 años. La vida que le quede a la caldera puede ser también un factor determinante del tiempo de vida del sistema.

En muchos casos, los impuestos prediales no se aplican a las mejoras de capital tales como equipo de control de la contaminación del aire, por lo tanto, para este análisis, se supone que los impuestos son cero. [19]. El costo de administración para un sistema de SCR también es considerado cero. Un sistema de SCR no es visto como un equipo con riesgo creciente (v.g., un dispositivo de alta energía tal como una caldera o una turbina). Consecuentemente, el seguro de un sistema de SCR está en el orden de magnitud de unos cuantos centavos por miles de dólares anualmente [19]. Los cargos administrativos, que cubren las ventas, investigación y desarrollo, contabilidad y otros gastos de la oficina matriz, incurridos en la operación de un sistema de SCR , son relativamente insignificantes para el procedimiento de estimación de costos presentado aquí. Finalmente, hay dos categorías de gastos de administración, nómina y planta. Los gastos de nómina incluyen a los gastos relativos a la mano de obra empleada en la operación y

mantenimiento del equipo; mientras que los gastos de administración de la planta toma en cuenta renglones tales como protección de la planta, laboratorios de control y áreas de estacionamiento. Debido a que este procedimiento supone que no se necesita mano de obra adicional en la operación de un sistema de SCR, el gasto de administración por nómina es cero y el de la planta se considera que es despreciable.

Utilizando estas ecuaciones, los *indirect annual costs - IDAC* (costos indirectos anuales) pueden expresarse como:

$$IDAC = CRF \ TCI \quad (2.54)$$

en donde *TCI* es la inversión de capital total y *CFR* es el factor de recuperación de capital se define por.

$$CRF = \frac{i}{(1 - (1 + i)^{-n})} \quad (2.55)$$

en donde *i* es la tasa de interés y *n* es el año en el que se incurre en el costo.

Costo Total Anual

El *total annual cost - TAC* (costo total anual) por poseer y operar un sistema de SCR es la suma de los costos directos e indirectos anuales según están dados en la siguiente ecuación:

$$\text{Costo Anual Total} = \begin{pmatrix} \text{Costo} \\ \text{Anual} \\ \text{Directo} \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} \text{Costo} \\ \text{Anual} \\ \text{Indirecto} \end{pmatrix} \quad (2.56)$$

Las toneladas de NO_x removidas anualmente son:

$$\text{NO}_x \text{ Removido} = \text{NO}_{x_{in}} \ \eta_{\text{NO}_x} \ Q_B \ t_{op} \quad (2.57)$$

El costo en dólares por tonelada de NO_x removido por año es:

$$\text{Efectividad de Costo} = \frac{TAC}{\text{NO}_x \text{ Removido}} \quad (2.58)$$

2.5 Problema de Ejemplo

Un problema de ejemplo, el cual calcula los parámetros de diseño y los costos de capital y anuales, se presenta a continuación. La base de diseño es un sistema de *SCR* reconvertido aplicado a una caldera industrial de tubos de humo de 1000 *MMBtu/hr* que quema carbón sub-bituminoso. Para realizar los cálculos se hacen las siguientes suposiciones:

Valor Calorífico Alto del Combustible	10,000 <i>Btu/lb</i>
Razón Máxima de Consumo de Combustible	1.0 x 10 ⁵ <i>lb/hr</i>
Consumo Anual Promedio de Combustible	4.38 x 10 ⁸ <i>lb</i>
Número de días de operación de la <i>SCR</i>	155 días
Factor de Capacidad de la Planta	50%
Concentración de NO _x no Controlado	0.86 <i>lb/MMBtu</i>
Concentración de NO _x Controlado Requerida	0.13 <i>lb/MMBtu</i>
Escabullimiento de Amoníaco Aceptable	2.0 ppm
Razón de Flujo Volumétrico de Combustible, Bituminoso del Este	484 <i>ft³/min</i> por <i>MMBtu/hr</i>
Valor Calorífico del Combustible	12,696 <i>Btu/lb</i>
Contenido de Azufre del Combustible	1.0% en peso
Contenido de Ceniza Flotante	7.7% en peso
<i>ASR</i>	1.05
Concentración del Amoníaco Almacenado	29%
Número de Días de Almacenamiento de Amoníaco	14 días
Caida de Presión para los Conductos de la <i>SCR</i>	3 pulg. agua, manométricas
Caida de Presión para cada Capa de Catalizador	1 pulg. agua, manométricas
Temperatura a la Entrada de la <i>SCR</i>	650 °F

En adición a estas suposiciones, los factores económicos estimados para las ecuaciones de costos, son:

Año del Costo	Diciembre de 1998
Vida del Equipo	20 años
Tasa de Interés Anual	7%
Costo del catalizador, Inicial	240 <i>\$/ft³</i>
Costo del catalizador, Reemplazo	290 <i>\$/ft³</i>
Costo de la Energía Eléctrica	0.05 <i>\$/kWh</i>
Costo de la Solución de Amoníaco al 29%	0.101 <i>\$/lb</i>
Vida de Operación del Catalizador	24,000 horas
Capas de Catalizador	2 llenas, 1 vacía

2.5.1 Ejemplo de Parámetros de Diseño

Cálculo de la Caldera

La razón anual de suministro de calor de la caldera, Q_B , se calcula a partir del valor calorífico alto para carbón sub-bituminoso, dado en la Tabla 1.3 y de la razón máxima de consumo de combustible, \dot{m}_{fuel} :

$$Q_B = \frac{10,000 \frac{Btu}{lb} \cdot 100,000 \frac{lb}{hr}}{10^6 \frac{Btu}{MMBtu}} = 1,000 \frac{MMBtu}{lb}$$

El factor de capacidad de la planta se calcula a partir de los consumos anuales máximo y promedio:

$$CF_{plant} = \frac{4.38 \cdot 10^8 \text{ lb}}{1 \times 10^5 \left(\frac{lb}{hr}\right) \times 8760 \frac{hr}{yr}} = 0.5 = 50\%$$

El factor de capacidad del sistema de SCR se calcula a partir de los meses de operación de la SCR, 5 meses:

$$CF_{SNCR} = \frac{155 \text{ days}}{365 \text{ days}} = 0.42 = 42\%$$

El factor de capacidad total incluyendo los factores de capacidad tanto de la planta como de la SCR está dado por:

$$CF_{total} = 0.5 \times 0.42 = 0.21 = 21\%$$

La razón de flujo del gas de combustión, usando la Ecuación (2.12) es:

$$q_{flue\ gas} = \frac{\frac{484 \text{ ft}^3}{\text{min} \cdot \left(\frac{MMBtu}{hr}\right)} \times 1,000 \frac{MMBtu}{hr} \times (460 + 650^\circ F)}{(460 + 700^\circ F) \times 1} = 463,138 \text{ acfm}$$

(*acfm* = piés cúbicos por minuto reales)

La eficiencia de remoción de NO_x , η_{NO_x} , se calcula a partir de la concentración de entrada de NO_x

y de la concentración de NO_x controlado requerida, usando la Ecuación (2.16):

$$\eta_{\text{NO}_x} = \frac{0.86 \frac{\text{lb}}{\text{MMBtu}} - 0.13 \text{ MMBtu}}{0.86 \frac{\text{lb}}{\text{MMBtu}}} = 0.85 = 85\%$$

Cálculos del Reactor de SCR

El volumen de catalizador, utilizando la Ecuación (2.20) y las ecuaciones para cada factor de ajuste, es:

$$\begin{aligned} \text{Vol}_{\text{catalizador}} &= 2.81 \times 1,000 \text{ MMBtu/hr} && (\eta_{\text{NO}_x}) \\ &\times (0.2869 + (1.058 \times 0.85)) && (\text{NO}_{\text{xin}}) \\ &\times (0.8524 + (0.3208 \times 0.86)) && (\text{Escabullimien-} \\ &\times (1.2835 - (0.0567 \times 2.0)) && \text{to}) \\ &\times (0.9636 + (0.0455 \times 1.0)) && (\text{Azufre}) \\ &\times (15.16 - (0.03937 \times 650) + (0.0000274 \times 650^2)) && (\text{Temperatura}) \\ &= 5089 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Las áreas transversales del catalizador y de la SCR, utilizando las Ecuaciones (2.26) y (2.27), son:

$$\begin{aligned} A_{\text{catalyst}} &= \frac{463,138 \text{ acfm}}{\left(16 \frac{\text{ft}}{\text{s}}\right) \left(\frac{60 \text{ s}}{\text{min}}\right)} = 482 \text{ ft}^2 \\ A_{\text{SCR}} &= 1.15 \times 482 \text{ ft}^2 = 554 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

La longitud y anchura del reactor utilizando la Ecuación (2.28), es:

$$l = w = (554)^{1/2} = 23.5 \text{ ft}$$

La primera estimación del número de capas del catalizador utilizando la Ecuación (2.29), es:

$$n_{\text{layer}} = \frac{5089}{3.1 \times 482} = 3.4$$

Redondeando este valor resulta, $n_{\text{capa}} = 3$.

Comprobando la altura real del catalizador utilizando la Ecuación (2.30):

$$h_{layer} = \frac{5089 \text{ ft}^3}{3 \times 482 \text{ ft}} + 1 = 4.5$$

este valor está entre los límites de diseño de la altura de 2.5 y 5 pies.

El número total de capas de catalizador se determina por la Ecuación (2.31) con una capa de catalizador vacía:

$$n_{total} = 3 + 1 = 4$$

La altura de la SCR, excluyendo el conducto y las tolvas a la salida, utilizando la Ecuación (2.32), es:

$$h_{SCR} = 4 \times (7 + 4.5) + 9 = 55 \text{ ft}$$

Cálculos del Reactivo

La razón de flujo masa del reactivo se calcula usando el peso molecular del reactivo, 17.03 g/mol y del NO₂, 46.01 g/mol. Para una ASR de 1.05, la razón de flujo masa del reactivo está dada por la Ecuación (2.33):

$$\dot{m}_{reagent} = \frac{0.86 \frac{lb}{MMBtu} \times 1,000 \frac{MMBtu}{hr} \times 1.05 \times 17.03 \frac{g}{mole}}{46.01 \frac{g}{mole}} = 334 \frac{lb}{hr}$$

La razón de flujo masa de la solución de amoníaco al 29% está dada por la Ecuación (2.34):

$$\dot{m}_{sol} = \frac{334 \frac{lb}{hr}}{0.29} = 1,152 \frac{lb}{hr}$$

La razón de flujo volumétrico de la solución puede calcularse entonces a partir de la Ecuación (2.35), en donde ρ es la densidad de la solución acuosa de amoníaco al 29%, 56.0 lb/ft³ a 60°F y el volumen específico de la solución es 7.481 gal/ft³.

$$q_{sol} = \frac{1,152 \frac{lb}{hr} \times 7.481 \frac{gal}{ft^3}}{56.0 \frac{lb}{ft^3}} = 154 \text{ gph}$$

El volumen total almacenado en el tanque o tanques, está basado en el volumen que requiere el sistema de SCR para 14 días de operación. El requerimiento de almacenamiento en el sitio está dado por la Ecuación (2.36):

$$\text{Tank Volume} = 154 \text{ gph} \times 14 \text{ (days)} \times \left(\frac{24 \text{ hr}}{\text{day}} \right) = 51,744 \text{ gal}$$

El requerimiento de almacenamiento de amoníaco en el sitio es de 51,744 galones para 14 días de operación.

2.5.2 Ejemplo de Estimación de Costos

Una vez que se ha diseñado el tamaño del sistema de SCR, los costos de capital y anual para el sistema de SCR pueden ser estimados. Los DC son estimados utilizando la Ecuación (2.37):

$$DC = 1,000 \frac{MMBtu}{hr} \times \left[3,380 + f(h_{SCR}) + f(NH_3) + f(new) + f(bypass) \right] \\ \times \left(\frac{3,500 \text{ MMBtu} / \text{hr}}{1,000 \text{ MMBtu} / \text{hr}} \right)^{0.35} + (Vol_{catalyst})$$

en donde las funciones en unidades de dólares por $MMBtu/hr$ están dadas por:

$$f(h_{SCR}) = [(6.12 \times 55) - 187.9] = \frac{\$ 149}{MMBtu / hr}$$

$$f(NH_3) = \left[\frac{334 \frac{lb}{hr}}{1000 \frac{MMBtu}{hr}} \times \frac{\$411}{lb / hr} \right] - \frac{\$47.3}{MMBtu / hr} = 90 \frac{\$}{MMBtu / hr}$$

$$f(\text{new}) = 0, \text{ para readaptacion}$$

$$f(\text{bypass}) = 0, \text{ sin desviacion}$$

La función $Vol_{\text{catalizador}}$ es el costo inicial del catalizador dado por la Ecuación (2.44):

$$f(Vol_{\text{catalyst}}) = 5089 \text{ ft}^3 \times \frac{\$ 240}{\text{ft}^3} = \$1,221,360$$

Substituyendo el valor obtenido por los factores, resulta:

$$DC = 1,000 \frac{MMBtu}{hr} \times [3,380 + 149 + 90 + 0 + 0] \frac{\$}{MMBtu} \times \left(\frac{3,500}{1,000} \right)^{0.35} + \$1,221,360 = \$6,832,000$$

Los costos de capital indirectos se estiman a partir de los costos de capital directos usando las ecuaciones siguientes en la Tabla 2.5:

Costos Indirectos de Instalación	
Instalaciones Generales (\$)	$\$6,832,000 \times 0.05 = \$341,600$
Honorarios de las Oficinas de Ingeniería y Propia(\$)	$\$6,832,000 \times 0.10 = \$683,200$
Contingencias del Proceso (\$)	$\$6,832,000 \times 0.05 = \$341,600$
Costos de Instalación Indirectos Totales (\$)	$\$341,600 + \$683,200 + \$341,600 = \$1,366,400$
Contingencia del Proyecto (\$)	$\$6,832,000 + 1,366,400) \times 0.15 = \$1,229,760$
Costo Total de la Planta (\$)	$\$6,832,000 + \$1,366,400 + \$1,229,760 =$ $\$9,428,160$
Costo de Preproducción (\$)	$\$9,428,160 \times 0.02 = \$188,562$
Capital de Inventario (\$)	$\$0.101/\text{lb} \times 1,152 \text{ lb/hr} \times 24\text{hr/day} \times 14 \text{ days} =$ $\$39,094$
Inversión Capital Total (TCI) (\$)	$\$9,428,160 + \$188,562 + \$39,094 = \$9,655,816$

Los costos anuales se basan en los factores económicos ennumerados anteriormente. Además, se supone que el sistema de SCR opere durante 5 meses al año con una carga en la caldera del 50%, resultando en un factor de capacidad total del 27%. Los costos variables anuales se representan por:

$$\text{Costo de Mantenimiento} = \frac{0.015}{\text{yr}} \times 9,601,261 = \frac{\$ 144,019}{\text{yr}}$$

Una estimación del consumo de energía está dada por:

$$\text{Potencia} = \frac{1000 \text{ MMBtu / hr}}{9.5 \frac{\text{MMBtu / hr}}{\text{kW}}} [(0.86 \times 0.85) + 0.5 (3 + 4 \times 1)] = 445 \text{ kW}$$

Los costos de la electricidad y de la solución del reactivo pueden entonces estimarse a partir de la Ecuación(2.50) y (2.51):

$$\text{Costo de Electricidad} = 445 \text{ kW} \times \frac{8,760 \text{ hr}}{\text{yr}} \times 0.27 \times \frac{0.05 \$}{\text{kWh}} = \frac{\$ 52,626}{\text{yr}}$$

Se supone que una capa de catalizador es reemplazada por año, por lo tanto, $R_{\text{capa}} = 3$. La vida de

$$\text{Costo de la Solucion de Reactivo} = 1152 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 8,760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \times 0.27 \times 0.101 \frac{\$}{\text{lb}} = \frac{\$ 275,196}{\text{yr}}$$

operación del catalizador es representada por 24000 horas y las horas de operación estimadas por año son 3720 horas lo cual resulta en un valor para Y en la ecuación (2.54) de:

$$Y = \frac{24000 \text{ hours}}{3720 \text{ hours}} = 6.4 = 6$$

El catalizador se reemplaza en pocos años; el costo anual del catalizador para todos los reactores es una función del valor futuro (FVF) del catalizador que se calcula mediante:

$$FVF = 0.07 \times \frac{1}{(1 + 0.07)^6 - 1} = 0.14$$

El costo del reemplazo del catalizador, para una capa reemplazada por año, se calcula con las ecuaciones (2.51) y (2.52):

$$\text{Costo Anual de Reemplazo del Catalista} = 0.14 \times \left[1 \times 5089 \text{ft}^3 \times \frac{290 \frac{\$}{\text{ft}^3}}{3} \right] = \frac{\$68,871}{\text{yr}}$$

El costo directo anual variable total, la suma del costo del reactivo, la electricidad, y el reemplazo del catalizador se calcula con la ecuación (2.46):

$$\text{Costo Directo Variable Total} = \frac{\$52,626}{\text{yr}} + \frac{\$275,196}{\text{yr}} + \frac{\$68,871}{\text{yr}} = \frac{\$396,693}{\text{yr}}$$

y el costo anual directo total resulta de la suma del costo de mantenimiento y el costo variable:

$$\text{Costo Directo Anual Total} = \frac{\$144,837}{\text{yr}} + \frac{\$396,693}{\text{yr}} = \frac{\$541,530}{\text{yr}}$$

En la estimación de los costos anuales indirectos totales, se supone que el factor para el impuesto sobre la propiedad, F_{tax} , y el factor de gastos generales, F_{ovhd} , ambos son cero. El *capital recovery factor - CRF* (factor de recuperación del capital), se define por:

$$CRF = \frac{0.07(1 + 0.07)^{20}}{(1 + 0.07)^{20} - 1} = 0.0944$$

y los costos anuales indirectos (*IDAC*) se calculan mediante la ecuación (2.55) y la *TCI*:

$$\text{Costo Indirecto Anual} = \frac{0.0944}{\text{yr}} \times \$9,655,816 = \frac{\$911,412}{\text{yr}}$$

El costo anual total es la suma de los costos anuales directos y los costos anuales indirectos que resulta de la ecuación (2.57):

$$\text{Costo Anual Total} = \begin{pmatrix} \text{Costo} \\ \text{Anual} \\ \text{Directo} \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} \text{Costo} \\ \text{Anual} \\ \text{Indirecto} \end{pmatrix}$$

El costo anual en términos de los NO_x removidos puede ser calculado usando el costo anual total y las toneladas de NO_x removido anualmente por medio de la ecuación (2.58):

$$\text{NO}_x \text{ removido} = \frac{\frac{0.86 \text{ lb}}{\text{MMBtu / hr}} \times 0.85 \times 1,000 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}} \times 0.27 \times 8,760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}}}{2,000 \frac{\text{lb}}{\text{ton}}} = 864 \text{ tons}$$

y la ecuación (2.59)

$$\text{Costo de NO}_x \text{ Removido} = \frac{\$ 1,452,492}{864 \text{ tons}} = \frac{\$1,682}{\text{tons}}$$

Referencias

- [1] *Selective Catalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers, Draft Report*, preparado para U.S. Environmental Protection Agency por The Cadmus Group, Inc., Bechtel Power Corporation, y Science Applications International Corporation. Mayo de 1998.
- [2] *Investigation of Performance and Cost of NO_x Controls as Applied to Group 2 Boilers. Revised Draft Report*, preparado por U.S. Environmental Protection Agency por The Cadmus Group, Inc., Bechtel Power Corporation, y Science Applications International Corporation. Agosto de 1996.
- [3] *Cost Estimates for Selected Applications of NO_x Control Technologies on Stationary Combustion Boilers, Draft Report and Responses to Comments on the Draft Report*. Preparado para U.S. Environmental Protection Agency por The Cadmus Group, Inc., y Bechtel Power Corporation. Junio de 1997.
- [4] *Institute of Clean Air Companies (ICAC). Selective Catalytic Reduction (SCR) Control of NO_x Emissions*, preparado por ICAC SCR Committee, noviembre de 1997.
- [5] U.S. EPA. *Analyzing Electric Power Generation Under the CAAA*. EPA Office of Air and Radiation, marzo de 1998.
- [6] Rummenhohl, V., H. Weiler, y W. Ellison. *Experience Sheds Light on SCR O&M Issues*. *Power Magazine*, septiembre de 1992.
- [7] Pritchard, S., C. DiFrancesco, y T.R. von Alten. *SCR Catalyst Performance Under Severe Operating Conditions*. Presentado en *Power-Gen International '96 Conference and Exhibition*, ASME, Orlando, FL. Diciembre de 1996.
- [8] Harmgart, S., M. Meierer, y J. Fahlke. *In-Service Assessment of DeNO_x Catalysts*. Presentado en *International Joint Power Generation Conference and Exposition '98*, ASME, Baltimore, MD, 1998.
- [9] Cochran, J.R., M.G. Gregory, y V. Rummenhohl. *The Effect of Various Parameters on SCR System Cost*. Presentado en *Power-Gen '93, Fourth International Power Generation Exhibition & Conference*, ASME, Dallas, Texas, noviembre de 1993.
- [10] *Electric Power research Institute. Technical Feasibility and Cost of Selective Catalytic Reduction (SCR) NO_x Control*. EPRI GS-7266, Reporte Final, mayo de 1991.

- [11] Rosenberg, H.S. y J. H. Oxley. *Selective Catalytic Reduction for NO_x Control at Coal-fired Power Plants. ICAC Forum '93, Controlling Air Toxics and NO_x Emissions*, Baltimore, MD, febrero 24-26, 1993.
- [12] Singer, J.G. (ed.) *Combustion Fossil Power Systems*. Tercera edición, *Combustion Engineering, Inc.*, Windsor, CT, 1981.
- [13] Sigling, R. y R. Johnson. *Current Practices for Monitoring Ammonia Slip from SCR Processes*. Presentado en *1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center*, Pittsburgh, PA, mayo 21-22, 1998.
- [14] Cho, S.M. y S. Z. Dubow. *Design of a Selective Catalytic Reduction System for NO_x Abatement in a Coal-Fired Cogeneration Plant. Proceedings of the American Power Conference*, Chicago, IL, pp. 717-722, abril de 1992.
- [15] *ANSI K-61.1-1989. Safety Requirements for the Storage and Handling of Anhydrous Ammonia. Compressed Gas Association*, Arlington, VA, marzo de 1989.
- [16] *Tanner Industries, Inc. Storage & Handling of Anhydrous Ammonia*. Philadelphia, PA, Revisión de mayo de 1996.
- [17] *Tanner Industries, Inc. Storage & Handling of Ammonium Hydroxide*. Philadelphia, PA, Revisión de octubre de 1995.
- [18] Broske, D., G. Offen, y E. Cichanowicz. *An Assessment of European Experience with Selective Catalytic Reduction for NO_x Control*. Presentado en «*NO_x Controls for Utility Boilers Workshop*,» Baltimore, MD, agosto de 1998, («*Proceedings: 1998 NO_x Control Workshop*,» reporte número TR-1113561998 del EPRI).
- [19] Staudt, J.E. *Status Report on NO_x Control Technologies and Cost Effectiveness for Utility Boilers*. Publicado por *Northeast States for Coordinated Air Use Management (NESCAUM)* y *Mid-Atlantic Regional Air Management Association (MARAMA)*, junio de 1998.
- [20] S.C. Stultz y J. B. Kitto, eds. *Steam, Its Generation and Use*. 40a edición, *Babcock & Wilcox, Inc.*, Barberton, Ohio, 1992.
- [21] Green, D.W. y R.H. Perry, editores. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 6a edición, *McGraw Hill, Inc.*, 1984.

- [22] Tonn, D.P. y T. A. Uysal. *2200 MW SCR Installation on New Coal-Fired Project. Presented at the Institute of Clean Air Companies ICAC Forum '98*, Durham, North Carolina, marzo 18-20, 1998.
- [23] *Electric Power Research Institute. Technical Assessment Guide. Vol. 1, Revisión 7*, 1993.
- [24] Babb, Bob, Ed Angelini y Scot Pritchard. *Implementation of SCR System at TVA Paradise Unit 2*, presentado en *the Institute of Clean Air Companies ICAC Forum 2000*, Washington D.C., marzo 23-24, 2000.
- [25] Stenger, H. G., *et al*, *Low Temperature Selective Catalytic Reduction of NO*, presentado en *the Institute of Clean Air Companies ICAC Forum 2000*, Washington D.C., marzo 23-24, 2000.

Sección 6

Controles de Materia Particulada

Capítulo 1

Filtros y Casas de Bolsas

James H. Turner
Research Triangle Institute
Research Triangle Park, NC 22709

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

William M. Vatavuk
Grupo de Economía y de Estrategias Innovadoras
Innovative Strategies and Economics Group, OAQPS
Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos
U.S. Environmental Protection Agency
Research Triangle Park, NC 22711

Diciembre de 1998 (versión del original en inglés)

Contenido

1.1	Introducción	1-4
1.2	Descripción del Proceso	1-5
1.2.1	Limpieza por Agitación	1-5
1.2.2	Limpieza con Aire a la Inversa	1-6
1.2.3	Limpieza por Chorro Pulsante	1-7
1.2.3.1	Filtros Enjaulados	1-7
1.2.3.2	Filtros Cartucho	1-8
1.2.4	Limpieza Sónica	1-11
1.2.5	Equipo Auxiliar	1-12
1.2.6	Teoría de la Filtración por Tela	1-12
1.2.6.1	Casas de Bolsas Desinfladas con Aire a la Inversa/Agitación	1-14
1.2.6.2	Casas de Bolsas de Chorro Pulsante	1-17
1.3	Procedimientos de Diseño	1-19
1.3.1	Relación Gas-a-Tela	1-20
1.3.1.1	Relación Gas-a-Tela de Aplicaciones Similares	1-20
1.3.1.2	Relaciones de Gas-a-Tela de los Métodos del Fabricante	1-20
1.3.1.3	Relación Gas-a-Tela de Ecuaciones Teóricas/Empíricas	1-23
1.3.2	Caída de Presión	1-26
1.3.3	Características de las Partículas	1-29
1.3.4	Características de la Corriente de Gas	1-29
1.3.4.1	Temperatura	1-29
1.3.4.2	Presión	1-31
1.3.5	Consideraciones de Diseño de Equipo	1-31
1.3.5.1	Cajas a Presión o al Vacío	1-31
1.3.5.2	Construcción Estándar o por Pedido	1-32
1.3.5.3	Medio de Filtración	1-33
1.4	Estimando la Inversión de Capital Total	1-34
1.4.1	Costo del Equipo	1-34
1.4.1.1	Costo Mínimo de las Casas de Bolsas	1-34
1.4.1.2	Costos de las Bolsas	1-36
1.4.1.3	Equipo Auxiliar	1-38
1.4.2	Costo Adquirido Total	1-38
1.4.3	Inversión de Capital Total	1-38
1.5	Estimando los Costos Anuales Totales	1-45
1.5.1	Costo Directo Anual	1-45

1.5.1.1	Mano de Obra de Operación y de Supervisión	1-45
1.5.1.2	Materiales de Operación	1-45
1.5.1.3	Mantenimiento	1-45
1.5.1.4	Partes de Reemplazo	1-46
1.5.1.5	Electricidad	1-47
1.5.1.6	Combustible	1-47
1.5.1.7	Agua	1-47
1.5.1.8	Aire Comprimido	1-48
1.5.1.9	Desecho del Polvo	1-48
1.5.2	Costo Indirecto Anual	1-48
1.5.3	Créditos por Recuperación	1-49
1.5.4	Costo Total Anual	1-49
1.6	Problema de Ejemplo	1-50
1.7	Reconocimientos	1-56
	Referencias	1-57

1.1 Introducción

Una unidad de filtro de tela consiste de uno o más compartimientos aislados conteniendo hileras de bolsas de tela, en la forma de tubos redondos, planos o formados, o de cartuchos plizados. El gas cargado de partículas pasa generalmente a lo largo del área de las bolsas y luego radialmente a través de la tela. Las partículas son retenidas en la cara de las bolsas corriente arriba y el gas limpio es ventilado hacia la atmósfera. El filtro es operado cíclicamente, alternando entre períodos de filtrado relativamente largos y períodos cortos de limpieza. Durante la limpieza, el polvo que se ha acumulado sobre las bolsas es removido del área de la tela y depositado en una tolva para su disposición posterior.

Los filtros de tela recolectan partículas de tamaños que van desde las submicras hasta varios cientos de micras de diámetro, con eficiencias generalmente en exceso al 99 o 99.9 por ciento. La capa de polvo o plasta recolectada sobre la tela es la razón principal de esta alta eficiencia. La plasta es una barrera con poros tortuosos que atrapan a las partículas a medida que viajan por la plasta. En algunas configuraciones pueden acomodarse rutinariamente temperaturas de gas hasta cerca de 500 F, con picos hasta cerca de 550 F. La mayor parte de la energía utilizada para operar el sistema aparece como caída de presión a través de las bolsas, y de las partes y conductos asociados. Los valores típicos de la caída de presión del sistema varía desde cerca de 5 hasta 20 pulgadas de agua. Los filtros de tela se utilizan donde se requiere una alta eficiencia de recolección de partículas. Se imponen limitaciones por las características del gas (la temperatura y la corrosividad) y por las características de las partículas (principalmente la adhesividad), que afectan a la tela o a su operación y que no pueden ser tomadas en cuenta económicamente.

Las variables importantes del proceso incluyen las características de la partícula, las características del gas y las propiedades de la tela. El parámetro de diseño más importante es la relación aire- o gas-a-tela (la cantidad de gas en pies cúbicos por minuto que penetra un pie cuadrado de tela), y el parámetro de operación de interés por lo general es la caída de presión a través del sistema de filtro. La característica de operación principal de los filtros de tela que los distingue de otros filtros de gas es la capacidad de renovar la superficie de filtración periódicamente por medio de limpiezas. Los filtros de horno comunes, los high efficiency particulate air filters - HEPA (filtros de aire de alta eficiencia para particulados), los high efficiency air filters - HEAF (filtros de aire de alta eficiencia), y los filtros de aire por inducción automotrices son ejemplos de filtros que deben ser desechados después de que se acumule una capa significativa de polvo sobre la superficie. Estos filtros se construyen típicamente de fibras entretejidas, se montan sobre marcos sostenedores y son utilizados donde existen concentraciones de polvo relativamente bajas. Los filtros de tela por lo general se construyen con felpas tejidas o, más comúnmente, perforadas con aguja y cosidas en la forma deseada, montadas en un pleno con herramientas especiales, y usados a través de un amplio rango de concentraciones de polvo.

Otro tipo de filtro de tela desarrollado en los años 1970 y 1980 es el filtro mejorado y enriquecido electrostáticamente. Las casas de bolsas piloto que emplean esta tecnología han mostrado caídas de presión menores que los diseños de filtro convencionales. Además, algunos análisis de costo han mostrado que las casa de bolsas mejoradas electrostáticamente pudieran tener costos más bajos de por vida que las

casa de bolsas convencionales. Sin embargo, el propósito de este capítulo es de enfocarse sólo sobre los filtros disponibles comercialmente. Los lectores interesados en la filtración mejorada electrostáticamente pueden consultar referencias tales como Van Osdell et al. , Viner et al. , o Donovan .

En esta sección, los tipos de filtros de tela y el equipo auxiliar requerido se discuten primero desde un punto de vista general. Entonces, la teoría de filtración por tela tal como se aplica a cada tipo de filtro se discute, para crear los cimientos para los procedimientos de diseño, resumidos en la sección 1.2.

1.2 Descripción del Proceso

Los filtros de tela pueden ser categorizados por varios medios, incluyendo el tipo de limpieza (por agitación, aire a la inversa, propulsión a chorro), la dirección del flujo de gas (desde el interior de la bolsa hacia el exterior o viceversa), la localización del ventilador del sistema (de succión o de presión), o tamaño (cantidad baja, mediana o alta de flujo de gas). De estos cuatro enfoques, el método de limpieza es probablemente la característica más distintiva. Los filtros de tela se discuten en esta sección basándose en el tipo de limpieza que es empleado.

1.2.1 Limpieza por Agitación

Para cualquier tipo de limpieza, debe impartirse a la tela la energía suficiente para superar las fuerzas de adhesión sosteniendo el polvo a la bolsa. En la limpieza por agitación, usada con flujo de gas del interior al exterior, la transferencia de energía se logra suspendiendo la bolsa de un gancho o una estructura que oscilan accionados por un motor. El movimiento puede ser impartido a la bolsa en varias maneras, pero el efecto general es de crear una onda sinusoidal a lo largo de la tela. A medida que la tela se mueve hacia fuera de la línea central de la bolsa durante porciones de la acción de onda, el polvo acumulado sobre la superficie se mueve con la tela. Cuando la tela alcanza el límite de su extensión, los parches de polvo poseen la inercia suficiente para desprenderse de la tela y descender hacia la tolva.

Para casas de bolsas pequeñas y de un sólo compartimiento, generalmente operadas de manera intermitente, una palanca conectada al mecanismo de agitación puede ser operada manualmente a intervalos apropiados, típicamente al final de una jornada de trabajo. En casas de bolsas con compartimientos múltiples, generalmente operadas continuamente, un cronómetro o un sensor de presión que responde a la caída de presión del sistema inicia la agitación de la bolsa automáticamente. Los compartimientos operan en secuencia de manera que se limpie un compartimiento a la vez. El flujo de gas hacia adelante al compartimiento es interrumpido, se permite el asentamiento del polvo, el flujo de gas residual cesa, y el mecanismo de agitación es encendido por varios segundos hasta un minuto o más. Los períodos de asentamiento y agitación pueden ser repetidos, y enseguida el compartimiento es restablecido en línea para la filtración. Como resultado de la ausencia de flujo hacia adelante a través del compartimiento, la superficie recolectora de la casa de bolsas debe ser incrementada para compensar que esa porción se encuentre fuera de servicio en un algún tiempo para su limpieza. La figura 1.1 ilustra una casa de bolsas limpiada por agitación.

Los parámetros que afectan a la limpieza son la frecuencia del movimiento de agitación y la tensión de la bolsa montada. Los primeros dos parámetros son parte del diseño de la casa de bolsas y por lo general no se cambian fácilmente. Los valores típicos son de alrededor de 4 Hz para la frecuencia y de 2 a 3 pulgadas para la amplitud (medio ciclo). Algunas instalaciones permiten ajustes fáciles de la tensión de las bolsas, mientras que otras requieren que la bolsa sea desconectada y reconectada de nuevo a su cono conector.

En comparación con las bolsas limpiadas por aire a la inversa (discutidas a continuación) la acción vigorosa de los sistemas de agitación tiende a presionar más a las bolsas, lo que requiere telas más pesadas y durables. En los Estados Unidos, las telas tejidas son usadas casi exclusivamente para la limpieza por agitación. La práctica europea permite el uso de telas afelpadas a velocidades de filtración un poco más altas. Estas velocidades más altas permiten la construcción de una casa de bolsas más pequeña, lo que requiere menos capital. Sin embargo, las velocidades más altas conducen a caídas de presión más altas, aumentando los costos de operación. Para cualquier aplicación determinada, existe un balance económico que con frecuencia debe ser descubierto estimando los costos para ambos tipos de tela. Se han efectuado investigaciones significantes con las casas de bolsas con agitación y las telas tejidas utilizadas en ellas, y muchas casas de bolsas por agitación continúan en servicio. Sin embargo, la mayoría de las casas de bolsas recién construidas son limpiadas con propulsión a chorro. Cuando se requieren casas de bolsas mayores que los chorros a pulso típicos, con frecuencia son unidades con aire a la inversa construidas a pedido. Las casa de bolsas de chorro pulsante se han vuelto populares porque ocupan menos espacio que la casa de bolsas con agitación equivalente y son percibidas como menos caras. Para aplicaciones a temperaturas altas usando bolsas de fibra de vidrio, puede ser esperada una vida más larga de las bolsas que la que sería encontrada con las casas de bolsas con agitación.

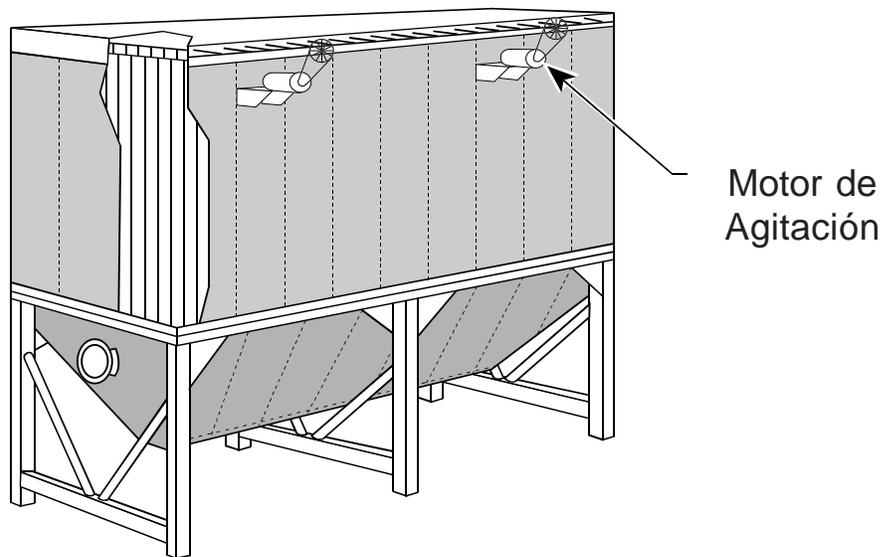


Figura 1.1: Casa de Bolsas Con Agitación Típica
(Cortesía de la Universidad del Estado de Carolina del Norte, EE.UU.)

1.2.2 Limpieza con Aire a la Inversa

Cuando las telas de fibra de vidrio fueron introducidas, se necesitó un medio más suave para limpiar las bolsas, que pueden ser de un pie de diámetro y 30 pies de longitud, para prevenir la degradación prematura. La limpieza por aire a la inversa fue desarrollada como una manera menos intensiva de impartir energía a las bolsas. En la limpieza por medio de aire a la inversa, el flujo de gas hacia las bolsas es interrumpido en el compartimiento que está siendo limpiado y un flujo a la inversa (de afuera hacia adentro) es dirigido a través de las bolsas. Este revés del flujo de gas pliega la bolsa suavemente hacia sus líneas centrales, lo que causa que la plasta se desprenda del área de tela. El desprendimiento es causado por fuerzas tipo tijera desarrolladas entre el polvo y la tela a medida que ésta última cambia su forma. Las tapas metálicas para sostener la parte superior de las bolsas son una parte integral de la bolsa tanto como lo son varios anillos cosidos que rodean las bolsas para prevenir su colapso completo durante la limpieza. Sin estos anillos, el polvo que cae y se acumula tiende a obstruir la bolsa a medida que la tela se pliega sobre sí misma mientras es limpiada. Tal como con las casas de bolsas con agitación con compartimientos múltiples, en las casas de bolsas con aire a la inversa ocurre un ciclo similar que consiste de interrumpir el flujo de gas y permitir que el polvo se asiente antes de que empiece la acción limpiadora. Además, tal como con las casas de bolsas con agitación, se debe añadir una capacidad adicional de filtración a las casas de bolsas con aire a la inversa para compensar por la porción que se encuentre fuera de servicio por limpieza en cualquier tiempo. Algunas casas de bolsas con aire a la inversa emplean un sistema suplementario con agitación para ayudar a la limpieza aumentando la cantidad de energía suministrada a la bolsa.

La fuente de aire a la inversa es por lo general un ventilador del sistema por separado que es capaz de suministrar aire limpio y seco para uno o dos compartimientos a una relación gas-a-tela tan alta o más alta que la del flujo de gas hacia adelante. La figura 1.2 ilustra una casa de bolsas limpiada con aire a la inversa.

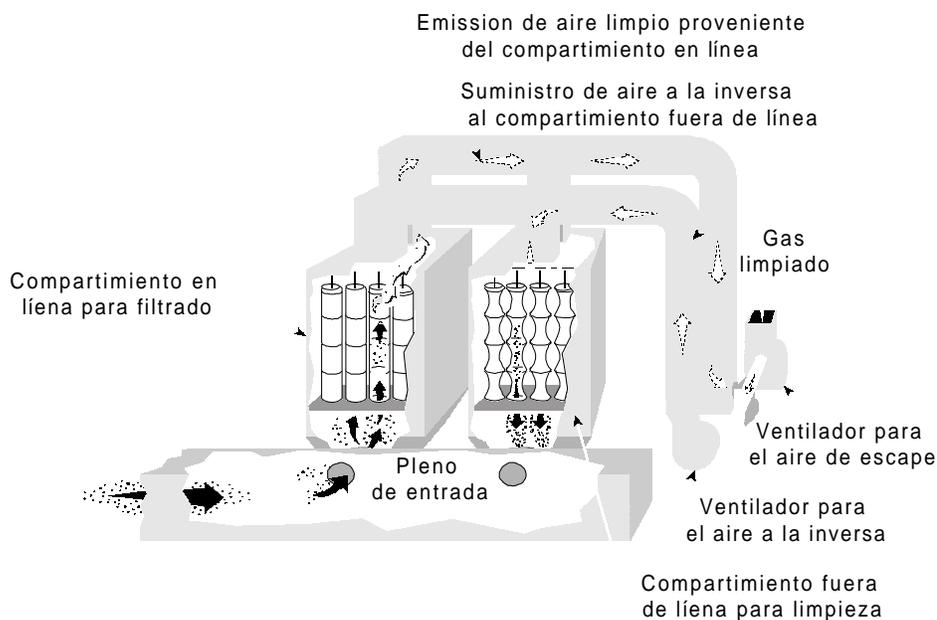


Figura 1.2: Casa de Bolsas con Aire a la Inversa Típica
(Cortesía de la Universidad del Estado de Carolina del Norte, EE.UU.)

1.2.3 Limpieza por Chorro Pulsante

Las ventajas de la limpieza por chorro pulsante comparada con las casas de bolsas con agitación o con aire a la inversa es la reducción en el tamaño de la casa de bolsas (y el costo de capital) permitida al usar menos tela debido a las relaciones más altas de gas-a-tela y, en algunos casos, por no tener que construir un compartimiento adicional para la limpieza fuera de línea. Sin embargo, las relaciones más altas de gas-a-tela causan caídas de presión más altas que aumentan los costos de operación. Esta forma de limpieza usa aire comprimido para forzar que un golpe de aire descienda a través de la bolsa y la expanda violentamente. Tal como con las casas de bolsas con agitación, la tela alcanza su límite de extensión y el polvo se separa de la bolsa. El aire escapando a través de la bolsa lleva el polvo separado del área de la bolsa. Sin embargo, en los chorros a pulso los flujos de gas de filtración se oponen en dirección, en comparación a las casas de bolsas con agitación o con aire a la inversa (o sea, de afuera hacia adentro). La figura 1.3 ilustra una bolsa limpiada con agitación por propulsión a pulso.

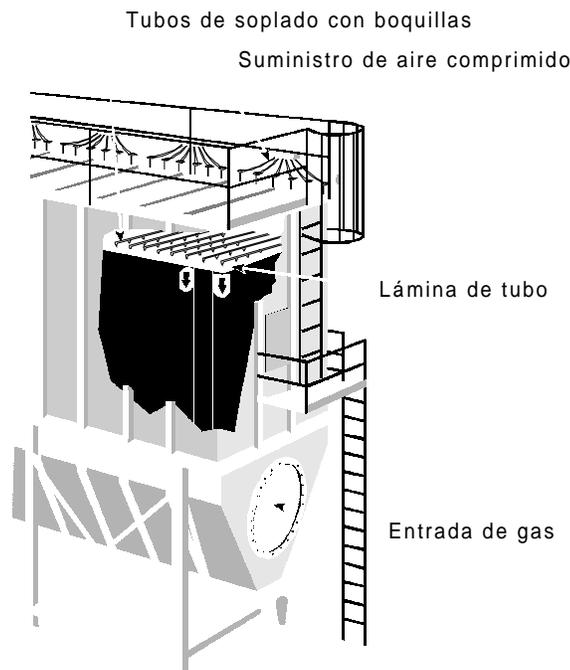


Figura 1.3: Casa de Bolsas con Chorro a Pulso
(Cortescía de la Universidad del Estado de Carolina del Norte, EE.UU.)

1.2.3.1 Filtros Enjaulados

En las casas de bolsas de chorro pulsante convencionales, las bolsas son montadas sobre jaulas de alambre para prevenir su colapso mientras el gas polvoriento fluye desde el exterior de la bolsa al interior durante la filtración. En vez de unir ambos extremos de la bolsa a la estructura de la casa de bolsas, el ensamble de bolsa y jaula es por lo general fijada sólo en la parte superior. La parte inferior del ensamble

tiende a moverse en el flujo de gas turbulento durante la filtración y puede frotar otras bolsas, lo cual acelera el desgaste.

Con frecuencia, las casas de bolsas de chorro pulsante no se encuentran divididas en compartimientos. Las bolsas son limpiadas de fila en fila cuando un cronómetro inicia el golpe de aire de limpieza a través de una válvula de apertura rápida. Un tubo a través de cada fila de bolsas acarrea el aire comprimido. El tubo tiene una boquilla sobre cada bolsa de manera que el gas de limpieza sale directamente hacia el interior de la bolsa. Algunos sistemas dirigen el aire a través de un venturi corto que tiene la intención de encauzar aire adicional de limpieza. El pulso se opone e interrumpe el flujo de aire hacia adelante durante únicamente unos pocos décimos de segundo. Sin embargo, la continuación rápida del flujo hacia adelante deposita de nuevo la mayoría del polvo sobre la bolsa limpia o sobre bolsas adyacentes. Esta acción tiene la desventaja de inhibir la caída del polvo sobre la tolva, pero tiene la ventaja de reformar rápidamente la plasta de polvo que proporciona la recolección eficiente de las partículas.

Para aumentar la superficie de filtración en el mismo volumen de casa de bolsas, se han desarrollado configuraciones de bolsa y caja en forma de estrella y plizadas (en sección transversal). La combinación de bolsa y caja está diseñada como una unidad para ser instalada de manera similar a una unidad estándar de bolsa y jaula. Tales unidades pueden ser usadas como reemplazo para bolsas y jaulas estándares cuando se necesita superficie adicional de tela, o pueden ser usadas en diseños originales. La limpieza normal por pulso es usada, o sea, no se requieren cambios especiales en el equipo de limpieza. Los costos para las bolsas y jaulas con forma de estrella son de alrededor de tres a tres y media veces el costo de las bolsas y jaulas normales.

1.2.3.2 Filtros Cartucho

Los aumentos posteriores en superficie de filtro por unidad de volumen de casa de bolsas se obtienen usando medios de filtración finamente plizados y sostenidos por medio de una estructura de alambre. Este cartucho puede ser montado verticalmente como un reemplazo casi directo para las bolsas y jaulas estándares en las casas de bolsas existentes, o montado horizontalmente en diseños originales. Cuando es usado como un reemplazo directo para bolsas y jaulas estándares, los costos de retrofit (equipar con nuevas partes o equipo no disponible a tiempo de manufactura) para un caso son el 70 por ciento del costo de la construcción de una casa de bolsas nueva. La limpieza de los diseños antiguos de filtros cartucho es por medio de equipo por pulsación típico usando un tubo de soplado a través de una fila de cartuchos. Los diseños más recientes usan válvulas de aire individuales para cada par de cartuchos.

Un tipo de cartucho contiene un núcleo interior de soportes rodeado por el medio de filtración plizado y la malla exterior de soporte. Un extremo del cartucho está abierto, lo cual permite que el gas pasando a través del filtro desde el exterior salga hacia un pleno de aire limpio. El aire para la limpieza es pulsado a través del mismo extremo abierto, pero en una dirección inversa a la del gas que está siendo limpiado. El otro extremo del cartucho está cerrado por una tapa extrema. El proceso de manufactura requiere uniones fuertes y rígidas donde las tapas extremas se unen al medio de filtración y los núcleos. Se utilizan plásticos de epoxido o poliuretano para sellar al medio contra las tapas

extremas. El cartucho es mantenido firmemente en su lugar contra una placa de montaje que rodea el agujero que lo conecta al pleno de aire limpio. Los cartuchos horizontales se montan típicamente en batería con empaques sellados entre sí. Si no se montan correctamente o si el material del empaque no es de alta calidad, aparecerán fugas después de varios pulsos repetidos de limpieza.

El medio de filtración para los cartuchos puede ser papel, plásticos de monofilamento unidos por hilado (predomina el poliéster), o telas no tejidas. Los cartuchos pueden ser de 6 a 14 pulgadas de diámetro y 16 a 36 pulgadas de longitud. La superficie de filtración es alrededor de 25 a 50 pies cuadrados para cartuchos con telas no tejidas, alrededor de tres a cuatro veces más con los unidos por hilado, y más. Un tipo de cartucho contiene un núcleo interior de soportes rodeado por el medio de filtración plizado y la malla exterior de soporte. Un extremo del cartucho está abierto, lo cual permite que el gas pasando a través del filtro desde el exterior salga hacia un pleno de aire limpio. El aire para la limpieza es pulsado a través del mismo extremo abierto, pero en una dirección inversa a la del gas que está siendo limpiado. El otro extremo del cartucho está cerrado por una tapa extrema. El proceso de manufactura requiere uniones fuertes y rígidas donde las tapas extremas se unen al medio de filtración y los núcleos. Se utilizan plásticos de epoxido o poliuretano para sellar al medio contra las tapas extremas. El cartucho es mantenido firmemente en su lugar contra una placa de montaje que rodea el agujero que lo conecta al pleno de aire de seis veces con el papel. Un cartucho típico puede tener 36 pies cuadrados de tela no tejida, 153 pies cuadrados de tela unida por hilado, o 225 pies cuadrados de papel. El espacio entre los pliegues es importante por dos razones: un distanciamiento menor aumenta la superficie de filtrado para un volumen de cartucho específico, pero el menor distanciamiento aumenta la probabilidad de que el polvo forme un puente permanente entre los fondos de los pliegues plizados y reduzca la superficie de filtrado disponible. Para los polvos no aglomerantes de tamaños pequeños de partículas (hasta de unas pocas micras) y características benignas para el papel, el cartucho puede tener de 12 a 16 pliegues por pulgada. Las telas no tejidas bajo las condiciones más difíciles pueden tener de 4 a 8 pliegues por pulgada. La profundidad del pliegue es de 1 a 3 pulgadas, El arreglo de los pliegues y el volumen de aire para limpieza disponible determinan la capacidad de limpieza del medio para un polvo en específico. Una ventaja de los medios de papel es su capacidad de recolectar partículas menores de 2.5 μm de diámetro con alta eficiencia. La eficiencia en total puede ser del 99.999+ por ciento. Los medios no tejidos pueden ser menos eficientes por una orden de magnitud. Sin embargo, aún las bolsas de fibra de vidrio en las casas de bolsas con aire a la inversa en fuentes de combustión pueden recolectar partículas de 2.5 μm con una eficiencia del 99.9 por ciento.

Los filtros cartucho están limitados en temperatura por los adhesivos que sellan los medios a las tapas de fondo a las tapas extremas. Las temperaturas de operación de 200 F son comunes, con una capacidad de temperatura hasta 350 F pronta a ser comercializada. La figura 1.4 ilustra un recolector de cartucho.

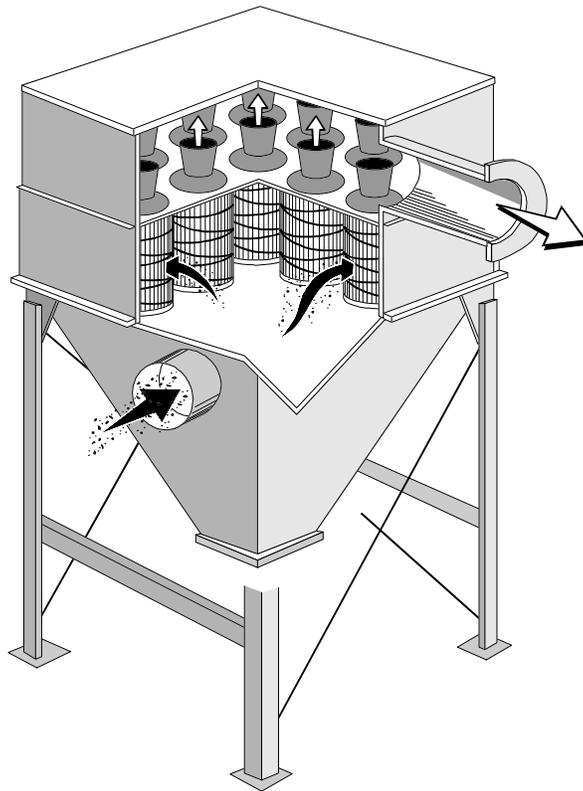


Figura 1.4: Casa de Bolsas con Cartuchos Montados Verticalmente Típica
(Cortesía de la Universidad del Estado de Carolina del Norte, EE.UU.)

1.2.4 Limpieza Sónica

Debido a que la limpieza con aire al inverso es un método de baja energía comparado con la limpieza con agitación o propulsión a pulso, se pudiera requerir energía adicional para obtener una remoción adecuada del polvo. La agitación, tal como se describe con anterioridad, es una de tales maneras de añadir energía, pero otra manera es añadir energía vibracional en el extremo inferior del espectro acústico. Las bocinas sónicas accionadas por aire comprimido son una forma típica de aplicar esta energía. Las bocinas (de 1 a varias por compartimento para casas de bolsas grandes) operan típicamente en el rango de 125 a 550 Hz (con mayor frecuencia en el rango de 125 a 160 Hz) y producen presiones de sonido de 120 a 140 decibeles. Cuando se aplica correctamente, la energía sónica puede reducir la masa de polvo sobre las bolsas de manera considerable, pero también puede conducir a un aumento en la penetración de polvo a través de la tela. La penetración aumentada reduce la eficiencia de la casa de bolsas. Las bocinas sónicas son efectivas como equipo suplementario para algunas aplicaciones que requieren energía adicional para una limpieza adecuada. En ocasiones las bocinas sónicas son usadas como la única fuente de energía para la limpieza.

La construcción de las bocinas incluye una salida con forma de bocina unida a una cámara de entrada que contiene un diafragma. Aire comprimido de 45 a 75 psig (libras estándar por pulgada cuadrada) entra a la cámara, vibra el diafragma, y escapa por la bocina. Ondas sonoras saliendo de la bocina hacen contacto y vibran la tela conteniendo polvo con energía suficiente para aflojar o desprender parches de polvo que caen a través de la bolsa hacia la tolva debajo. El consumo de aire comprimido varía de 45 a 75 scfm (pies cúbicos estándares por minuto) dependiendo del tamaño de la bocina. Las bocinas pueden ser montadas a la pestaña a través de las paredes de la casa de bolsas con la pestaña ya en el extremo de salida de la bocina o en la cámara de entrada. Las bocinas también pueden ser suspendidas dentro de la estructura de las casas de bolsas.

Un ejemplo del uso de una bocina sónica es una casa de bolsas con aire a la inversa de 10-compartimientos limpiando gases de combustión a 835 000 acfm (pies cúbicos actuales por minuto). Las bolsas que están siendo limpiadas son de 12 in. (pulgadas) de diámetro y 35 ft. (pies) de longitud. Cada compartimiento tiene una bocina montada en cada una de las cuatro esquinas e inclinada hacia el centro del compartimiento. Los compartimientos son limpiados cada 30 minutos con aire a la inversa durante 1 minuto y bocinas sónicas durante 30 segundos durante la limpieza con aire a la inversa. Las bocinas operan a 75 psig y consumen 65 scfm de aire comprimido. Para casas de bolsas que requieren una limpieza menos intensiva, el ciclo de limpieza podría extenderse hasta 1 hora o más.

Para una casa de bolsas de seis compartimientos que requiere una bocina por cada compartimiento, la inversión de sistema para las bocinas fue de \$13 500 (el Grupo BHA). Las bocinas instaladas operaron a 125 Hertz y usaron 75 scfm de aire comprimido a 75 psig. En este caso, cada bocina limpió 8 500 pies cuadrados de tela. Una bocina del mismo tamaño puede limpiar hasta 15 000 ft² (pies cuadrados) de tela.

1.2.5 Equipo Auxiliar

El equipo auxiliar típico asociado con los sistemas con filtro de tela se muestra en la figura 1.5. Junto con el filtro de tela en sí, un sistema de control típicamente incluye el equipo auxiliar siguiente: un dispositivo de captura (o sea, una campana de ventilación o una conexión de escape directa); tubería; equipo para la remoción de polvo (transportador de tornillo, etc.); ventiladores, motores, y encendedores; y una chimenea. Además, se pueden necesitar cámaras de aspersión, recolectores mecánicos, y puertos de aire de dilución para pre-acondicionar el gas antes de que llegue al filtro de tela. Los dispositivos de captura son por lo general campanas de ventilación o acoplamientos de escape directos unidos a un recipiente de proceso. Los acoplamientos de escape directos son menos comunes, requiriendo que se aspire aire a través del recipiente de proceso, y pudiera no ser factible en algunos procesos. La tubería (incluyendo los amortiguadores) se usa para contener, y regular el flujo de, la corriente de escape a medida que se mueve desde la fuente de emisiones hasta el dispositivo de control y la chimenea. Las cámaras de aspersión y los puertos de aire de dilución disminuyen la temperatura de la corriente de contaminante para proteger al

¹ Un procedimiento para estimar la caída de presión de los conductos se presenta en el capítulo 10 (“Campanas de Ventilación, Tubería, y Chimeneas”) de este Manual.

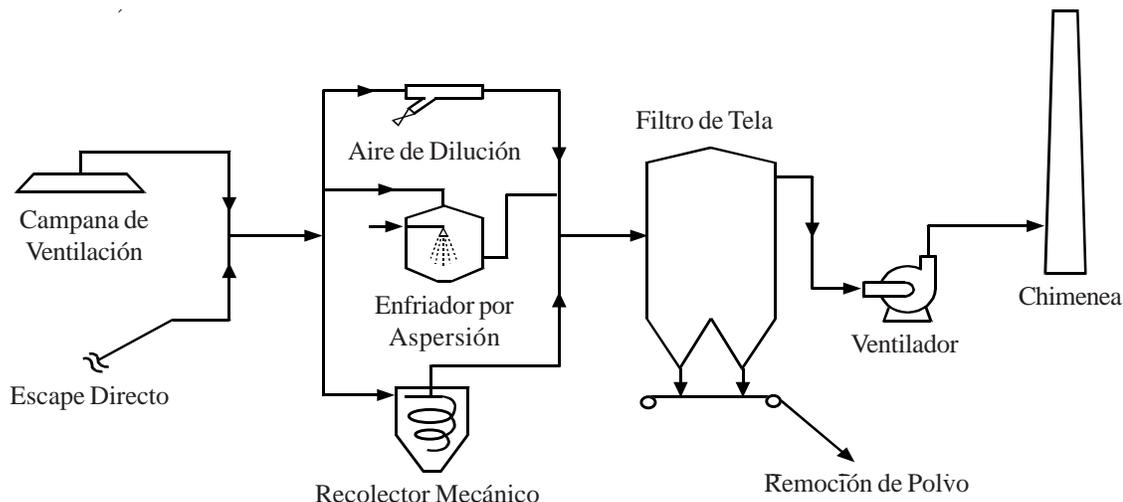


Figura 1.5: Piezas Típicas de equipo auxiliar alternativo usadas con sistemas de control con filtros de tela.

filtro de tela de las temperaturas excesivas. Cuando una porción sustancial del cargamento de contaminante consiste de partículas relativamente grandes (más de alrededor de $20\ \mu\text{m}$), se usan recolectores mecánicos tales como los ciclones para reducir la carga sobre el filtro de tela. Los ventiladores proporcionan potencia motora para el movimiento del aire y pueden ser montados antes (casa de bolsas a presión) o después (casa de bolsas con succión) del filtro. Las chimeneas cuando son usadas, ventilan la corriente limpiada hacia la atmósfera. Los transportadores de tornillo se usan con frecuencia para remover el polvo capturado del fondo de las tolvas por debajo del filtro de tela y (si se usa) el recolector mecánico. Los sistemas (neumáticos) de transportación de aire y la descarga directamente dentro de recipientes también se usan como medios alternativos para la remoción del polvo de las tolvas.

1.2.6 Teoría de la Filtración por Tela

La clave para diseñar una casa de bolsas es determinar la velocidad superficial que produce el equilibrio óptimo entre la caída de presión (el costo de operación que aumenta a medida que la caída de presión aumenta) y el tamaño de la casa de bolsas (el costo de capital que disminuye a medida que el tamaño de la casa de bolsas se reduce). El tamaño de la casa de bolsas se reduce a medida que la velocidad superficial (o relación de gas-a-tela) aumenta. Sin embargo, las relaciones gas-a-tela más altas causan mayores caídas de presión. Los factores principales que afectan la relación gas-a-tela, discutidos en la sección 2.2, incluyen a las características de las partículas y de las telas, y a la temperatura del gas.

Aun cuando la eficiencia de recolección es otra medida importante del rendimiento de las s de bolsas, una casa de bolsa diseñada apropiadamente y bien operada por lo general tendrá una eficiencia de recolección de materia particulada (MP) extremadamente alta (o sea, de 99.9+ por ciento). Las casas de bolsas son particularmente efectivas para recolectar partículas pequeñas. Por ejemplo, las pruebas en casas de bolsas en dos calderas de servicios públicos, demostraron eficiencias del 99.8 por ciento para partículas de 10 μm de diámetro y in 99.6 por ciento para partículas de 2.5 μm de diámetro. Debido a que se supone una alta eficiencia, el proceso de diseño se enfoca sobre la caída de presión.

La caída de presión ocurre desde el flujo a través de los conductos de entrada y salida, desde el flujo a través de las regiones de la tolva, y desde el flujo a través de las bolsas. La caída de presión a través del compartimiento de la casa de bolsas (excluyendo la caída de presión a través de las bolsas) depende de gran manera del diseño de la casa de bolsas y varía entre 1 a 2 pulgadas de H₂O[3] en diseños convencionales y hasta alrededor de 3 pulgadas de H₂O en diseños que tienen trayectorias complicadas de flujo de gas. Esta pérdida puede ser mantenida a un mínimo (o sea, a 1 pulgada de H₂O o menos) invirtiendo en un estudio del modelo de flujo del diseño propuesto y modificando el diseño de acuerdo con los resultados del estudio. Un estudio de este tipo costaría alrededor de \$70 000 (en 1998).

La caída de presión a través de las bolsas (también llamada caída de presión de la lámina de tubo) puede ser tan alta como de 10 pulgadas de H₂O o más. La caída de presión de la lámina de tubo es una función compleja de las propiedades físicas del polvo y de la tela y d la manera en que la casa de bolsas es diseñada y operada. Las pérdidas en el conducto y en la tolva para una configuración específica son constantes y pueden ser minimizadas efectivamente cambiando la configuración a través de un diseño apropiado basado en el conocimiento del flujo a través de la casa de bolsas.¹

La filtración por tela es un proceso de lote que ha sido adaptado para una operación continua. Un requisito para una casa de bolsas operando de forma continua es que el polvo recolectado sobre las bolsas debe ser removido periódicamente. Las casas de bolsas con agitación y con aire a la inversa normalmente usan bolsas de tela tejida, operan a velocidades de faz superficial relativamente bajas, y usan la filtración por la plasta como el mecanismo principal de remoción de partículas. O séase que, la tela simplemente sirve como un sustrato para la formación de una plasta de polvo que es el medio de filtración real. Las casas de bolsas de chorro pulsante por lo general usan tela de felpa y operan con una relación alta de has-a-tela (alrededor del doble de la relación de las casad de bolsas con agitación o con aire a la inversa). La tela de felpa puede jugar un papel mucho más activo en el proceso de filtración. Esta distinción entre la filtración por la plasta y la filtración por tela tiene implicaciones importantes para la velocidad de la pérdida de presión a través de las bolsas de filtro. La descripción teórica y el proceso de diseño son bastante diferentes para la filtración por la plasta en comparación con la filtración por tela. La selección de telas es asistida por las pruebas de filtración a escala de laboratorio para investigar los efectos de la tela sobre la caída de presión, la liberación de la plasta durante la limpieza, y la eficiencia de recolección. Estas pruebas cuestan menos de una décima parte del costo del modelado del flujo. Las propiedades eléctricas de la tela, tales como la resistividad y el orden triboeléctrico (la posición de la tela en una serie de "altamente electropositiva" a "altamente electronegativa", tal como sea determinada a partir de su carga bajo un procedimiento específico de triboelectrificación), puede ser medidas para asistir en la selección de la tela. Aunque sus efectos por lo general son entendidos deficientemente, los efectos eléctricos/ electrostáticos influyen la porosidad de la plasta y la adhesión de las partículas a las telas o a otras

partículas. El conocimiento de los efectos puede conducir a la selección de telas que interactúan favorablemente respecto a la recolección de polvo y la limpieza.

Las secciones siguientes muestran las ecuaciones generales usadas para determinar el tamaño de una casa de bolsas, comenzando por el tipo de casa de bolsas con aire a la inversa/agitación desinfladas.

1.2.6.1 Casas de Bolsas Desinfladas con Aire a la Inversa/Agitación

La construcción de una casa de bolsas inicia con un grupo de especificaciones que incluye la caída de presión total, el flujo total de gas, y otros requisitos; también pudiera especificarse una caída de presión máxima. De acuerdo a estas especificaciones, el diseñador debe determinar la velocidad superficial máxima que puede llenar estos requisitos. La manera estándar de relacionar la caída de presión de una casa de bolsas a la velocidad superficial se calcula por la relación:

$$\Delta P(\theta) = S_{sistema}(\theta) V_{f (promedio)} \quad (1.1)$$

en donde

- $\Delta P(\theta)$ = La caída de presión a través del filtro, una función del tiempo, θ (pulgadas de H₂O)
- $S_{sistema}(\theta)$ = arrastre del sistema, una función del tiempo [pulgadas de H₂O/(pies/minuto)]
- $V_{f (promedio)}$ = promedio (o sea, el diseño) velocidad superficial o G/C, constante (pies/minuto)

Para una casa de bolsas de compartimientos múltiples, el arrastre del sistema, que es responsable por la mayoría del arrastre desde el flanco de salida de la casa de bolsas, se determina como una combinación de resistencias representativas de varios compartimientos.[13]

$$S_{sistema}(\theta) = \left[\frac{1}{M} \sum_{i=1}^M \frac{1}{S_i(\theta)} \right]^{-1} = \frac{1}{\frac{1}{M} \sum_{i=1}^M \frac{1}{S_i(\theta)}} = \frac{M}{\sum_{i=1}^M \frac{1}{S_i(\theta)}} \quad (1.2)$$

en donde

- M = número de compartimientos en la casa de bolsas
- $S_i(\theta)$ = arrastre a través del compartimiento i

El arrastre es una función de la cantidad de polvo recolectado sobre las bolsas en ese compartimiento. La carga de polvo varía de manera no uniforme de una bolsa a la siguiente, y dentro de una bolsa determinada también habrá una variación de la carga de polvo de una zona a la otra. Para una superficie suficientemente pequeña, j , dentro de un compartimiento i , se puede suponer que el arrastre es una función lineal del cargamento de polvo:

$$S_{i,j}(\theta) = S_e + K_2 W_{i,j}(\theta) \quad (1.3)$$

en donde

- S_e = arrastre de una bolsa de filtración libre de polvo [pulg.de H₂O/(pie/min.)]
 K_2 = resistencia al flujo de la plasta de polvo {[pulg. de H₂O/(pie/min)]/(libras/pie cuadrado)}
 $W_{ij}(\theta)$ = masa de polvo por unidad superficial j en el compartimiento i , «densidad superficial» (libras/pie²)

Si existe un número N de superficies diferentes de igual tamaño dentro de un compartimiento i , cada uno con un arrastre diferente $S_{i,j}$, entonces el arrastre total para el compartimiento i puede ser calculado en una manera análoga a la ecuación 1.2:

$$S_i(\theta) = \frac{N}{\sum \frac{1}{S_{i,j}(\theta)}} \quad (1.4)$$

Las constantes S_e y K_2 dependen de la tela, y la naturaleza y el tamaño del polvo. Las relaciones entre estas constantes y las propiedades del polvo y de la tela, no son entendidas lo suficientemente bien como para permitir predicciones exactas y por tanto deben ser determinadas empíricamente, ya sea a partir de la experiencia previa con la combinación de polvo y tela o a partir de mediciones de laboratorio. La masa de polvo en función del tiempo se define como:

$$W_{i,j}(\theta) = W_r + \int_0^\theta C_{in} V_{i,j}(\theta) d\theta \quad (1.5)$$

en donde

- W_r = masa de polvo por unidad de superficie que resta sobre una bolsa “limpia” (libras/pie²)
 C_{in} = concentración de polvo en el gas de entrada (libras/pie³)
 $V_{i,j}(\theta)$ = velocidad superficial a través de el área j del compartimiento i (pie/min.)

La concentración de polvo en la entrada y la superficie de filtrado se consideran constantes. La velocidad superficial, (relación gas-a-tela) a través de cada superficie de filtrado j y compartimiento i cambia con el tiempo, iniciando en un valor máximo justo después de despejarse y disminuyendo paulatinamente a medida que el polvo se acumula sobre las bolsas. Las velocidades superficiales individuales en los compartimientos se relacionan a la velocidad superficial promedio por la expresión:

$$V_{promedio} = \frac{\sum_i \sum_j V_{i,j}(\theta) A_{i,j}}{\sum_i \sum_j A_{i,j}} = \frac{\sum_i \sum_j V_{i,j}(\theta)}{M} \quad (1.6)$$

(para M compartimientos con igual área)

Las ecuaciones 1.1 a 1.6 revelan que no existe una relación explícita entre la velocidad superficial de diseño y la caída de presión de la lámina-tubo. La caída de presión para un diseño determinado por la solución simultánea de las ecuaciones 1.1 a 1.5, con la ecuación 1.6 como una restricción sobre esa solución. Resolver las ecuaciones requiere un procedimiento iterativo: empezar con un objetivo conocido para la caída de presión promedio, proponer un diseño de casa de bolsas (número de compartimientos, duración del período de filtración, etc.), suponer una velocidad superficial que produzca esa caída de presión y resuelva el sistema de ecuaciones 1.1 a 1.6 para verificar que la caída de presión calculada es igual a la caída de presión fijada como objetivo. Si no resulta así, repítase el procedimiento con parámetros nuevos hasta que la velocidad produzca una caída de presión promedio (y una caída de presión máxima, si se aplica) que sea suficientemente cercana a la especificación de diseño. Se presentan algunos ejemplos del uso del procedimiento de iteración en la referencia [13].

1.2.6.2 Casas de Bolsas de Chorro Pulsante

La distinción entre las casa de bolsas de chorro pulsante usando felpas y casas de bolsas con agitación y con aire a la inversa es básicamente la diferencia entre la filtración con pastilla y la filtración con una composita de polvo y tela (filtración sin pastilla). Esta distinción es más una cuestión de conveniencia que de física, ya que cualquiera de los dos tipos de casa de filtros puede ser diseñado para una aplicación específica. Sin embargo, los costos para los dos tipos difieren dependiendo de factores específicos para la aplicación y el tamaño. Algunos chorros a pulso permanecen en línea todo el tiempo y son limpiados frecuentemente. Otros son sacados fuera de línea para una limpieza a intervalos relativamente largos. En cuanto más tiempo permanezca un compartimiento fuera de línea sin limpiarse, más cambia el mecanismo de filtración por composita de polvo y tela a filtración por pastilla. Por lo tanto, un modelo completo de filtración de chorro pulsante debe explicar la filtración a fondo que ocurre sobre un filtro de chorro pulsante relativamente limpio, la filtración por pastilla que ocurre inevitablemente debido a períodos prolongados fuera de línea, y el período de transición entre los dos regímenes. Cuando se usan telas de membrana, la filtración se lleva a cabo principalmente en la superficie de la membrana, la cual actúa de manera similar a una pastilla, El análisis siguiente no ha sido probado contra las telas de membrana.

Además de la cuestión del mecanismo de filtración, también existe la cuestión del método de limpieza. Si las condiciones de una aplicación requieren que un apartamento sea puesto fuera de línea para su limpieza, el polvo removido de la bolsa cae hacia la tolva para polvo antes de que el flujo de gas hacia adelante se restablezca. Si las condiciones permiten que un compartimiento sea limpiado mientras se encuentre en línea, sólo una pequeña fracción del polvo removido cae dentro de la tolva. El restante del polvo desprendido será depositado de nuevo (o sea, “reciclado”) sobre la bolsa por el flujo de gas hacia adelante. La capa de polvo depositado de nuevo tiene diferentes características de caída de presión que el polvo recién depositado. El trabajo de modelado que se ha realizado hasta la fecha se enfoca en el método de limpieza en línea. Dennis y Klemm [14] propusieron el modelo siguiente de arrastre a través de un filtro a chorro de pulso:

$$S = S_e (K_2)_c W_c + K_2 W_o \quad (1.7)$$

en donde

S	=	arrastre través del filtro
S_e	=	arrastre de un filtro recién limpiado
$(K_2)_c$	=	resistencia específica del polvo del polvo reciclado
W_c	=	densidad superficial del polvo de reciclaje
K_2	=	resistencia específica del polvo del polvo recién depositado
W_o	=	densidad superficial del polvo recién depositado

Este modelo posee la ventaja de que puede explicar fácilmente todos los tres regímenes de filtración en una casa de bolsas de chorro pulsante. Tal como en las ecuaciones 1.1 a 1.6, el arrastre, la velocidad de filtración y las densidades de superficie son funciones del tiempo, θ . Para condiciones determinadas de operación, sin embargo, se puede suponer que los valores de S_e , $(K_2)_c$, y W_c son constantes, de manera que pueden ser agrupados:

$$\Delta P = (PE)_{\Delta w} + K_2 W_o V_f \quad (1.8)$$

en donde

ΔP	=	caída de presión (pulgadas de H ₂ O)
V_f	=	velocidad de filtración (pie/minuto)
$(PE)_{\Delta w}$	=	$[S_e + (K_2)_c W_c] V_f$

La ecuación de 1.8 describe el comportamiento de la caída de presión de una bolsa individual. Para extender este resultado de una sola bolsa a un compartimiento con bolsas múltiples, la ecuación 1.7 sería usada para determinar el arrastre individual de las bolsas y el arrastre total de la casa de bolsas sería entonces calculado como la suma de las resistencias paralelas. LA caída de presión sería calculada tal como en la ecuación 1.1. Parece razonable extender este análisis al caso en que el polvo se encuentra distribuido de manera desuniformada sobre la bolsa y entonces aplicar la ecuación 1.7 a cada zona sobre la bolsa, seguido por una ecuación análoga a la ecuación 1.4 para calcular el arrastre de las bolsas en total. La dificultad en seguir este procedimiento estriba en que uno debe suponer valores W_c para cada zona diferente que va a ser modelada.

La desventaja del modelo representado por las ecuaciones 1.7 y 1.8 es que las constantes S_e , $(K_2)_c$, y W_c , no pueden predecirse hasta este punto. En consecuencia, se deben usar las correlaciones de los datos de laboratorio para determinar el valor de $(PE)_{\Delta w}$. Para la combinación de tela y polvo de felpa d Dacron y ceniza flotante del carbón, Dennis y Klemm[14] desarrollaron una relación empírica entre $(PE)_{\Delta w}$, la velocidad superficial, y la presión del chorro de limpieza. Esta relación (convertida de unidades métricas a inglesas) es de la siguiente manera:

$$(PE)_{\Delta w} = 6.08 V_f P_j^{-0.65} \quad (1.9)$$

en donde

- V_f = velocidad superficial, (pies/minuto)
 P_j = presión del chorro de limpieza
 (generalmente entre 60 y 100 libras por pulgada cuadrada en
 válvula, *psig*; véase la sección 1.4.1)

Esta ecuación es esencialmente un ajuste de regresión a una cantidad limitada de datos de laboratorio y no debe ser aplicada a otras combinaciones de polvo y tela. La forma de ley a potencia de la ecuación 1.9 puede no ser válida para otros polvos o telas. En consecuencia, se deben recolectar y analizar más datos antes de que el modelo representado por la ecuación 1.9 pueda ser usada para propósitos rigurosos de determinación de tamaño.

Otro modelo que parece prometedor en la predicción de la caída de presión en la filtración sin plasta es el de Leith y Ellenbecker[15] tal como fue modificado por Koehler y Leith.[16] En este modelo, la caída de presión en el tubo-lámina es una función del arrastre de la tela limpia, la maquinaria del sistema, y la energía de limpieza. En específico:

$$\Delta P = \frac{1}{2} \left[P_s + K_1 V_f - \sqrt{(P_s - K_1 V_f)^2 - 4W_o \frac{K_2}{K_3}} \right] + K_v V_f^2 \quad (1.10)$$

en donde

- P_s = presión estática máxima lograda en la bolsa durante la limpieza
 K_1 = resistencia de la tela limpia
 V_f = velocidad superficial
 K_2 = resistencia de flujo del deposito de polvo
 K_3 = coeficiente de eficiencia de la limpieza de la bolsa
 K_v = coeficiente de pérdida para el venturi a la entrada de la bolsa

Las comparaciones de los datos de laboratorio con las caídas de presión calculadas a partir de la ecuación 1.10 [15,16] se encuentran en acuerdo para una variedad de combinaciones de polvo y tela. La desventaja de la ecuación 1.10 es que las constantes K_1 , K_2 , and K_3 deben ser determinadas a partir de mediciones de laboratorio. Lo más difícil de determinar es el valor de la constante K_3 , que sólo puede ser encontrado realizando mediciones en una casa de bolsas de chorro pulsante a escala piloto. Una limitación de las mediciones de laboratorio es que las condiciones reales de la filtración no siempre pueden ser simuladas de manera adecuada. Por ejemplo, un polvo redispersado puede no tener la misma distribución de tamaños o características de carga que el polvo original, generando así diferentes valores de K_1 , K_2 , y K_3 de los que serían medidos en una casa de bolsas en operación.

1.3 Procedimientos de Diseño

El procedimiento de diseño requiere estimar una relación de gas a tela que es compatible con la selección de la tela y el tipo de limpieza. La selección de la tela con respecto a la composición depende de las características del gas y del polvo; la selección de la tela con respecto a la construcción (tejidas o de felpa) depende en gran parte del tipo de limpieza. Una estimación de una relación de gas a tela que es demasiado alta, comparada con una relación de gas a tela estimada correctamente, conduce a caídas de presión más altas, mayor penetración de las partículas (eficiencia de recolección más baja), y una limpieza más frecuente que conduce a una vida reducida de la tela. Una estimación de una relación de gas a tela que es demasiado bajo aumenta el tamaño y el costo de la casa de bolsas innecesariamente. Cada uno de los parámetros para diseño se discuten a continuación.

1.3.1 Relación Gas-a-Tela

La relación gas-a-tela es difícil de estimar a partir de los principios presentados primeramente. Sin embargo, ciertos métodos acortados de complejidad variante permiten una estimación rápida. A continuación se presentan tres métodos de dificultad progresivamente mayor. Para las casas de bolsas con agitación y con aire a la inversa, el tercer método se realiza de manera óptima con programas de computación disponibles al público. Aunque las casas de bolsas con chorro a pulso han conquistado una gran parte del mercado, no son necesariamente el tipo menos costoso para una aplicación específica. Las determinaciones del costo para las casas de bolsas con chorro de pulso deben ser realizadas usando las relaciones gas-a-tela específicas para la aplicación y para las casas de bolsas con aire a la inversa o con agitación a sus relaciones de gas-a-tela específicas para la aplicación.

Los métodos resumidos a continuación se aplican a las casas de bolsas convencionales. El uso de una simulación electrostática puede permitir una relación mayor de gas-a-tela a una caída de presión determinada; por tanto se requiere una estructura más pequeña de casa de bolsas y menos bolsas. Viner y Locke¹⁷ discuten los modelos de costo y rendimiento para los filtros de tela estimulados electrostáticamente; sin embargo, no existen datos disponibles para las instalaciones a gran escala. El uso de configuraciones extendidas de la zona de bolsas (bolsas con forma de estrella o cartuchos con medios plizados) no permiten cambios significantes en las relaciones de gas-atela, pero no permiten la instalación de más tela en un volumen determinado.

1.3.1.1 Relación Gas-a-Tela de Aplicaciones Similares

Después de que se ha seleccionado una tela, una relación inicial de gas-a-tela puede ser determinada usando la tabla 1.1. La columna 1 muestra el tipo de polvo; la columna 2 muestra la relación de gas-a-tela para telas tejidas; y la columna 3 muestra las relaciones de gas-a-tela para las telas afelpadas. Nótese que estos valores son todos relaciones de gas-a-tela *netas*, iguales a la razón de flujo volumétrico total en pies cúbicos por minuto divididos entre el área neta de tela en pies cuadrados. Esta relación, en unidades de pies por minuto, afecta la caída de presión y la vida de las bolsas como fue discutido en la sección 1.2. El área neta de tela se determina dividiendo la velocidad de flujo del gas de escape en *acfm*, entre la relación

Tabla 1.1: Relación Gas-a-Tela para las Combinaciones de Casa de Bolsas y Telas ^{a,b}
(pies cúbicos reales por minuto) / (pies cuadrados de superficie neta de tela)

Polvo	Agitador/Tela Tejida Aire a la Inversa/Tela Tejida	Chorro a Pulso/Tela de Felpa Aire a la Inversa/Tela de Felpa
Oxido de Aluminio (Alúmina)	2.5	8
Asbesto	3.0	10
Bauxita	2.5	8
Carbón Negro	1.5	5
Carbón	2.5	8
Cacao, Chocolate	2.8	12
Arcilla	2.5	9
Cemento	2.0	8
Cosméticos	1.5	10
Residuo de Esmalte	2.5	9
Alimento de Ganado, Granos	3.5	14
Feldspar	2.2	9
Fertilizante	3.0	8
Harina	3.0	12
Ceniza Flotante	2.5	5
Grafito	2.0	5
Yeso	2.0	10
Mineral de Hierro	3.0	11
Oxido Férrico	2.5	7
Sulfato Férrico	2.0	6
Oxido de Plomo	2.0	6
Polvo de Piel	3.5	12
Cal	2.5	10
Piedra Caliza	2.7	8
Mica	2.7	9
Pigmentos de Pintura	2.5	7
Papel	3.5	10
Plásticos	2.5	7
Quarzo	2.8	9
Polvo de Piedra	3.0	9
Arena	2.5	10
Aserrín (Madera)	3.5	12
Sílice	2.5	7
Loza	3.5	12
Detergentes, Jabón	2.0	5
Especies	2.7	10
Almidón	3.0	8
Azúcar	2.0	13
Talco	2.5	5
Tabaco	3.5	
Oxido de Zinc	2.0	

^aReferencia[1]

^bValores de diseño generalmente seguros; su aplicación requiere la consideración del tamaño de las partículas y cargado de grano.

Tabla 1.2: Guía Aproximada para Estimar la Superficie de Tela en Grueso a Partir del Área Neta de Tela^a

Superficie Neta de tela (pies cuadrados)	Factor de Multiplicación	
	Para Obtener la Superficie de Tela en (pies Cuadros)	
1-4,000	Multiplicar por	2
4,001-12,000	“	1.5
12,001-24,000	“	1.25
24,001-36,000	“	1.17
36,001-48,000	“	1.125
48,001-60,000	“	1.11
60,001-72,000	“	1.10
72,001-84,000	“	1.09
84,001-96,000	“	1.08
96,001-108,000	“	1.07
108,001-132,000	“	1.06
132,001-180,000	“	1.05
above 180,001	“	1.04

de gas-a-tela de diseño. Para una casa de bolsas de tipo intermitente que es clausurada para su limpieza, el área neta de tela también es el total, de la superficie de la tela. Sin embargo, para filtros continuos con agitación o con aire a la inversa, el área puede ser aumentada para permitir la clausura de uno o más compartimientos para su limpieza. Los filtros de chorro pulsante con compartimientos y operados continuamente que son limpiados fuera de línea también requieren tela adicional para mantener el área neta requerida al limpiar. La tabla 1.2 proporciona una guía para ajustar el área neta a la superficie en grueso, la cual determina el tamaño de un filtro que requiere limpieza fuera de línea.

1.3.1.2 Relaciones de Gas-a-Tela de los Métodos del Fabricante

Los fabricantes han desarrollado nomógrafos y tablas que permiten la estimación rápida de la relación de gas-a-tela. Dos ejemplos se presentan a continuación, uno para las casas de bolsas limpiadas por agitación y el otro para casas de bolsas limpiadas por chorro a pulso.

Para las casas de bolsas con agitador, la tabla 1.3 da un método que usa factores para estimar la relación. Las relaciones para varios materiales en diversas operaciones se presentan, pero son modificadas por factores para el tamaño de las partículas y la carga de polvo. Se incluyen direcciones y un ejemplo. Las relaciones de gas-a-tela para las casas de bolsas con aire a la inversa serían aproximadamente iguales o un poco menores en comparación a los valores de la tabla 1.3.

Para casas de bolsas de chorro pulsante, que normalmente operan a dos o más veces la relación de gas-a-tela de las casas de bolsas con aire a la inversa, otro método por factores²⁰ ha sido modificado con ecuaciones para representar la temperatura, el tamaño de las partículas, y la carga de polvo:

$$V = 2.878 A B T^{-0.2335} L^{-0.06021} (0.7471 + 0.0853 \ln D) \quad (1.11)$$

en donde

- V = relación gas-a-tela (pies/minuto)
- A = factor del material, de la tabla 1.4
- B = factor de la aplicación, de la tabla 1.4
- T = temperatura, (°F, entre 50 y 275)
- L = carga de polvo de entrada (gramos por pie cúbico, entre 0.05 y 100)
- D = diámetro promedio en masa de la partícula (micras, entre 3 y 100)

Para temperaturas por debajo de 50°F, úsease $T = 50$ pero espérese una exactitud disminuida; para temperaturas por encima de 275°F, úsease $T = 275$. Para diámetros promedio en masa de partículas menores de 3 micras, el valor de D es 0.8, y para diámetros mayores de 100 micras, D es 1.2. Para cargas de polvo menores de 0.05 gramos por pie cúbicos, úsease $L = 0.05$; para cargas de polvo por encima de 100 gramos por pie cúbico, úsease $L = 100$. Para casas de bolsas con cartuchos horizontales, un método de factores similar puede ser usado. La tabla 1.5 proporciona los factores.

1.3.1.3 Relación Gas-a-Tela de Ecuaciones Teóricas/Empíricas

Casas de Bolsas con Agitador y con Aire a la Inversa. El sistema descrito por las ecuaciones 1.1 a 1.6 es complicado; sin embargo, los métodos numéricos pueden ser usados para obtener una solución exacta. Una debilidad crítica en el modelado de casas de bolsas que todavía debe ser resuelta es la falta de una descripción fundamental del proceso de limpieza de las bolsas. Esto es, para resolver las ecuaciones 1.1 a 1.6, el valor de W_r (la carga de polvo después de la limpieza) debe ser conocido. Con claridad, debe existir una relación entre la cantidad y el tipo de energía para la limpieza y el grado de remoción del polvo de una bolsa. Dennis *et al.*[13] desarrollaron correlaciones para la remoción de ceniza flotante de carbón de las bolsas de fibra de vidrio tejida mediante la limpieza por agitación y por aire a la inversa. Estas correlaciones han sido incorporadas en un programa de computación que genera la solución al sistema de ecuaciones presentado con anterioridad.[14],[21],[22] Si uno aplicara las correlaciones desarrolladas con la ceniza de carbón y las telas de fibra de vidrio tejidas a otras combinaciones de polvo y tela, la exactitud de los resultados dependería de que tan cercanamente esa combinación duplicara el sistema de ceniza de carbón y tela tejida de vidrio.

Los factores físicos que afectan la correlación incluyen a la distribución de tamaños de las partículas, la adhesión y las propiedades electrostáticas del polvo y de la tela, y el tejido de la tela, tanto como la energía de limpieza. Se necesita más investigación en esta área de la filtración por tela.

Tabla 1.3: Método Usando el Factor del Fabricante para Estimar las Relaciones Gas-a-Tela para las Casas de Bolsas c

RELACIÓN 4/1		RELACIÓN 3/1		RELACIÓN 2.5/1		RELACIÓN 2/1		F
Material	Operación	Material	Operación	Material	Operación	Material	Operación	Mate
Cartón Alimentos Harina Granos Polvo de Piel Tabaco Aire de Suministro	1 2, 3, 4, 5, 6, 7 2, 3, 4, 5, 6, 7 2, 3, 4, 5, 6, 7 1, 7, 8 1, 4, 6, 7 13 1, 6, 7	Asbesto Polvo de Aluminio Material Fibroso Material Celulósico Yeso Cal (Hidratada) Perlita Químicos del Hule Sal Arena Escama de Hierro Carbonato de Sodio Talco Operación de Maquina	1, 7, 8 1, 7, 8 1, 4, 7, 8 1, 4, 7, 8 1, 3, 5, 6, 7 2, 4, 6, 7 2, 4, 5, 6 4, 5, 6, 7, 8 2, 3, 4, 5, 6, 7 4, 5, 6, 7, 9, 15 1, 7, 8 4, 6, 7 3, 4, 5, 6, 7 1, 8	Óxido de Aluminio Carbón Negro Cemento Coque Pigmento de Cerámica Polvo de Arcilla y de Ladrillo Carbón Kaolina Piedra Caliza Roca, Polvo de Minerales Sílice Azúcar	2, 3, 4, 5, 6 4, 5, 6, 7 3, 4, 5, 6, 7 2, 3, 5, 6 4, 5, 6, 7 2, 4, 6, 12 2, 3, 6, 7, 12 4, 5, 7 2, 3, 4, 5, 6, 7 2, 3, 4, 5, 6, 7 3, 4, 5, 6, 7	Fertilizante de Fosfato de Amonio Diatomáceas Petroquímicos Secos Tintas Ceniza Flotante Polvos Metálicos Plásticos Resinas Silicatos Almidón Jabones	2, 3, 4, 5, 6, 7 4, 5, 6, 7 2, 3, 4, 5, 6, 7, 14 2, 3, 4, 5, 6, 7 2, 3, 4, 5, 6, 7, 14 2, 3, 4, 5, 6, 7, 14 6, 7 3, 4, 5, 6, 7	Carbón Activado Carbón Negro Detergentes Humos y Oxidos Otros Sólidos I
CORTE - 123 TRITURADO - PULVERIZADO -		MEZCLADO - 456 TAMIZADO - ALMACENAJE -		TRANSPORTE - 789 MOLIENDA - AGITACION -		HORNO DE HUMOS - 101112 HUMO DE REACCION - DISPOSICION -		LIMPIEZA DE
B		C		Esta información constituye una guía para situaciones comunes y no debe ser con excepciones. Las relaciones de aire-a-tela dependen de la carga de polvo, la distri forma de las partículas y la "cohesividad" del polvo depositado. Estas condicione para cada aplicación. Entre más largo sea el intervalo entre las limpiezas de las bo relación de aire-a-tela. Las partículas finamente divididas, de tamaño uniforme p plastas más densas en el filtro y requieren relaciones aire-a-tela que cuando las pa encuentran interdispersadas con las finas. Las partículas pegajosas y aceitosas, in forma y el tamaño, forman plastas densas en el filtro y requieren relaciones más b				
FACTOR DE FINEZA		FACTOR DE LA CARGA DE POLVO						
Tamaño en Micras	Factor	Carga gramos/pie cúbico	Factor					
> 100	1,2	1 - 3	1,2	<p>Ejemplo: Una unidad de agitación en una fundición que procesa 26 000 pies cúbico por minuto y re arena. La distribución de partículas muestra que el 90 por ciento son mayores de 10 micra en el invierno y a la atmósfera en el verano.</p> $3,500 \frac{\text{libras}}{\text{hora}} \div 60 \frac{\text{minutos}}{\text{hora}} \div 26,000 \frac{\text{pies cubicos}}{\text{minuto}} \times 7,000 \frac{\text{gramos}}{\text{libras}}$ <p>*Tabulación A = 3/1 relación, Tabulación B = Factor 1.0, Tabulación C = 0.95; 3 x 1 x 0.95 = relació 26,000 / 2.9 = 9,000 sq. ft.</p>				
50 - 100	1,1	4 - 8	1					
10 - 50	1	9 - 17	0,95					
3 - 10	0,9	18 - 40	0,9					
1 - 3	0,8	> 40	0,85					
< 1	0,7							

1-24

Tabla 1.4: Factores para las Relaciones de Gas-a-Tela en Chorro Pulsante^a

A. Factor del Material

15 ^b	12	10	90	6.0 ^c
Mezcla para Pastel	Asbesto	Oxido de	Fertilizante de	Carbón activado
Polvo de cartón	Polvo para Pulido	Aspirina	fosfato de amonio	Carbón negro
Cacao	Material fibroso	Carbón negro	Pastel	(molecular)
Alimentos	y celulósico	(terminado)	Diatomáceas	Detergentes
Harina	Residuo del agitado	Cemento	Petroquímicos secos	Humos y otros
Grano	en fundiciones	Pigmentos	Tintas	productos
Polvo de piel	Yeso	de cerámica	Ceniza flotante	dispersados
Aserrín	Cal (hidratada)	Polvos de arcilla	Polvo metálico	directo de las
Tabaco	Perlita	y de ladrillo	Oxidos metálicos	reacciones
	Químicos del hule	Carbón	Pigmentos	Leche en polvo
	Sal	Fluorspar	metálicos y sintéticos	Jabón
	Arena	Goma natural	Plásticos	
	Polvo del soplado	Caolina	Resinas	
	de arena	Piedra caliza	Silicatps	
	Carbonato de sodio	Percloratos	Almidón Estearatos	
		Polvo de roca, y	Acido Tánico	
		de minerales		
		Sílice		
		Azúcar		
		Acido Sórico		

B. Factor de la Aplicación

Ventilación de Emisiones Molestas (insidiosas) Alivio de los puntos de transferencia, transportadores, estaciones de embalaje, etc.	1.0
Recolección de Producto Transporte-ventilación del aire, molinos, secadoras relámpago, clasificadores, etc.	0.9
Filtración del Gas de Proceso Secadoras por aspersión, hornos, reactores, etc.	0.8

^aReferencia [20]

^bEn general, material físicamente y químicamente estable.

^cTambién incluye aquellos sólidos que son inestables en su estado físico o químico debido a su naturaleza higroscópica, sublimación y/o polimerización.

El diseño riguroso de una casa de bolsas por consiguiente emplea varios pasos. Primero, la meta del diseño para una caída de presión promedio (y una caída de presión máxima, si es necesario) debe ser especificada junto con la velocidad de flujo de gas total y otros parámetros, tales como S_e y K_2 (obtenidas sea en el campo o por mediciones de laboratorio). Segundo, se supone una velocidad superficial y el número de compartimientos en la casa de bolsas es calculado basándose en el flujo de gas total, la velocidad superficial, el tamaño de la bolsa, y el número de bolsas por compartimiento (Los compartimientos típicos en la industria eléctrica de los Estados Unidos usan bolsas de 1 pie de diámetro por 30 pies de longitud con 400 bolsas por compartimiento). La práctica estándar es diseñar una casa de bolsas para alcanzar la caída de presión especificada cuando un compartimiento se encuentra fuera de línea para su mantenimiento. El tercer paso es especificar las características de operación de la casa de bolsas (o sea, el período de filtración, el período de limpieza, y el mecanismo de limpieza). Cuarto, el diseñador debe especificar la eficiencia de limpieza para que la carga residual de polvo puede ser estimada. Finalmente, el diseño de casa de bolsas especificado se usa para establecer los detalles para las ecuaciones 1.1 a 1.6, los que enseguida son resueltos numéricamente para establecer la caída de presión como función del tiempo. La caída de presión es calculada a continuación integrando la caída de presión instantánea durante el ciclo de filtración y dividiendo entre el tiempo del ciclo. Si el promedio calculado es más alto que la especificación de diseño, la velocidad superficial debe ser reducida y se debe repetir el procedimiento. Si la caída de presión promedio calculada es significativamente más baja que la especificación de diseño, la casa de bolsas propuesta se sobrepasaría de tamaño, aumentando la velocidad superficial y repitiendo el procedimiento. Cuando el promedio calculado se acerca lo suficiente al valor especificado supuesto, se ha determinado el diseño. Una descripción completa del proceso de modelado se encuentra en los reportes de Dennis et al. [13,22] Una crítica sobre la exactitud del modelo es presentado por Viner et al.

Casa de Bolsas de Chorro Pulsante. El proceso total de diseñar una casa de bolsas de chorro pulsante es en realidad más sencillo que el que se requiere para una casa de bolsas con aire a la inversa o con agitador si la casa de bolsas permanece en línea para la limpieza. El primer paso es especificar la caída de presión promedio deseada para el tubo-lámina. Segundo, las características de la casa de bolsas deben ser establecidas (por ejemplo, el tiempo en línea, la energía de limpieza). Tercero, el diseñador debe obtener valores para los coeficientes ya sea en la ecuación 1.9 o la ecuación 1.10 proveniente del campo, la planta piloto, o las mediciones de laboratorio. Cuarto, se estima un valor para la velocidad superficial y la ecuación apropiada (ecuación 1.8 o 1.10) se resuelve para la caída de presión como función de tiempo para la duración del ciclo de filtración. Esta información se usa para calcular la caída de presión promedio del ciclo. Si la caída de presión resulta igual a la caída de presión especificada, el procedimiento termina. Si no es así, el diseñador debe ajustar la velocidad superficial y repetir el procedimiento.

1.3.2 Caída de Presión

La caída de presión para las bolsas puede ser calculada a partir de las ecuaciones presentadas en la sección precedente si se conocen los valores para los diversos parámetros. Con frecuencia no son conocidos, pero una caída de presión máxima de 5 a 10 pulgadas de H_2O a través de la casa de bolsas y de 10 a 20 pulgadas de H_2O a través del sistema por completo puede suponerse si contiene una buena cantidad de conductos.

Tabla 1.5: Método Usando el Factor del Fabricante para Estimar las Relaciones Gas-a-Tela para las Casas de Bolsas con Cartucho Horizontal
Tabla de Factores “A” para el Material Seleccionado

2,5		2,1	1,9	1,3	Muestra de Po Requerida
M A T E R I A L E S	Polvo de roca y de minerales Sal mineral ^a Arena (no en fundiciones)	Carbón activado	Fertilizantes ^a Talco	Óxido de aluminio (ascensor de aire) Tintas Humos metalúrgicos Pigmentos de pintura Estearatos	Detergentes Aimentos y granos Perlita Farmacéuticos Leche en polvo Resinas Jabón Tabaco
		Oxido de aluminio (transferencia) Mezcla para pastel ^a Carbón negro (terminado) Pigmento de cerámica Carbón Coque Diatomáceas Harina			
		Fluorspar Ceniza flotante Residuo de la agitación en fundiciones Yeso Cal hidratada Piedra caliza Pintura para spersión electrostática (recubrimiento de polvo) Petroquímicos (en seco) Pigmentos metálico y sintéticos Emplastados Aditivos de hule Silicatos Carbonato de sodio Almidón Azucar ^a Humos de soldadura	1,7	0,7	Polvos Excluí
			Aspirina Cemento Polvo de arcilla y ladrillo Cacao ^a Café ^a Grafito Caolina Óxidos metálicos Polvo metálico Percloratos Selenio Sílice (harina)	Sílice (humos)	Asbesto Lavado por arco Fibra de vidrio Materiales fibrosos y celulósicos Piel Metalización Lana mineral Molienda de taga de Polvo de papel Madera comprimida Aserín

^a Únicamente bajo humedad controlada (40 por ciento de humedad relativa) y temperatura ambiente.

La relación aproximada de “gas-to-cloth” - G/C (gas-a-tela) para un recolector horizontal *Mikropul* en pies cúbicos reales por minuto por pie cuadrado de superficie de filtrado se obtiene multiplicando los cinco factores siguientes: $G/C = A \times B \times C \times D \times E$

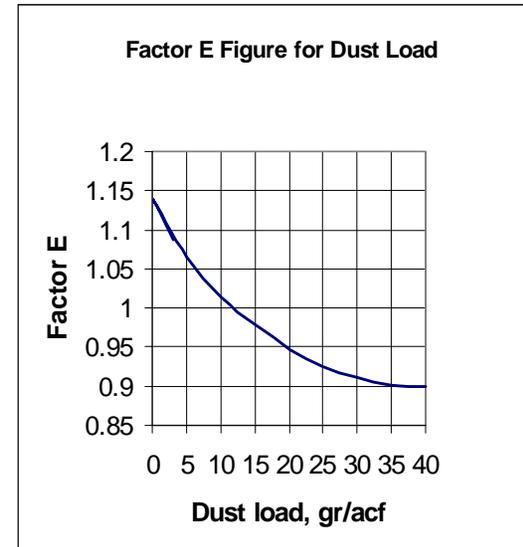
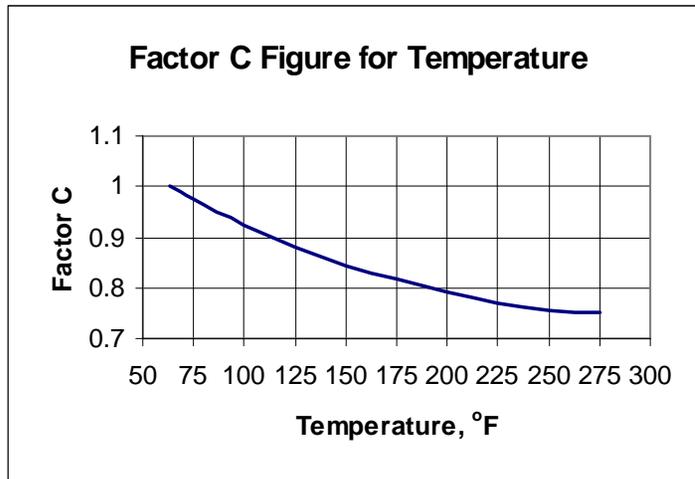
Por ejemplo, G/C para la filtración del gas de proceso de polvo de piedra a 250° F y 2 gramos/pie cúbico real = 2.5 x 0.8 x 0.75 x 0.9 x 1.1 = 1.49.

Cortesía de *Hosokawa Mikropul*

Tabla 1.5: (continuación)

Tabla de Factores “B” para la Aplicación		Tabla de Factores “D” para la Fineza del Polvo	
Aplicación	Factor B	Fineza	Factor D
Ventilación de Insidiosos Alivio de puntos de transferencia, transportadores, estaciones de embalaje, etc.	1	Por encima de 50 μm	1,1
Recolección de Productos Ventilación del aire en transportadores, molinos, secadores relámpago, clasificadores, etc.	0,9	20 - 50 μm	1
Filtración de Gas de Procesos secadores, hornos, reactores, etc.	0,8	2-20 μm	0,9
		Por debajo de 2 μm	0,85

1-28



Cortesía de *Hosokawa Mikropul*

Una forma comparable de las ecuaciones 1.1 y 1.3 que puede ser usado para estimar la caída de presión máxima a través de la tela en una casa de bolsas con agitador o con aire a la inversa es:

$$\Delta P = S_e V + K_2 C_i V^2 \theta \quad (1.12)$$

en donde

ΔP	=	caída de presión (pulgadas de H ₂ O)
S_e	=	arrastre residual efectivo de la tela [pulgadas de H ₂ O/(pie/minuto)]
V	=	velocidad superficial o relación gas-a-tela (pies/minuto)
K_2	=	coeficiente De resistencia específica del polvo { [pulgadas de H ₂ O/(pies/minutos)]/(libras/pie cuadrado) }
C_i	=	concentración del polvo de entrada (libras por pie cúbico)
θ	=	tiempo de filtración (minutos)

Aunque existe mucha variabilidad, los valores para S_e pueden variar en un rango de alrededor de 0.2 a 2 pulgadas de H₂O/(pie/minuto) y para K_2 de 1.2 a 30–40 [pulgadas de H₂O/(pie/minuto)]/(libras por pie cuadrado). Los valores típicos para la ceniza flotante de carbón son de alrededor de 1 a 4. Las concentraciones de entrada varían desde menos de 0.05 gramos por pie cúbico a más de 100 gramos por pie cúbico, pero un rango aún más típico es de alrededor de 0.5 a 10 gramos por pie cúbico. Los tiempos de filtración varían dentro de un rango de 20 a 90 minutos para casas de bolsas en uso continuo, pero un rango entre 30 y 60 minutos se encuentra con mayor frecuencia. Para casas de bolsas de chorro pulsante, se usan las ecuaciones 1.8 y 1.9 para estimar ΔP , después de sustituir $C_i V \theta$ por W_o , y $(PE)_{\Delta w}$ por $S_e V$.

1.3.3 Características de las Partículas

La distribución de tamaños de las partículas y la adhesividad son las propiedades más importantes de las partículas que afectan los procedimientos de diseño. Los tamaños menores de partículas pueden formar una plasta más densa, lo que aumenta la caída de presión. Tal como se muestra en las tablas 1.3 y 1.5 y en la ecuación 1.11, el efecto del tamaño promedio de las partículas que va en disminución es un valor menor de la relación de gas-a-tela aplicable.

Las partículas que se adhieren, tales como los residuos aceitosos o los plásticos electrostáticamente activos, pueden requerir la instalación de equipo que inyecte un material de recubrimiento sobre la superficie de la bolsa, el cual actúa como un tampón que atrapa a las partículas y evita que cieguen o obstruyan permanentemente a los poros de la tela. Una selección informada puede eliminar los problemas electrostáticos.

Tabla 1.6: Propiedades de los Principales Materiales de Tela ^a

Tela	Temperatura °F ^b	Resistencia al Ácido	Resistencia a los Alcalíes	Abrasión Flex
Algodón	180	Deficiente	Muy Buena	Muy Buena
Creslan ^c	250	Buena en ácidos minerales	Buena en alcalí débil	Buena a Muy Buena
Dacron ^d	275	Buena en la mayoría de los ácidos minerales, se disuelve parcialmente en H ₂ SO ₄ concentrado	Buena en alcalí débil, Mediana en alcalí fuerte	Muy Buena
Dyne ^e	160	Poco efecto aún en concentración alta	Poco efecto aún en concentración alta	Mediana a Buena
Fiberglas ^f	500	Mediana a Buena	Mediana a Buena	Mediana
Filtron ^e	270	Buena a Excelente	Buena	Buena a Muy Buena
Membrana de Nextel ^g	Depende del forro 1400	Depende del forro Muy buena	Depende del forro Buena	Mediana Buena
Nomex ^d	375	Mediana	Excelente a temperatura baja	Excelente
Nylon ^d	200	Mediana	Excelente	Excelente
Orlon ^d	260	Buena a Excelente en ácidos minerales	Mediana a Buena en alcalíes débiles	Buena
P84 ^h	475	Buena	Buena	Buena
Polipropileno	200	Excelente	Excelente	Excelente
Ryton ⁱ	375	Excelente	Excelente	Buena
Teflón ^d	450	Inerte excepto al fluoro	Inerte excepto al trifluoruro, el cloro y los metales alcalinos derretidos	Mediana
Lana	200	Muy buena	Deficiente	Mediana a Buena

^aReferencia [24]

^bTemperaturas máximas de operación continua recomendadas por *Institute of Clean Air Companies*, el Instituto de Compañías de Aire Limpio.

^cMarca Registrada de *American Cyanamid*.

^dMarca registrada de *Du Pont*.

^eNombre comercial de la División *W. W. Criswell* de *Wheelabrator-Fry, Inc.*

^fMarca registrada de *Owens-Corning Fiberglas*.

^gMarca registrada de *3M Company*.

^hMarca registrada de *Inspec Fibres*.

ⁱMarca registrada de *Phillips Petroleum Company*.

1.3.4 Características de la Corriente de Gas

La humedad y el contenido de sustancias corrosivas son las características principales de la corriente de gas que requieren una consideración de diseño. La casa de bolsas y el sistema de ductos asociado deben ser insulados y posiblemente calentados si ocurriera la condensación. Tanto los componentes estructurales como los de la tela deben ser considerados, ya que cualquiera de éstos puede ser dañado. En los casos en que la corrosión estructural sea probable, la sustitución del acero inoxidable por el acero ligero puede ser requerida, siempre que no haya presencia de cloruros al usar acero inoxidable de serie 300. (La mayoría de los aceros inoxidables auténticos son susceptibles a la corrosión por cloruros.)

1.3.4.1 Temperatura

La temperatura de la corriente de contaminante debe permanecer por encima del punto de rocío de cualquier condensable en la corriente. Si la temperatura puede ser disminuída sin acercarse al punto de rocío, se pueden utilizar los enfriadores por aspersión o el aire de dilución de manera que los límites de temperatura de la tela no sean excedidos. Sin embargo, el costo adicional de un pre-enfriador tendrán que ser considerados contra el precio más alto de las bolsas con una mayor resistencia a la temperatura. El uso del aire de dilución para enfriar la corriente también implica un intercambio entre una tela menos costosa y un filtro mayor para acomodar el volumen adicional de aire de dilución. Po lo general, el pre-enfriamiento no es necesario si la temperatura y las telas resistentes a las sustancias químicas se encuentran disponibles. (Los costos para las cámaras de aspersión, los saciadores, y otros pre-enfriadores se encuentran en la sección de “Depuradores en Húmedo”, «*Wet Scrubbers*», del *Manual [a ser escrito]*) La tabla 1.6 enumera varias de las telas que se encuentran en uso en la actualidad y proporciona información sobre los límites de temperatura y de resistencia química. La columna encabezada por el título de “Abrasión *Flex*” indica la conveniencia de la tela para la limpieza mediante agitadores mecánicos.

1.3.4.2 Presión

Los filtros de tela estándares pueden ser utilizados para el servicio por presión o al vacío pero únicamente dentro de un rango de alrededor de ± 25 pulgadas de agua. Debido a la construcción de lámina metálica de la casa, por lo general no son apropiados para servicios más severos. Sin embargo, para las aplicaciones especiales, se pueden construir cajas para presiones altas.

1.3.5 Consideraciones de Diseño de Equipo

1.3.5.1 Cajas a Presión o al Vacío

La localización de la casa de bolsas con respecto al ventilador en la corriente de gas afecta el costo de capital. Una casa de bolsas del tipo con succión, con el ventilador localizado en el lado corriente abajo de la unidad, debe tolerar presiones negativas altas y por lo tanto debe estar construida más pesada y reforzada que una casa de bolsas localizada corriente abajo del ventilador (casa de bolsas a presión). La presión

negativa en la casa de bolsas por succión puede resultar en condensación, corrosión, o aún explosiones si se están manejando gases combustibles. En el caso de gases tóxicos, esta fuga hacia adentro puede tener una ventaja sobre la casa de bolsas del tipo a presión, en donde las fugas son hacia afuera. La ventaja principal de la casa de bolsas con succión es que el ventilador que maneja la corriente de proceso se localiza en el lado de gas limpio de la casa de bolsas. Esto reduce el desgaste y la abrasión en el ventilador y permite el uso de ventiladores más eficientes (diseño de aspa con curva hacia atrás). Sin embargo, debido a que para algunos diseños los gases de escape provenientes de cada compartimiento se combinan en el atrio múltiple de salida al ventilador, la localización de los compartimientos con bolsas con fugas puede ser difícil y añade a los costos de mantenimiento. Las casas de bolsas del tipo a presión son por lo general menos costosas porque las cajas sólo deben tolerar la presión diferencial a través de la tela. En algunos diseños la casa de bolsas no tiene caja externa. El mantenimiento también se reduce porque se puede entrar a los compartimientos y observar las bolsas con fugas mientras el compartimiento se encuentra en servicio. Con una casa de bolsas a presión, la caja actúa como la chimenea para contener los humos con la descarga posterior a través de ventilas con bordo largo (monitores) en el techo de la estructura. Esta configuración hace a las bolsas con fugas más fáciles de localizar cuando la pluma sale del monitor por encima de la bolsa. La desventaja principal de la casa de bolsas del tipo a presión es que el ventilador se encuentra expuesto a los gases contaminados cuando la abrasión y el desgaste de las aspas del ventilador pueden volverse un problema.

1.3.5.2 Construcción Estándar o por Pedido

El diseño y la construcción de las casas de bolsas se separan en dos grupos, estándar y por pedido. [19] Además, las casas de bolsas estándares se separan en categorías de tamaño de baja, mediana y alta capacidad. Las casas de bolsas estándares son pre-diseñadas y construídas en la fábrica como unidades completas en serie que son ensambladas en el taller y dotadas de bolsas para unidades de baja capacidad (de cientos a miles de pies cúbicos reales por minuto de producto). Las unidades de capacidad mediana (de miles a menos de 100 000 pies cúbicos reales por minuto) tienen diseños estándares, son ensambladas en el taller, pueden o no ser dotadas de bolsas, y poseen compartimientos de bolsas separados y secciones de tolvas. Una forma de casas de bolsas de alta capacidad es el módulo enviable

(de 50 000 a 10 000 pies cúbicos reales por minuto), el cual requiere sólo un ensamble moderado en el campo. Estos módulos pueden tener bolsas instaladas y pueden ser enviados por camión o tren. A su llegada, pueden ser operados de manera sencilla o combinados para aplicaciones de mayor capacidad. Debido a que son pre-ensamblados, requieren menos trabajo de campo.

Las casas de bolsas fabricadas a pedido, consideradas también como de alta capacidad, pero por lo general de 100 000 pies cúbicos reales por minuto o mayores, son diseñadas para aplicaciones específicas y generalmente son construídas según las especificaciones prescritas por el cliente. Generalmente, estas unidades son mucho más grandes que las casas de bolsas estándares. Por ejemplo, muchas son usadas en las plantas generadoras de energía. El costo de la casa de bolsas por pedido es mucho más alto por pie cuadrado de tela porque no es un artículo en existencia y requiere arreglos especiales para su manufactura y mano de obra de campo costosa para su ensamble a su llegada. Las ventajas de la casa de bolsas a

pedido son muchas y por lo general se dirigen hacia la facilidad de mantenimiento, la accesibilidad, y otras preferencias del cliente. En algunas casas de bolsas estándares, un juego completo de bolsas debe ser reemplazado en un compartimiento a la vez debido a la dificultad en localizar y reemplazar bolsas individuales con fugas, mientras que en el caso de las casas de bolsas por pedido, las bolsas individuales se encuentran accesibles y pueden ser reemplazadas una por una a medida que se desarrollen las fugas.

1.3.5.3 Medio de Filtración

El tipo de material del filtro usado en las casas de bolsas depende de la aplicación específica y de la composición química asociada del gas, la temperatura de operación, la carga de polvo, y las características físicas y químicas de las partículas. La selección de un material, tejido, acabado, o peso específico se basa principalmente en la experiencia previa. Para las telas tejidas, el tipo de hilo (filamento, hilado, o grapa), el diámetro del hilo, y el torcido también son factores en la selección de telas apropiadas para una aplicación específica. Algunas aplicaciones son difíciles o sea, tienen partículas pequeñas o lisas que penetran fácilmente la plasta y la tela, o tienen partículas que se adhieren fuertemente a la tela y son difíciles de remover, o tienen alguna otra característica que degrada la recolección de partículas o la limpieza. Para algunas de estas aplicaciones se puede utilizar el *Gore-Tex*, una membrana de politetrafluoroetileno (PTFE) laminado a un fondo de tela (felpa o tejido). Los materiales de fondo se seleccionan para ser compatibles con la aplicación para la cual son usados. Otras telas laminadas con membrana de PTFE son distribuidas por *Tetratec (Tetratex)* y *BHA (BHA-Tex)*. Estas membranas, debido a sus poros pequeños (1 a 2 μm a menores de 1 μm) son ventajosas por su capacidad de recolectar partículas pequeñas casi inmediatamente después de que inicia la filtración. En contraste, las telas tejidas y los materiales no tejidos, (con poros de alrededor de 10 μm a 100 μm) permite que las partículas penetren el filtro durante un tiempo corto antes de que la plasta que cubre la tela sea reconstituida. La eficiencia total de la recolección de masa para una casa de bolsas puede no aparentar ser mayor que para una casa de bolsas con otras telas, pero la eficiencia puede ser mayor para las partículas finas. Para aplicaciones capaces de usar medios de papel, los filtros de cartucho pueden ser particularmente efectivos para las partículas en el rango de las submicras.

Debido a la agitación violenta de los agitadores mecánicos, las telas de hilo hilado o de hilo pesado se usan comúnmente con este tipo de limpieza, mientras que las telas de hilo de filamento más ligero se usan con la limpieza más suave con aire a la inversa. Las felpas con perforaciones por aguja son usadas típicamente para las casas de bolsas de chorro pulsante. Estas telas más pesadas son más duraderas que las tejidas al ser sujetas a los pulsos de limpieza. Las bolsas tejidas de fibra de vidrio son una excepción para aplicaciones a temperaturas altas, en donde compiten con éxito, en base al costo, contra el vidrio afelpado y otras felpas para temperaturas altas.

El tipo de material limita la temperatura máxima de operación del gas para la casa de bolsas. La tela de algodón posee la menor resistencia a las temperaturas altas (alrededor de 180°F), mientras que de las telas usadas comúnmente, el *Fiberglas* (marca registrada de *Owens Corning*) posee la mayor resistencia (alrededor de 500°F).²⁴ Si los condensables son contenidos en la corriente de gas, su temperatura debe estar bien por encima del punto de rocío porque las partículas líquidas generalmente obstruirán los poros de la tela en cuestión de minutos u horas. Sin embargo, la temperatura debe estar por debajo del límite máximo de la tela de las bolsas. Estos límites máximos se presentan en la tabla 1.6.

1.4 Estimando la Inversión de Capital Total

La *total capital investment* (inversión de capital total) incluye los costos de la estructura de la casa de bolsas, el complemento inicial de bolsas, y los costos directos e indirectos acostumbrados que se asocian a la instalación o erección de estructuras nuevas. Estos costos se describen a continuación. (Los costos para mejorar el rendimiento de las casas de bolsas con enriquecimiento eléctrico no se discuten en esta sección, pero son mencionados en el problema de ejemplo.)

1.4.1 Costo del Equipo

1.4.1.1 Costo Mínimo de las Casas de Bolsas

Las correlaciones del costo con la superficie de tela para siete tipos de casas de bolsas se muestran a continuación. Estos siete tipos, seis de los cuales son pre-ensamblados y uno es ensamblado en el campo, se enumeran en la tabla 1.7.

Esta figura muestra los costos para un tipo de casa de bolsas y para artículos de costos adicionales.²⁵ Todas las curvas se basan en cifras citadas por el vendedor. Una línea de regresión ha sido ajustada a las citas y su ecuación es presentada. En la mayoría de los casos estas líneas no deben ser extrapoladas más allá de los límites mostrados. Si el lector obtiene citas del vendedor, pudieran diferir de estas curvas por tanto como un ± 25 por ciento. Todas las estimaciones incluyen los soportes de los atrios múltiples de entrada y de salida, las plataformas, los pasamanos, y los dispositivos para la descarga de las tolvas. Los precios indicados son de flanco a flanco. El lector debe notar que la escala de cada figura cambia para acomodar los diferentes rangos de flujo de gas a través de los cuales operan los diversos tipos de casas de bolsas.

El costo adicional del acero inoxidable 304 se usa cuando tal construcción es necesaria para prevenir que la corriente de gas de escape corroa el interior de la casa de bolsas. Todas las superficies metálicas que se encuentran en contacto con la corriente de gas de escape se sustituyen por acero inoxidable.

Los costos de aislamiento representan 3 pulgadas de fibra de vidrio instaladas en el taller y recubiertas por un forro de metal, excepto las casas de bolsas por pedido, que tienen un aislamiento instalado en el campo. Los costos de aislamiento incluyen únicamente a la estructura de flanco a flanco de la casa de bolsas en la parte exterior de todas las superficies en contacto con la corriente de gas de escape. El aislamiento para el sistema de conductos, las cajas de los ventiladores, y las torres de chimenea deben ser calculados por separado como se discutirá más adelante.

La figura 1.6 representa una casa de bolsas en servicio intermitente limpiada por un agitador mecánico.[24] Esta casa de bolsas es apropiada para operaciones que requieren una limpieza poco frecuente. Puede ser puesta fuera de operación y limpiada a tiempos convenientes, tales como al final del turno o al final del día. La figura 1.6 presenta el costo de la casa de bolsa como una función del área de tela requerida. Debido a que las casas de bolsas en servicio intermitente no requieren un compartimiento

adicional para la limpieza, las superficies en grueso y las superficies netas son iguales. La gráfica es lineal porque las casas de bolsas están fabricadas con compartimientos modulares y por esto tienen poca economía de escala.

La figura 1.7 presenta los costos para una casa de bolsas modular operada de manera continua y limpiada por un agitador mecánico.²⁶ Una vez más, el precio es gráficado contra la superficie de la tela en grueso en pies cuadrados. Los costos para estas unidades, en base a pies cuadrados, son más altos que los costos para las casas de bolsas con agitación intermitentes debido a su complejidad incrementada y su construcción generalmente más pesada.

Las figuras 1.8 y 1.9 muestran [24] casas de bolsas con cajas comunes y casas de bolsas modulares de chorro pulsante, respectivamente. Las unidades con envolturas comunes tienen todas las bolsas dentro de una envoltura caja; así, por una razón diferente a al de las unidades modulares discutida anteriormente, el costo aumenta de manera lineal con el tamaño. Debido a que la envoltura común es relativamente económica, la adición de acero inoxidable es proporcionalmente más costosa que para las unidades modulares. Los costos de material adicionales y los cargos por preparación y mano de obra asociados con el acero inoxidable, que es más difícil de trabajar, son responsables de la mayor parte del gasto adicional. La figura 1.10 muestra los costos para las casas de bolsas con cartuchos limpiadas por pulso.

Tabla 1.7: Lista de Curvas de Costo para Siete Tipos de Casas de Bolsas

Tipo de Casas de Bolsas		Figura No.
<u>Unidades Pre-ensambladas</u>		
Intermitente	Agitador (intermitente)	1,6
Continuo	Agitador (modular)	1,7
Continuo	Chorro Pulsante (caja común)	1,8
Continuo	Chorro Pulsante (modular)	1,9
Continuo	Chorro Pulsante (cartucho)	1,1
Continuo	Aire a la Inversa	1,11
<u>Unidades Ensambladas</u>		
<u>en el Campo</u>		
Continuo	Cualquier método	1,12

Las figuras 1.11 y 1-12 muestran los costos para las casas de bolsas modulares y las casas de bolsas con aire a la inversa fabricadas por pedido, respectivamente.[24] Estas últimas unidades, debido a su tamaño mayor, deben ser ensambladas en el campo. Con frecuencia son usadas en plantas generadoras de energía, molinos de acero, u otras aplicaciones demasiado grandes para las casas de bolsas ensambladas en fábrica. Los precios para las unidades con agitación fabricadas por pedido no se muestran aquí, pero se anticipa que son similares a las unidades con aire a la inversa fabricadas a pedido.

1.4.1.2 Costos de las Bolsas

La tabla 1.8 presenta el precio en 1998 por pie cuadrado de bolsas por tipo de tela y por tipo de sistema de limpieza usado. Los precios reales citados pueden variar por un ± 10 por ciento de los valores en la tabla. Cuando se estimen los costos de las bolsas para toda una casa de bolsas, se debe usar la superficie de tela en grueso tal como se determine a partir de la tabla 1.2. Los costos de tela de membrana de PFTE son una combinación del costo base de la tela y una primizia para el laminado y su aplicación. A medida que las condiciones del mercado de fibras cambia, los costos de las telas en onzas por yarda cuadrada. Los anillos a presión cosidos a la tela están incluidos en el precio, pero otros artículos para el montaje, tales como las pinzas o las jaulas, deben ser añadidos basándose en el tipo de casa de bolsas.

Tabla 1.8: Precios de Bolsas
(Segundo trimestre de 1998 \$/ft²)

Forma de Limpieza	Díametro de Bolsa (pulgadas)	Tipo de Material ^F									
		PE	PP	NO	HA	FG	CO	TF	P8	RT	NX
Chorro Pulsante, TR ^b	4-1/2 to 5-1/8	0.75	0.81	2.17	1.24	1.92	NA	12.21	4.06	2.87	20.66
	6 to 8	0.67	0.72	1.95	1.15	1.60	NA	9.70	3.85	2.62	NA
Chorro Pulsante, BBR	4-1/2 to 5-1/8	0.53	0.53	1.84	0.95	1.69	NA	12.92	3.60	2.42	16.67
	6 to 8	0.50	0.60	1.77	0.98	1.55	NA	9.00	3.51	2.30	NA
Chorro Pulsante, Cartucho ^c	4-7/8	2.95	NA	6.12	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA
	6-1/8	1.53	NA	4.67	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA
Agitación, <i>Strap top</i>	5	0,63	0,88	1,61	1,03	NA	0,7	NA	NA	NA	NA
Agitación, <i>Loop top</i>	5	0,61	1,01	1,53	1,04	NA	0,59	NA	NA	NA	NA
Aire a la Reversa con anillos	8	0.63	1.52	1.35	NA	1.14	NA	NA	NA	NA	NA
	11-1/2	0.62	NA	1.43	NA	1.01	NA	NA	NA	NA	NA
Aire a la Reversa sin anillos	8	0.44	NA	1.39	NA	0.95	NA	NA	NA	NA	NA
	11-1/2	0.44	NA	1.17	NA	0.75	NA	NA	NA	NA	NA

NA = No aplicable.

Tabla 1.8: (Cont.)

^aMateriales:

PE = 16-onza poliéster	CO = 9-onza algodón
PP = 16-onza polipropileno	TF = 22-oz felpa de Teflón
NO = 14-onza <i>Nomex</i>	P8 = 16-oz P84
HA = 16-onza homopolímero acrílico	RT = 16-oz <i>Ryton</i>
FG = 16-onza fibra de vidrio con 10% Teflón	NX = 16-oz <i>Nextel</i>

^bMétodos para remover bolsas:

TR = Remoción de bolsa desde arriba (<i>snap in</i>)
BBR = Remoción de bolsa desde abajo (<i>bottom bag removal</i>)

^cCostos para cartuchos de 12.75-*in.* diámetro por 26-*inch* de largo son \$59.72 para una mezcla de poliéster/celulosa (\$0.26/ft² para 226 ft²) y \$126.00 for poliéster de enlace *spunbonded* (\$1.26/ft² para 100 ft²).

NOTA: Para las casas de bolsas tipo chorro pulsante, todas las bolsas son felpas salvo la fibra de vidrio, la cual está tejida. Para las casas de bolsas tipo chorro pulsante con acceso de abajo, se puede calcular el precio para una jaula de acero de carbón para una jaula de 4 1/2-*inch* de diámetro o una jaula de 5 5/8-*inch* de diámetro de la superficie de una sola bolsa utilizando dos juegos de ecuaciones, respectivamente. La forma de la ecuación $5.6542 \text{ ft}^2 \wedge (0.4018)$ significa $5.6542 \times \{\text{ft}^2 \text{ elevado al poder } (0.4018)\}$.

Jaulas de 4-1/2 inches por 8 ft:

\$ = $7.8444 \wedge (0.0355 \text{ ft}^2)$, juegos de 25
\$ = $6.0211 \wedge (0.0423 \text{ ft}^2)$, juegos de 50
\$ = $4.2635 \wedge (0.0522 \text{ ft}^2)$, juegos de 100
\$ = $3.4217 \wedge (0.0593 \text{ ft}^2)$, juegos de 500

Jaulas de 5-5/8 inches por 10 ft:

\$ = $5.6542 \text{ ft}^2 \wedge (0.4018)$, juegos de 25
\$ = $4.3080 \text{ ft}^2 \wedge (0.4552)$, juegos de 50
\$ = $3.0807 \text{ ft}^2 \wedge (0.5249)$, juegos de 100
\$ = $2.5212 \text{ ft}^2 \wedge (0.5686)$, juegos de 500

Estos costos se aplican a jaulas de 8 pies por 10 pies construidas de acero de carbón de calibre 11 y hechas con 10 alambres verticales y tapones “*Roll Band.*” Para collar “*snap-band*” con venturi integral, hay que agregar \$6.00 por jaula para acero de carbón y \$13.00 por jaula para acero inoxidable. Para jaulas de acero inoxidable utiliza:

\$ = $8.8486 + 1.5734 \text{ ft}^2$, juegos de 25	\$ = $21.851 + 1.2284 \text{ ft}^2$, juegos de 25
\$ = $6.8486 + 1.5734 \text{ ft}^2$, juegos de 50	\$ = $8.8486 + 1.2284 \text{ ft}^2$, juegos de 50
\$ = $4.8466 + 1.5734 \text{ ft}^2$, juegos de 100	\$ = $8.8486 + 1.2284 \text{ ft}^2$, juegos de 100
\$ = $3.8486 + 1.5734 \text{ ft}^2$, juegos de 500	\$ = $8.8486 + 1.2284 \text{ ft}^2$, juegos de 500

Para casas de bolsas con agitación o con aire a la reversa, todas las bolsas son tejidas. Todos los precios son para bolsas terminadas, y los precios pueden variar de un proveedor de otro. Para determinar los precios de bolsas de membrana, hay que multiplicar el precio de base de tela por factores de 3 a 4.5.

Fuente: ETS Inc.[24]

1.4.1.3 Equipo Auxiliar

La figura 1.1 muestra el equipo auxiliar, el cual se discute en otras partes del *Manual*. Debido a que las campanas de ventilación, el sistema de conductos, los pre-enfriadores, los ciclones, los ventiladores, los motores, el equipo para la remoción de polvo y las torres de chimenea son comunes a muchos sistemas para el control de contaminante, se les da (o se les dará) un tratamiento extenso en capítulos por separado. Por ejemplo, el capítulo 10 proporciona los procedimientos para la determinación del tamaño y del costo y los datos para las campanas de ventilación, sistema de conductos, y torres de chimenea.

1.4.2 Costo Adquirido Total

El *total purchased cost* (costo adquirido total) del sistema de filtros de tela es la suma de los costos de la casa de bolsas, las bolsas, y el equipo auxiliar; los instrumentos y los controles, los impuestos, y el transporte. Los instrumentos y los controles, los impuestos, y el transporte por lo general son tomados como porcentajes del costo total estimado de los tres primeros factores. Los valores típicos, tomados del capítulo 2, son del 10 por ciento para los instrumentos y los controles, el 3 por ciento para impuestos, y el 5 por ciento para transporte.

El costo de las bolsas varía desde menos del 15 por ciento a más del 100 por ciento del costo de la casa de bolsas austera (la casa de bolsas son bolsas o auxiliares), dependiendo del tipo de tela requerido. Esta situación no hace aconsejable que se estime el costo adquirido en total sin estimar por separado los costos de la casa de bolsas y las bolsas, y disuade del uso de un factor único para estimar un costo de la casa de bolsa y las bolsas combinadas.

1.4.3 Inversión de Capital Total

La *total capital investment - TCI* (inversión de capital total) es la suma de tres costos: el *purchased equipment cost - PEC* (costo del equipo adquirido), los *direct installation costs - DC* (costos directos de instalación) y los *indirect installation costs - IC* (costos indirectos de instalación). Los actores necesarios para estimar la *TCI* se presentan en la tabla 1.9. Los factores en la tabla 5.9 pueden ser demasiado grandes para los filtros de tela “embalados”—aquellas casas de bolsas pre-ensambladas que consisten de compartimientos, bolsas, ventilador de gas residual y motor, e instrumentos y controles. Debido a que estas unidades embaladas requieren muy poca instalación, sus costos de instalación serían más bajos (del 20 al 25 por ciento del costo del equipo adquirido). Debido a que los costos de bolsas afectan el costo del equipo adquirido en total, los factores de costo en la tabla 1.9 pueden causar la sobre-estimación de la inversión capital total cuando se usan bolsas costosas. El uso de los componentes de acero inoxidable también puede causar la sobre-estimación. Debido a que las casas de bolsas varían en tamaño, los factores específicos para la preparación del sitio o para las edificaciones no son presentados. Los costos para los edificios pueden ser obtenidos de referencias tales como *Means Construction Cost Data 1998*[25] (Información sobre los Costos de Construcción de los Medios de Means). El terreno, el capital de trabajo, y las instalaciones fuera de línea no se requieren normalmente y han sido excluidos de la tabla. Cuando sea necesario, estos costos pueden ser estimados.

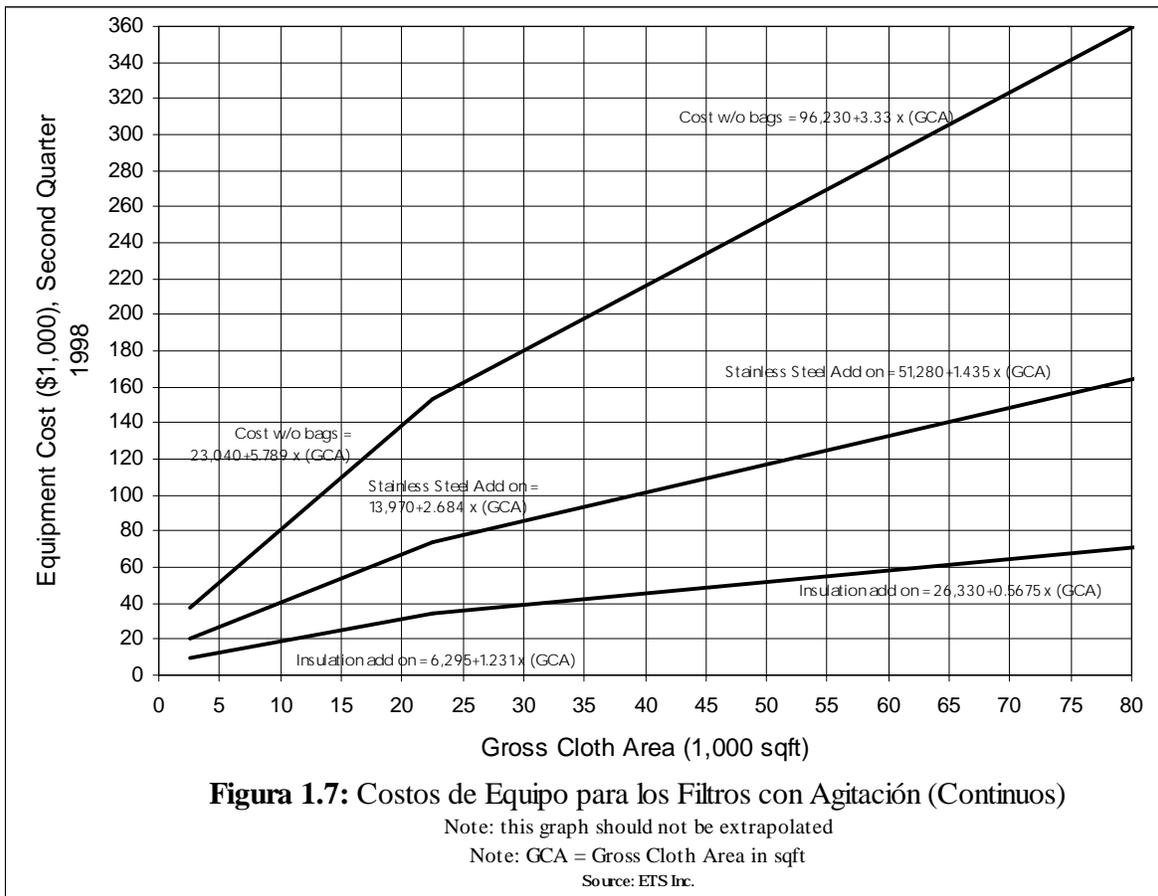
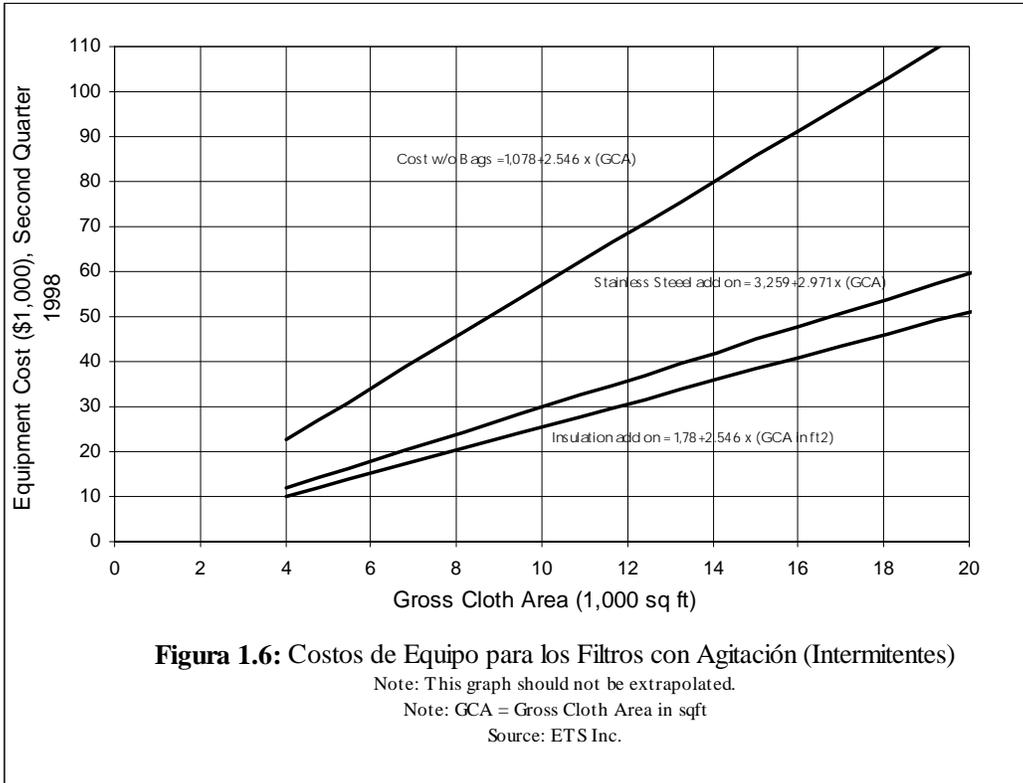
Tabla 1.9: Factores de Costo de Capital para Filtros de Tela ^a

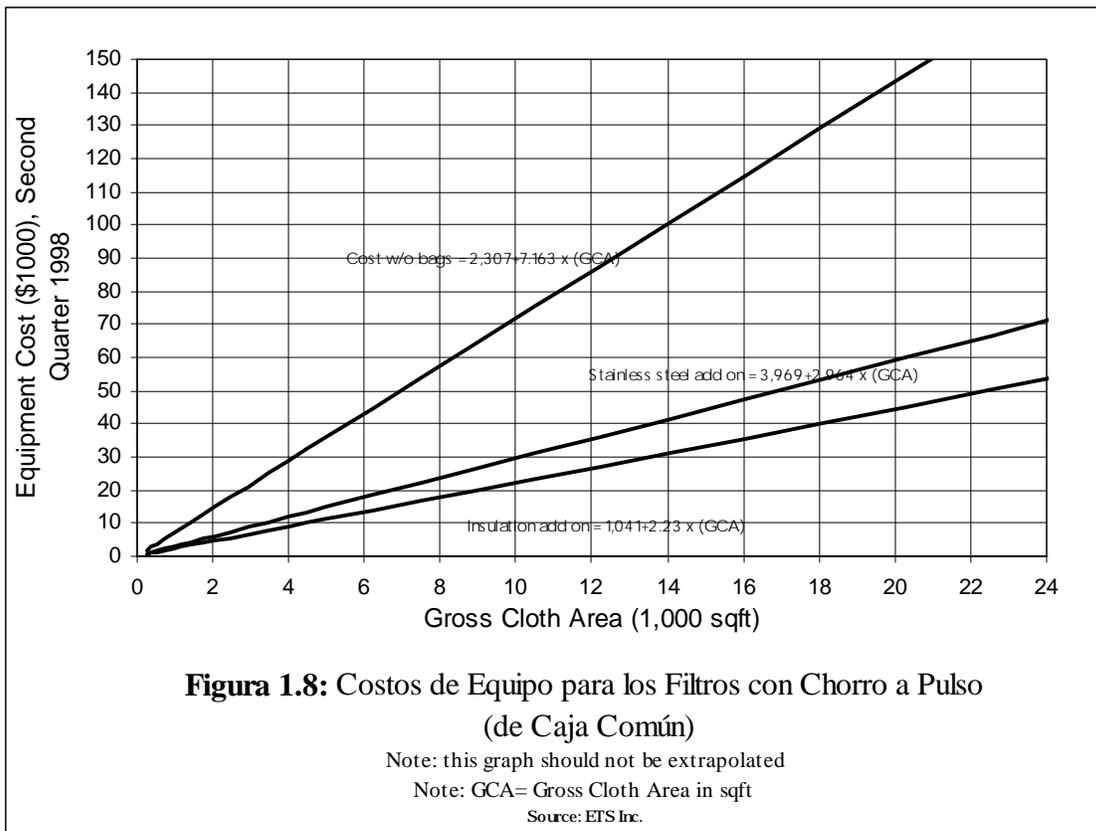
Elementos de Costo	Factor
Costos Directos - DC	
Costos de Equipo Adquirido	
Filtro de tela (costo de equipo) + bolsas + equipo auxiliar	Tal como sea estimado, A
Instrumentación	0.10 A
Impuestos sobre la venta	0.03 A
Transporte	<u>0.05 A</u>
Costo de Equipo Adquirido (PEC)	B = 1.18 A
Costos Directos de Instalación	
Cimientos y soportes	0.04 B
Manejo y erección	0.50 B
Sistema eléctrico	0.08 B
Tubería	0.01 B
Aislamiento para el sistema de conductos ^b	0.07 B
Pintura ^c	<u>0.04 B</u>
Costo Directo de Instalación	0.74 B
<i>Site preparation</i> - SP (preparación del sitio)	Tal como sea requerido, SP
Edificaciones	Tal como sea requerido, Edif.
Costo Directo Total (DC)	1.74 B + SP + Edif.
Costos Indirectos - IC (instalación)	
Ingeniería	0.10 B
Gastos de construcción y campo	0.20 B
Honorarios del constructor	0.10 B
Inicio de obra	0.01 B
Prueba de rendimiento	0.01 B
Contingencias	<u>0.03 B</u>
Costo Indirecto Total (IC)	0.45 B
Inversión de Capital Total (TCI) = DC + IC	2.19 B + SP + Edif.

a Referencia [24], revisada

b Costos del sistema de conductos y la chimenea, incluyendo los costos del aislamiento, pueden ser obtenidos del capítulo 10 del manual. Este factor de instalación se refiere únicamente a el aislamiento de las cajas de los ventiladores y otros auxiliares, excepto los sistemas de conductos y las torres de chimenea.

c El uso incrementado de recubrimientos especiales pudiera aumentar este factor hasta 0.6 B o más. [Los factores presentados en la tabla 5.8 son para las condiciones de instalación promedio. Se puede observar una variación considerable con otras circunstancias de instalación diferentes del promedio.]





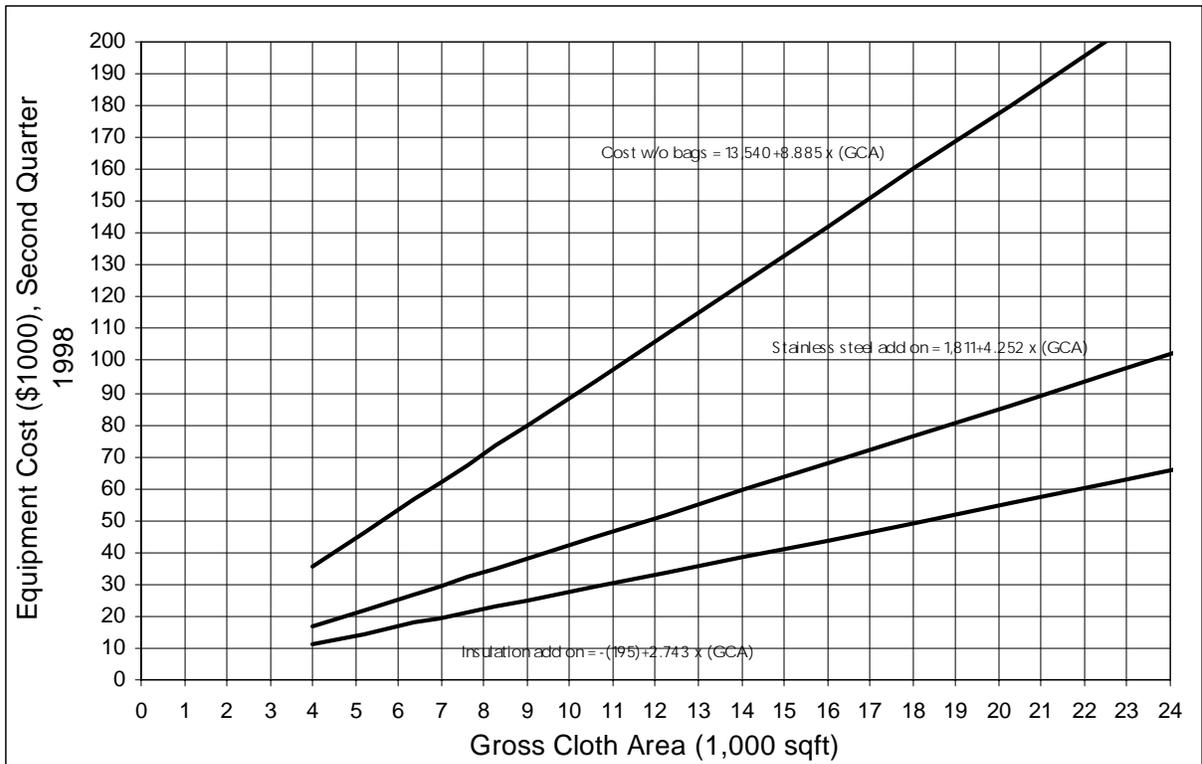


Figura 1.9: Costos de Equipo para los Filtros con Chorro a Pulso (Modulares)

Note: this chart should not be extrapolated

Note: GCA= Gross Cloth Area in sqft

Source: ETS Inc.

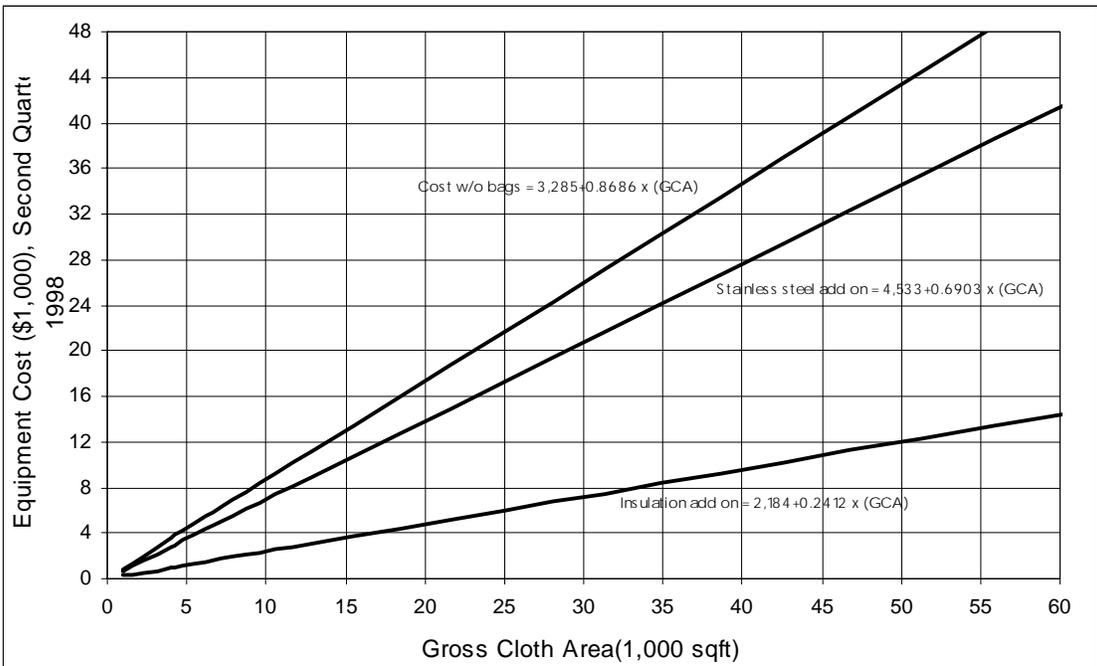


Figura 1.10: Costos de Equipo para los Filtros con Cartuchos

Note: this graph should not be extrapolated

Note: GCA= Gross Cloth Area in sqft

Source: ETS Inc.

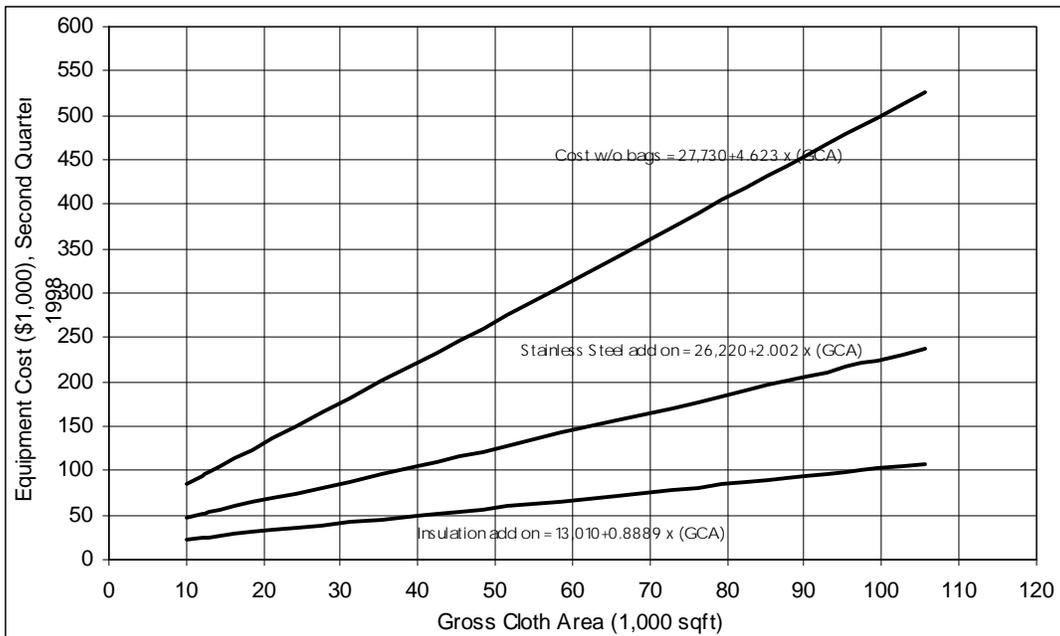


Figura 1.11: Costos de Equipo para los Filtros con Aire a la Inversa (Modulares)

Note: this graph should not be extrapolated

Note GCA= Gross Cloth Area in sqft

Source: ETS Inc.

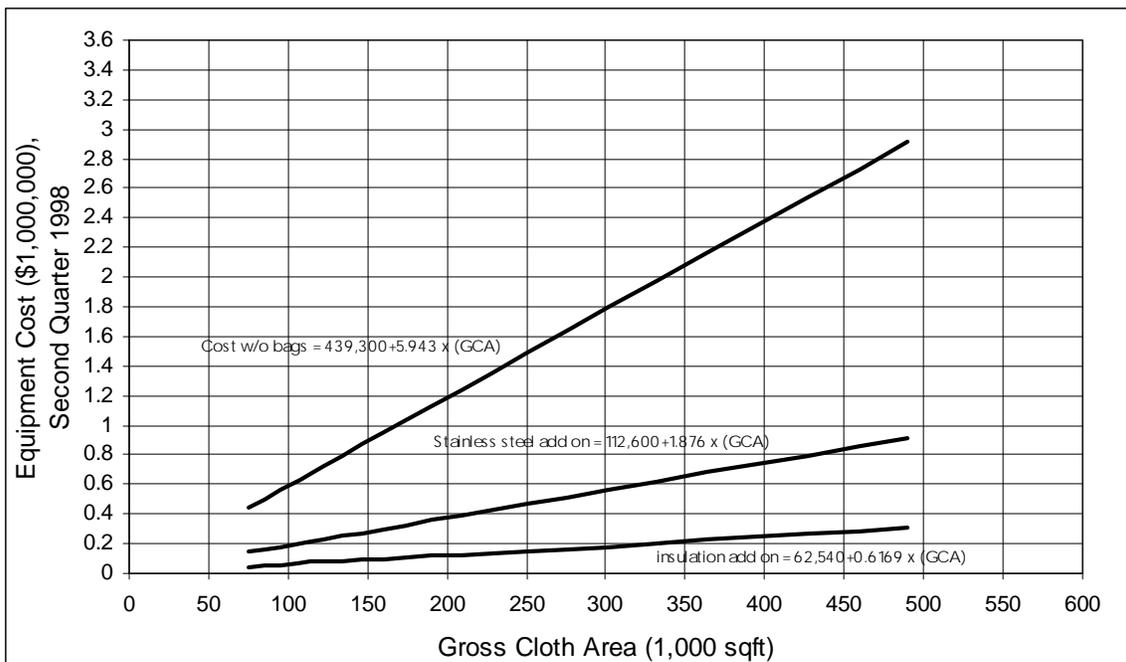


Figura 1.12: Costos de Equipo para los Filtros con Aire a la Inversa (Fabricados por pedido)

Note: this graph should not be extrapolated

Note GCA= Gross Cloth Area in sqft

Source: ETS Inc.

1.5 Estimando los Costos Anuales Totales

1.5.1 Costo Directo Anual

Los *direct annual costs* (costos directos anuales) incluyen la mano de obra de operación y de supervisión, los materiales para la operación, las bolsas de repuesto, el mantenimiento (la mano de obra y los materiales), los servicios, y el desecho del polvo. La mayoría de estos costos se discuten individualmente a continuación. Varían con la localización y el tiempo y, por esta razón, deben ser obtenidos para adecuarse al sistema específico de casa de bolsas que está siendo presupuestado. Por ejemplo, las tarifas de mano de obra en la actualidad se pueden obtener de publicaciones tales como *Monthly Labor Review*, publicado por *Bureau of Labor Statistics (BLS)*, del *U.S. Department of Labor*, el Departamento del Trabajo de los Estados Unidos, u obtenidos del sitio en la red mundial del *BLS* en: <http://stats.bls.gov>.

1.5.1.1 Mano de Obra de Operación y de Supervisión

Los requisitos típicos de la mano de obra de operación son de 2 a 4 horas por turno para un amplio rango de tamaños de filtros.[26] Cuando los filtros de tela son operados para satisfacer las regulaciones de *Maximum Achievable Control Technology - MACT* (Máxima Tecnología de Control Alcanzable), es probable que el límite superior del rango es adecuado. Las unidades pequeñas o de buen rendimiento pueden requerir menos tiempo, mientras que las unidades muy grandes o problemáticas pueden requerir más. La mano de obra supervisora se cotiza al 15 por ciento de la mano de obra de operación.

1.5.1.2 Materiales de Operación

Por lo general no se requieren materiales para la operación de las casas de bolsas. Una excepción es el uso de materiales para recubrimiento inyectados en el lado de entrada de la casa de bolsas para proporcionar una capa protectora de polvo sobre las bolsas cuando partículas pegajosas o corrosivas pudieran dañarlas. Los adsorbentes pueden ser inyectados de manera similar cuando la casa de bolsas es usada para la remoción simultánea de partículas y gas. Los costos para estos materiales deben ser incluidos en base a los dólares-por-masa (por ejemplo, en dólares por tonelada).

1.5.1.3 Mantenimiento

La mano de obra de mantenimiento varía de 1 a 2 horas por turno. [26] Tal como con la mano de obra de operación, estos valores pudieran ser reducidos o excedidos dependiendo del tamaño y la dificultad de operación de una unidad en particular. La parte superior del rango puede ser requerida para que la operación satisfaga las regulaciones *MACT*. Los costos de los materiales para mantenimiento se suponen iguales a los costos de la mano de obra de mantenimiento.[26]

1.5.1.4 Partes de Reemplazo

Las partes de reemplazo consisten de las bolsas de filtro, las que tienen una vida de operación típica de alrededor de 2 a 4 años. La fórmula siguiente se usa para calcular el costo de reemplazo de las bolsas:

$$CRC_B = (C_B + C_L) \times CRF_B \quad (1.13)$$

en donde

- CRC_B = costo de la recuperación del capital de las bolsas (\$ dólares/año)
- C_B = costo inicial de las bolsas incluyendo impuestos y transporte (\$ dólares)
- C_L = costo de mano de obra para el reemplazo de las bolsas (\$ dólares)
- CRF_B = *capital recovery factor* (factor de recuperación del capital - definido en el capítulo 2) cuyo valor es una función de la tarifa de interés anual y la vida útil de las bolsas (por ejemplo, para una tarifa de interés del 7 por ciento y una vida de 2 años, $CRF_B = 0.5531$.)

El costo de la mano de obra para el reemplazo de las bolsas (C_L) depende del número, tamaño, y tipo de bolsas; su accesibilidad; cómo se encuentran conectadas a la lámina-tubo de la casa de bolsas; y otros factores específicos al sitio que aumentan o disminuyen la cantidad de mano de obra requerida. Por ejemplo, una casa de bolsas con aire a la inversa probablemente requiera de 10 a 20 minutos-persona para cambiar una bolsa de 8 pulgadas por 24 pies que está sujeta en su sitio por medio de pinzas. Basándose en una superficie de filtrado de aproximadamente 50 pies cuadrados y una tarifa de mano de obra de \$29.15 dólares. por hora (incluyendo los gastos generales), C_L sería \$0.10 a \$0.19 dólares. por pie cuadrado de superficie de bolsa. Como muestra la tabla 5.8, para algunas bolsas (por ejemplo, las bolsas de poliéster), este rango de C_L constituiría una fracción del costo adquirido. Para los chorros de pulso el tiempo sería de 5 a 10 minutos-persona para una bolsa de 5 pulgadas por 10 pies en una casa de bolsas con acceso por la parte superior se contrarresta parcialmente recortando la cantidad de tela en la casa de bolsas, pero puede existir una mayor cantidad de las bolsas más pequeñas. Estos tiempos de reemplazo de bolsas están basados en el cambio de un mínimo de un módulo entero y en tener diseños típicos de casas de bolsas. Los tiempos serían significativamente más largos si sólo unas pocas bolsas se fueran a reemplazar o si el diseño para conectar o accesar las bolsas fuera atípico. Se toma alrededor de 4 minutos para reemplazar un cartucho en las casas de bolsas con montaje horizontal. Las casas de bolsas de estilo antiguo con montaje vertical y tubos de soplado a través de los cartuchos toma alrededor de 20 minutos por cartucho.

La metodología del *OAQPS Control Cost Manual* (el Manual para el Control de Costos de la *OAQPS*) trata a las bolsas y a la mano de obra para el reemplazo de bolsas como una inversión amortizada sobre la vida útil de las bolsas, mientras que el resto del sistema de control es amortizado sobre su vida útil, típicamente de 20 años (véase la subsección 1.4.2). Los valores de los factores para la recuperación del capital para bolsas con diversas vidas útiles pueden ser calculados a partir de la ecuación 1.3.

1.5.1.5 Electricidad

La electricidad se requiere para operar los ventiladores del sistema y el equipo de limpieza. La potencia del ventilador de gas primario puede ser calculada a partir de la ecuación 1.7, sustituyendo en esta ecuación una eficiencia combinada de ventilador y motor de 0.65 y una gravedad específica de 1.000. Obtenemos:¹

$$Potencia_{ventilador} = 0.000181 Q(\Delta P)\theta \quad (1.14)$$

en donde

$$\begin{aligned} Potencia_{ventilador} &= \text{requisito de potencia del ventilador (kW-hora por año)} \\ Q &= \text{velocidad de flujo del sistema (pies cúbicos reales por minuto)} \\ \Delta P &= \text{caída de presión del sistema (pulgadas de H}_2\text{O)} \\ \theta &= \text{tiempo de operación (horas por año)} \end{aligned}$$

La energía de limpieza para sistemas de aire a la inversa puede ser calculada (usando la ecuación 1.14) a partir del número de compartimientos a ser limpiados a la vez (generalmente uno, a veces dos), y la relación de gas-a-tela a la inversa (a partir de alrededor de una dos veces la relación de gas-a-tela hacia adelante). La caída de presión del aire a la inversa varía hasta 6 o 7 pulgadas de H₂O dependiendo de la localización del punto de levantamiento de levantamiento del ventilador (antes o después del ventilador principal del sistema).² El ventilador de aire a la inversa por lo general opera de manera continua.

El consumo típico de energía en kilovatios-hora por año para un sistema con agitación operado 8 760 horas al año puede ser calculado a partir de:[5]

$$P = 0.053 A \quad (1.15)$$

donde

$$A = \text{superficie de tela en grueso (pies cuadrados)}$$

1.5.1.6 Combustible

Los costos de combustible deben ser calculados si la casa de bolsas o el sistema de conductos asociado se calienta para prevenir la condensación. Estos costos pueden ser significantes, pero pueden ser difíciles de predecir. Para obtener información acerca de métodos para calcular los requisitos para la transferencia de calor, véase la referencia de Perry.³

1.5.1.7 Agua

El enfriamiento de los gases de proceso a temperaturas aceptables para telas en uso puede ser logrado mediante la dilución con aire, la evaporación con agua, o el intercambio de calor con equipo normal. El

⁵Típicamente, el 8 por ciento del costo inicial de las bolsas.

equipo de evaporación y el intercambio de calor normal requiere el consumo de la agua de la planta, aunque los costos generalmente no son significantes. La sección 4.4 del capítulo 4 proporciona información sobre la estimación de los costos del agua para enfriamiento.

1.5.1.8 Aire Comprimido

Los filtros de chorro a pulso usan aire comprimido a presiones desde alrededor de 60 a 100 libras por pulgada cuadrada en válvula, *psig*. El consumo típico es de alrededor de 2 pies cúbicos estándares por minuto por 1 000 pies cúbicos por minuto de gas filtrado. Por ejemplo, una unidad que filtra 20 000 pies cúbicos por minuto de gas usa alrededor de 40 pies cúbicos estándar por cada minuto que el filtro es operado. Para cada pulso, los filtros de cartucho con telas no tejidas usan 10 pies cúbicos estándares por minuto por 1 000 pies cuadrados o 14 pies cúbicos estándares por minuto por 1 000 pies cuadrados a una presión de pulso de 60 *psig* o 90 *psig*, respectivamente, en un diseño del fabricante.⁴ Al usar medios de papel, las cantidades de aire son de 1.7 y 2.2 pies cúbicos estándares por minuto por 1 000 pies cuadrados a las presiones respectivas. La frecuencia de los pulsos varía dentro de un rango de alrededor de 5 a 15 minutos. Un costo típico para el aire comprimido es de \$0.25 dólares. por 1 000 pies cúbicos estándares en dólares de 1998.

1.5.1.9 Desecho del Polvo

Si el polvo recolectado no puede ser recolectado o vendido, debe ser desechado en un relleno sanitario o en alguna otra manera. Los costos de desecho son específicos al sitio, pero típicamente van de \$35 to \$55 dólares por tonelada en basureros municipales en el estado de Pennsylvania, Estados Unidos, excluyendo la transportación (véase la sección 2.4 del capítulo 2). Pueden estar disponibles costos menores para operaciones industriales con contratos de desecho a largo plazo. El desecho de los residuos peligrosos pueden costar \$150 dólares por tonelada o más.

1.5.2 Costo Indirecto Anual

Los costos indirectos anuales incluyen la recuperación del capital, los impuestos de la propiedad, la aseguranza, los costos administrativos («G&A»), y los gastos generales. El costo de la recuperación del capital se basa en la vida del equipo y la tarifa de interés anual empleada. (Véase el capítulo 2 para una discusión del costo de la recuperación del capital y las variables que la determinan). Para los filtros de tela, la vida del sistema varía de 5 a 40 años, siendo típicamente de 20 años.[26] Sin embargo, esto no se aplica a las bolsas, las cuales por lo general tienen vidas mucho más cortas. (Véase la sección 1.5.1.) Por lo tanto, uno debe basar las estimaciones del costo de recuperación del capital del sistema en el costo de capital instalado, menos el costo de reemplazar las bolsas (o sea, el costo adquirido de las bolsas más el costo de la mano de obra necesaria para reponerlas). Algebraicamente:

$$CRC_s = [TCI - C_B - C_L]CRF_s \quad (1.16)$$

en donde

- CRC_s = costo de la recuperación del capital para el sistema de filtros de tela (\$ dólares por año).
 TCI = inversión de capital total (\$ dólares)
 C_B = costo inicial de las bolsas incluyendo los impuestos y la transportación (\$ dólares)⁵
 C_L = costo de la mano de obra para el reemplazo de las bolsas (\$ dólares)
 CRF_s = factor de recuperación del capital para un sistema de filtros de tela (definido en el capítulo 2).

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

El factor sugerido a usar para los impuestos de propiedad, la aseguranza, y los cargos administrativos es del 4 por ciento de la TCI (véase el capítulo 2). Finalmente, los gastos generales se calculan como el 60 por ciento de los materiales de mano de obra (de operación, supervisora, y de mantenimiento) y de mantenimiento.

1.5.3 Créditos por Recuperación

Para los procesos que pueden usar de nuevo el polvo recolectado en la casa de bolsas o que pueden vender el polvo (por ejemplo, la ceniza flotante que se vende como un extendedor para las mezclas para pavimentar), se debe tomar un *recovery credit* - RC (crédito por recuperación). Tal como se usó en la ecuación 5.17, este crédito (RC) debe restarse del *total annual cost* - TAC (costo anual total).

1.5.4 Costo Total Anual

El costo anual de ser propietario y operar un sistema de filtros de tela es la suma de los componentes enumerados en las secciones 1.4.1 a 1.5.3, o sea:

$$CRC_s = [TCI - C_B - C_L]CRF_s \quad (1.17)$$

donde

- TAC = costo anual total (\$ dólares)
 DC = costo directo anual (\$ dólares)
 IC = costo indirecto anual (\$ dólares)
 RC = créditos de recuperación (anual) (\$ dólares)

1.6 Problema de Ejemplo

Supóngase que se requiere una casa de bolsas opera controlar las emisiones de ceniza flotante provenientes de una caldera alimentada por carbón. La corriente de gas es de 50 000 pies cúbicos reales por minuto a 325 °F y tiene un cargado de ceniza de 4 gramos por pie cúbico real. El análisis de la ceniza muestra un diámetro de masa medio de 7 micras. Supóngase que la casa de bolsas opera 8 640 horas al año (360 días).

La relación de “*gas-to-cloth*” - G/C (gas-a-tela) puede ser tomada de la tabla 1.1 como 1.5, para las telas tejidas en casas de bolsas con agitación o con aire a la inversa; o 5, para felpas usadas en las casas de bolsas de chorro pulsante. Si se usará un método por factores para estimar G/T , la tabla 1.3 para los agitadores generaría los siguientes valores: $A = 2$, $B = 0.9$, y $C = 1.0$. La relación de gas-a-tela sería de:

$$2 \times 0.9 \times 1.0 = 1.8.$$

Este valor también puede ser usado para la limpieza por aire a la inversa. Para una unidad de chorro pulsante, la tabla 1.4 da un valor de 9.0 para el factor “A” y 0.8 para el factor “B”. La ecuación 1.11 se vuelve:

$$\begin{aligned} V &= 2.878 \times 9.0 \times 0.8(275)^{-0.2335} (4)^{-0.06021} (0.7471 + 0.0853 \ln 7) \\ &= 4.69 \end{aligned}$$

Debido a que este valor es tanto más grande que la relación G/C en agitadores/aire a la inversa, concluimos que la casa de bolsas de chorro pulsante sería el diseño menos costoso. Esta conclusión se basa en la inferencia de que una relación G/C mucho más grande generaría un capital más bajo y, a su vez, costos anuales más bajos. Sin embargo, para hacer una selección más rigurosa, necesitaríamos calcular y comparar los costos anuales totales de todos los tres diseños de casas de bolsas (suponiendo que todos los tres fueran aceptables técnicamente). Se invita al lector a que haga esta comparación. Se puede encontrar una discusión adicional de los efectos de los aumentos de la relación G/C , y sus aumentos en la caída de presión que los acompañan, sobre los costos anuales totales en la referencia [30]⁵. Supóngase que el uso de la limpieza en línea en una estructura de caja común y, debido a la alta temperatura de operación, el uso de bolsas de filtro de vidrio (véase la tabla 1.6).⁶ A una relación de gas-a-tela de 4.69, la tela requerida es ⁷:

$$50,000 \text{ pies cúbicos reales por minuto} / 4.69 \text{ pies por minuto} = 10,661 \text{ pies cuadrados.}$$

⁵ De manera adicional, COST-AIR - la hoja de trabajo para el control de costos para filtros de tela calcula los costos de capital y anuales para todos los tres diseños. Las hojas COST-AIR se pueden descargar a un disco en: <http://www.epa.gov/ttn/catc/products.html#cccinfo>.

⁶ Tal como se muestra en la tabla 1.6, otros materiales de bolsa (*e.g.*, *Nomex*) también podrían tolerar esta temperatura de operación. Pero la fibra de vidrio es la menos costosa en base al costo de adquisición. Para ambientes pesados, una bolsa más costosa pero más durable pudiera costar menos en base al costo anual total.

⁷ Esta es el área total (en grueso) de bolsas requerida. No se ha aplicado ningún factor de ajuste aquí, porque ésta es una unidad de chorro a pulso con una caja envoltura común que es limpiada continuamente durante su operación. De esta manera, no se necesita un compartimiento de bolsas adicional, y las áreas en grueso total y netas son iguales.

A partir de la figura 1.8, el costo de la casa de bolsas (con diseño de “caja común”) es:

$$Costo = 2,307 + 7.163(10,661) = \$78,672$$

El aislamiento es requerido. El costo de adición del aislamiento a partir de la figura 1.4 es:

$$Costo = 1,041 + 2.23(10,661) = \$24,815$$

A partir de la tabla 1.8, los costos de las bolsas son de \$1.69 dólares. por pie cuadrado para bolsas de 5-1/8 pulgadas de diámetro removidas por la parte inferior. El costo total de las bolsas es:

$$10,661 \text{ pies cuadrados} \times \$1.69 \text{ dólares por pie cuadrado} = \$18,017 \text{ dólares.}$$

Para jaulas de 10 pies de longitud:

$$\text{area de tela por jaula} = \frac{\left(5 \frac{1}{8} \text{ in}\right)}{\left(12 \frac{\text{in}}{\text{ft}}\right)} \times \pi \times 10 \text{ ft} = 13.42 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{el numero de jaulas} &= \frac{(10,661 \text{ ft}^2)}{(13.42 \text{ ft}^2)} \\ &= 795 \text{ jaulas (redondeado al proximo entero)} \end{aligned}$$

De la tabla 1.7, el costo de las jaulas individuales es:

$$2.5212 \times 13.42 \text{ pie cuadrado (0.5686)} = \$11,037 \text{ dólares.}$$

El costo total de las jaulas es:

$$795 \text{ jaulas} \times \$11,037 \text{ dólares/ jaula} = \$8,774.$$

Suponiendo que los siguientes costos auxiliares han sido estimados a partir de los datos en otras partes del *Manual*:

Sistema de Conductos	\$19,000 dólares.
Ventilador	\$19,000
Motor	\$12,000
Encendedor	\$4,700
Amortiguadores	\$9,800
Compresor	\$8,000
Transportador de Tornillo	\$5,000
Chimenea	<u>\$12,000</u>
Total	\$89,500

Los costos directos para el sistema de filtro de tela, basándose en los factores en la tabla 1.9, se presentan en la tabla 1.10. (Una vez más, suponemos que los costos de la preparación del sitio y de los edificios es insignificante.) La inversión de capital total es de \$569,000 dólares. La tabla 1.11 presenta los costos anuales directos e indirectos, tal como se calculan con los factores presentados en la sección 1.51. Para la mano de obra de reemplazo de bolsas, supónganse 10 minutos por bolsa para cada una de las 795 bolsas. A una tarifa de obra de mantenimiento de \$29.65 dólares (incluyendo los gastos generales), el costo por mano de obra es de \$3 943 dólares por 133 horas. Se supone que las bolsas y jaulas serán repuestas cada 2 años. El costo del reemplazo se calcula usando la ecuación 1.13.

La caída de presión (para los costos de energía) puede ser calculada a partir de las ecuaciones 1.8 y 1.9, con los siguientes valores supuestos:

$$K_2 = 15 \frac{\frac{in \ H_2O}{1(ft/min)}}{\frac{lb}{ft^2}}$$

$$P_j = 100 \text{ } \textit{psig}$$

$$\text{intervalo de limpieza} = 10 \textit{ } \textit{min}$$

Además suponemos que una relación G/C de 4.69 pies por minuto es una buena estimación de la velocidad superficial promedio sobre la duración del ciclo de filtrado.

$$\begin{aligned}
W_o &= C_i V \theta \\
&= 4 \frac{gr}{ft^3} \times \frac{1lb}{7,000 gr} \times 4.69 \frac{ft}{min} \times 10min \\
&= 0.0268 \frac{lb}{ft^2}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta P &= 6.08 \times 4.69 \frac{ft}{min} \times (100 \text{ psig})^{-0.65} \\
&+ 15 \frac{\frac{inH_2O}{ft/min}}{lb/ft^2} \times 0.0268 \frac{lb}{ft^2} \times 4.69 \frac{ft}{min} \\
&= 3.32 \text{ plg } H_2O \text{ a traves de la tela (totalmente cargada).}
\end{aligned}$$

Se supuso que la estructura de la casa de bolsas y el sistema de conductos contribuyen 3 y 4 pulgadas de H₂O adicionales, respectivamente. La caída de presión en total es, por lo tanto, de 10.3 pulgadas.

El costo anual es \$474,000 dólares., 39 por ciento del cual es para el desecho de la ceniza. Si se pudiera encontrar un mercado para la ceniza flotante, el costo anual total descendería a \$274,000 (\$474,000 – \$185,000 – \$14,800) dólares., o el 58 por ciento del costo cuando no existe ningún mercado. Claramente, el costo anual total es extremadamente sensitivo al valor seleccionado para el costo del desecho del polvo en este caso. En este caso y en otros similares, este valor debe ser seleccionado con cuidado.

Tabla 1.10 Costos de Capital de un Sistema de Filtro de Tela -
Problema de Ejemplo (\$ del 2º trimestre de 1998)

Artículo de Costo	Costo
Costos Directos - DC	
Costos del Equipo Adquirido	
Filtro de Tela (con aislamiento)(costo de equipo)	\$103,847
Bolsas y Jaulas	26,791
Equipo Auxiliar	<u>89,500</u>
Suma = A	\$220,138
Instrumentación, 0.1A	22,014
Impuesto sobre la Venta, 0.03A	6,604
Transportación, 0.05A	<u>11,007</u>
Costos del equipo adquirido, B	\$259,763
Costos de la Instalación Directa	
Cimientos y Soportes, 0.04B	10,391
Manejo y erección, 0.50B	129,882
Sistema Eléctrico, 0.08B	20,781
Tubería, 0.01B	2,598
Aislamiento para el Sistema de Conductos, 0.07B	18,183
Pintura, 0.04B	<u>10,391</u>
Costo de la instalación directa	192,226
Preparación del Sitio	-
Instalaciones y Edificios	-
Costo Directo Total - DC	\$451,989
Costos Indirectos (instalación)	
Ingeniería, 0.10B	25,976
Gastos de Construcción y de Campo, 0.20B	51,953
Honorarios del Contratista, 0.10B	25,976
Inicio de la Obra, 0.01B	2,598
Prueba de Rendimiento, 0.01B	2,598
Contingencias, 0.03B	<u>7,793</u>
Costo Indirecto Total - IC	\$116,894
Inversión de Capital Total (redondeada) - TCI	\$569,000

Tabla 1.11 Costos Anuales de un Sistema de Filtro de Tela -
Problema de Ejemplo (\$ del 2º trimestre de 1998)

Componente del Costo	Cálculos	Costo
Costos Anuales Directos - DC		
Mano de Obra de Operación Operador	$\frac{2 \text{ h}}{\text{turnos}} \times \frac{3 \text{ turnos}}{\text{día}} \times \frac{360 \text{ días}}{\text{año}} \times \frac{\$17.26}{\text{h}}$	\$37,282
Supervisor	15% del operador = 0.15 x 37,282	5,592
Materiales de Operación		—
Mantenimiento Mano de Obra	$\frac{1 \text{ h}}{\text{turno}} \times 3 \frac{\text{turnos}}{\text{día}} \times \frac{360 \text{ días}}{\text{año}} \times \frac{\$17.74}{\text{h}}$	19,159
Material	100% de la mano de obra de mantenimiento	
Partes de Repuesto, Bolsas	$[3,943 + (26,791 \times 1.08^8)] \times 0.5531$	18,184
Servicios Electricidad	$0.000181 \times 50,000 \text{ acfm}^c \times 10.3 \text{ pulg. H}_2\text{O} \times \frac{8,640 \text{ h}}{\text{año}} \times \frac{\$0.0671}{\text{kWh}}$	54,04
Aire Comprimido (secado y filtrado)	$\frac{2 \text{ scfm}^c}{1,000 \text{ acfm}} \times 50,000 \text{ acfm} \times \frac{\$0.25}{1,000 \text{ scf}^c} \times \frac{60 \text{ minuto}}{\text{h}} \times \frac{8,640 \text{ h}}{\text{año}}$	
Desecho de Residuos	a \$25/tonelada en el sitio por una eficiencia de recolección esencialmente del 100%: eficiencia: $\frac{4 \text{ granos}}{\text{pie}^3} \times \frac{1 \text{ libras}}{7,000 \text{ granos}} \times 50,000 \text{ pie}^3 \times \frac{60 \text{ minutos}}{\text{h}} \times \frac{8,640 \text{ h}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ tonelada}}{2,000 \text{ libras}} \times \frac{\$25}{\text{tonelada}}$	185,134
DC Total	(redondeado)	319,5
Indirect Annual Costs, IC		
Gastos Generales	60% de la suma de mano de obra de oper., supv., y mant. y material de mant. = 0.6(37,282+5,592+19,159+19,159)	4,8715e+22
Cargos Administrativos	2% de la Inversión de Capital Total = 0.02 (\$568,883)	
Impuesto sobre la Propiedad	1% de la Inversión de Capital Total = 0.01 (\$568,883)	
Aseguranza	1% de la Inversión de Capital Total = 0.01 (\$568,883)	
Recuperación del Capital ^b	0.09439 (568,883 - 3,943 - 28,934 x 1.08)	
IC Totales		
(redond.)		
Costo Anual Total - TAC	(redondeado)	\$446,000

^aEl factor de 1.08 factor es para los impuestos por la venta y el embalaje.

^bEl factor de costo de la recuperación del capital, *CRF*, es una función del filtro de tela o vida del equipo y el costo de oportunidad del capital (o sea, la tasa de interés). Por ejemplo, para una vida del equipo de 20 años y una tasa de interés del 7%, el *CRF* = 0.09439.

^c*scfm* = pies cúbicos estándares por minuto; *acfm* = pies cúbicos reales por minuto; *scf* = pies cúbicos estándares

1.7 Reconocimientos

Reconocemos con agradecimiento a las siguientes compañías por contribuir información para esta sección:

- Aget Manufacturing Company (Adrian, Michigan)
- BACT Engineering, Inc. (Arlington Heights, Illinois)
- The BHA Group (Kansas City, Missouri)
- Dustex Corporation (Charlotte, North Carolina)
- EV Air Systems, Inc. (Charlotte, North Carolina)
- Fuller Company (Bethlehem, Pennsylvania)
- W. L. Gore and Associates, Inc. (Elkton, Maryland)
- Griffin Environmental Company, Inc. (Syracuse, Nueva York)
- Hosokawa Mikropul (Summit, New Jersey)
- W. W. Sly Manufacturing Company (Cleveland, Ohio)
- Zurn Industries, Inc. (Birmingham, Alabama)

Los autores reconocen agradecidamente el trabajo de Andrew S. Viner (anteriormente con RTI) y de Richard E. Jenkins (anteriormente con EPA), quienes contribuyeron a las ediciones previas de este capítulo, el cual está siendo revisado para reflejar los cambios en la tecnología y en los costos.

Referencias

- [1] Van Osdell, D. W., M. B. Ranade, G. P. Greiner, y D. F. Furlong, *Electrostatic Augmentation of Fabric Filtration: Pulse-jet Pilot Unit Experience*, Noviembre de 1982 (EPA-600/7-82-062).
- [2] Viner, A. S., G. P. Greiner, D. F. Furlong, y R. G. Hurst, *Pilot-Scale Evaluation of Top-Inlet and Advanced Electrostatic Filtration*, Octubre de 1986 (EPA-600/7-86-042).
- [3] Donovan, R. P., *Fabric Filtration For Combustion Sources*, Marcel Dekker, Inc., Nueva York, 1985.
- [4] Turner, J. H., "Bag Filtration," en *Handbook of Multiphase Systems*, editado por G. Hetsroni, Hemisphere, Nueva York, 1982.
- [5] Turner, J. H., y J. D. McKenna, "Control of Particles by Filters," en *Handbook of Air Pollution Technology*, editado por S. Calvert y E. Englund, John Wiley & Sons, Nueva York, 1984.
- [6] Palazzo, L., J. Woolston, y P. Ristevski, *Retrofitting Shaker Baghouses to Cartridge Pulse Jet Technology in The User and Fabric Filtration Equipment - VII*, Proceedings, Toronto, Septiembre 12 - 14, 1994, Air and Waste Management Association, Pittsburgh.
- [7] Klimczak, William, comu e innformación de la publicación P6100 de Dustex, *Principles of Pulse Jet Filter Performance*.
- [8] Broadway, R. M. y R. W. Cass, *Fractional Efficiency of a Utility Boiler Baghouse: Nucla Generating Plant*, Agosto de 1975 (EPA-600/2-75-013-a [NITS PB 246 641]).
- [9] Cass, R. W. y R. M. Bradway, *Fractional Efficiency of a Utility Boiler Baghouse: Sunbury Steam Electric Station*, Marzo de 1976 (EPA-600/2-76-077a [NTIS PB253 943]).
- [10] Penny, C. W., *Electrostatic Effects in Fabric Filtration: Volume I. Fields, Fabrics, and Particles (Annotated Data)*, Septiembre de 1978 (EPA-600/7-78-142A[NTIS PB 288576]).
- [11] Frederick, E. R., *Electrostatic Effects in Fabric Filtration: Volume II. Triboelectric Measurements and Bag Performance*, Julio de 1978 (EPA600/7-78.1A2B[NTIS PB 287207]).
- [12] Frederick, E. R., *Electrical Effects in Particulate Matter Processes*, Filter Media Specification, Pittsburgh, 1987.
- [13] Dennis, R., y H. A. Klemm, "Modeling Concepts for Pulse Jet Filtration." *JAPCA*, 30(1), Enero de 1980.

- [14] Leith, D. y M. J. Ellenbecker, "Theory for Pressure Drop in a Pulse-Jet Cleaned Fabric Filter." *Atm. Environment*, 14, 1980, pp. 845-852.
- [15] Koehler, J. L. y D. Leith, "Model Calibration for Pressure Drop in a Pulse-Jet Cleaned Fabric Filter," *Atm. Environment*, 17(10), 1983, pp. 1909-1913.
- [16] Viner, A. S., y B. R. Locke, *Cost and Performance Models for Electrostatically Stimulated Fabric Filters*, Abril 1984 (EPA 600/8-84-016).
- [17] Northrop Services, Inc. *Fabric Filter Workshop Reference Materials, 1977 Workshop*, Air Pollution Training Institute.
- [18] Vatavuk, W. M., and R. B. Neveril, "Estimating Costs of Air-Pollution Control Systems, Part XI: Estimate the Size and Cost of Baghouses," *Chemical Engineering*, Marzo 22, 1982, pp. 153-158.
- [19] Frey, R. F., and T. V. Reinauer, "New Filter Rate Guide," *Air Engineering*, Abril de 1964.
- [20] Owen, M. K. and A. S. Viner, *Microcomputer Programs for Particulate Control*, Junio 1985 (EPA-600/8-85-025a).
- [21] Dennis, R. and H. A. Klemm, *Fabric Filter Model Change: Vol. I, Detailed Technical Report*, Febrero de 1979 (EPA-600/7-79-043a) [NTIS PB 293551]).
- [22] Viner, A. S., *et al.*, "Comparison of Baghouse Test Results with the GCA/EPA Design Model," *JAPCA*, 34(8), Agosto de 1984.
- [23] ETS, Inc., Roanoke, VA.
- [24] Vatavuk, W. M., y R. B. Neveril, "Estimating Costs of Air-Pollution Control Systems, Part II: Factors for Estimating Capital and Operating Costs," *Chemical Engineering*, Noviembre 3, 1980, pp. 157-162.
- [25] Perry, Robert H., *et al.*, *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (Cuarta Edición), McGraw-Hill, Nueva York, 1963, p. 6-20.
- [26] Comunicación personal de Gary Greiner, ETS, Inc., a Jim Turner, Research Triangle Institute, Octubre 24, 1986.
- [27] Perry, Robert H., *et al.*, *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (Sexta Edición), McGraw-Hill, Nueva York, 1984.
- [28] Hosokawa Mikropul Environmental System, *Cartridge Dust Collectors*, boletín del producto, sin fecha (alrededor de 1997).

Sección 6

Controles de Materia Particulada

Capítulo 3

Precipitadores Electrostaticos

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 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	3-22
3.2.1 Área Específica de Recolección	3-22
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	3-32
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	3-36
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	3-39
3.3.1.1 Costos del PES	3-39
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)	3-46

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	3-47
3.4.1.2 Materiales de Operación	3-49
3.4.1.3 Mantenimiento	3-49
3.4.1.4 Electricidad	3-49
3.4.1.5 Combustible	3-51
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	3-57
3.4.5.5 Costos Anuales-Caída de Presión	3-58
3.4.5.6 Costo Total Anual	3-58
3.5 Reconocimientos	3-61
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

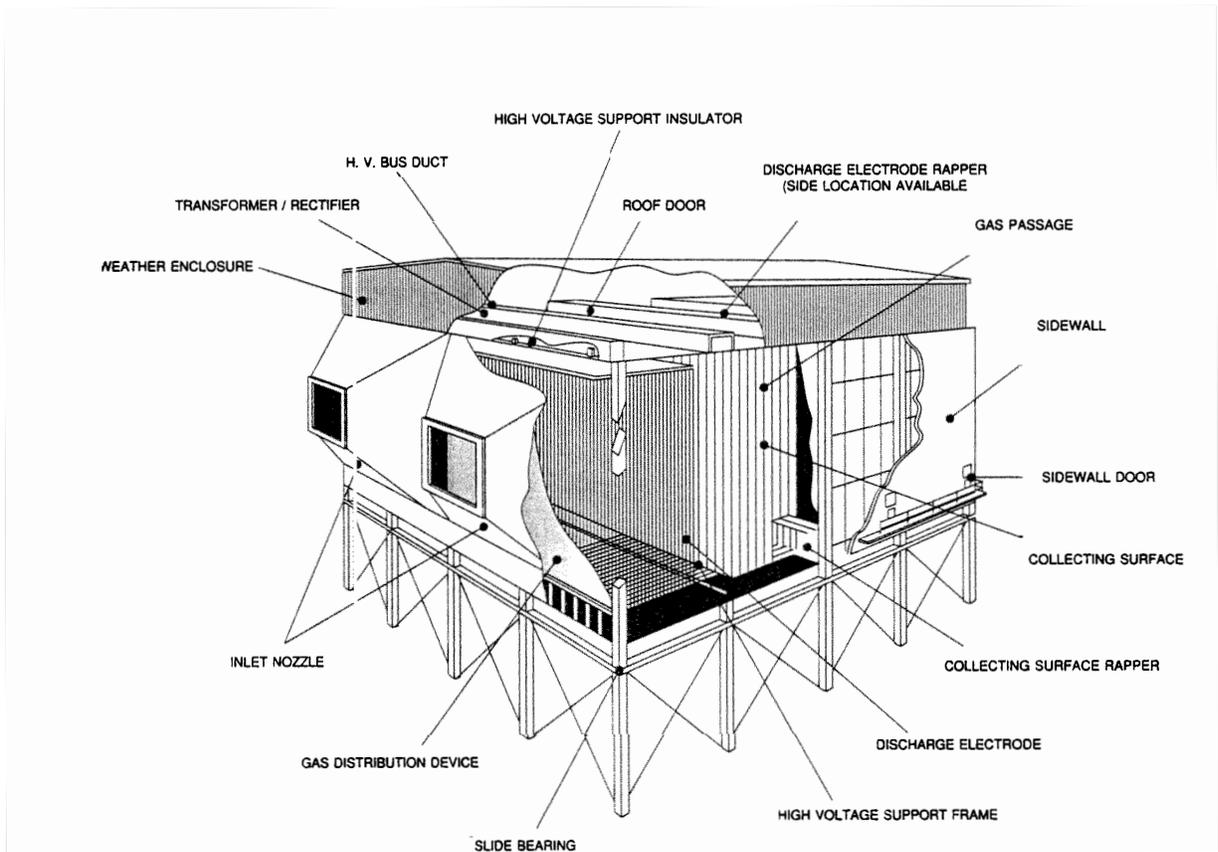


Figura 3.1: Componentes del Precipitador Electrostático
(Cortesía de *the Institute for Clean Air Companies*)

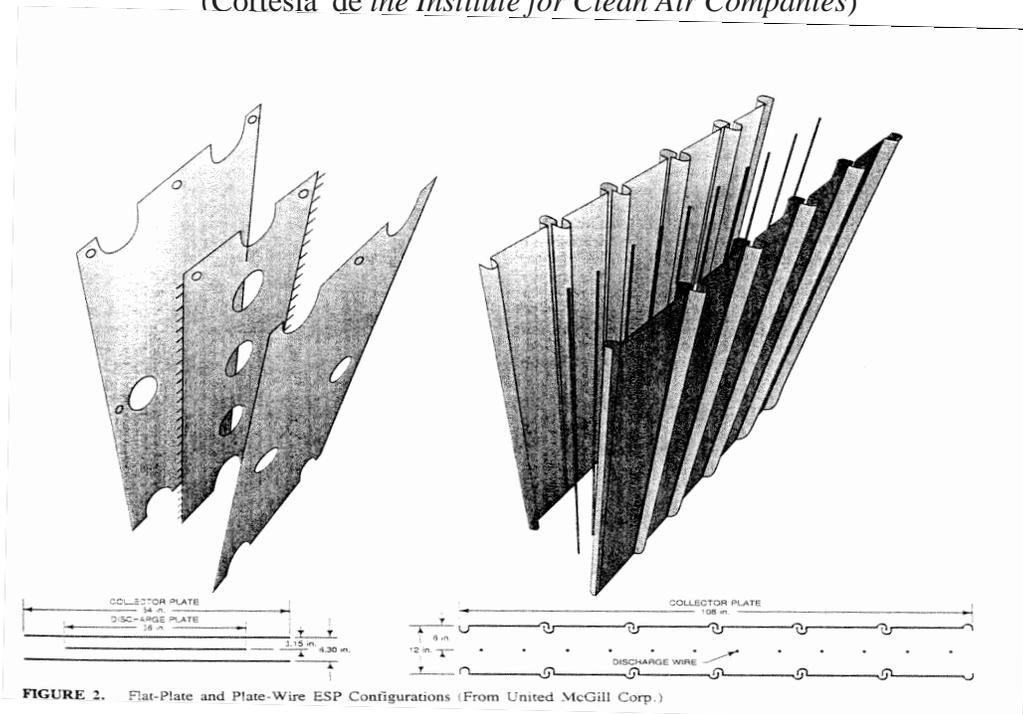


Figura 3.2: Configuraciones de PES de Placa-plana y de Placa-alambre
(Cortesía de *United McGill Corporation*)

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 másicos 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);

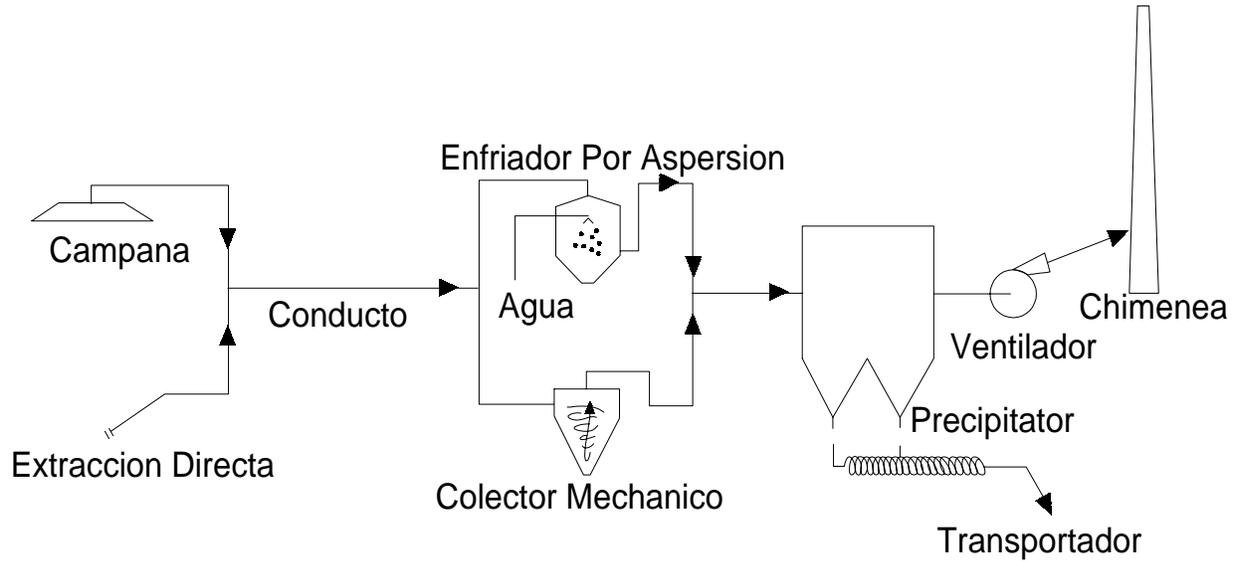


Figura 3.3: Dispositivo de Control y Equipo Auxiliar Típico

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 Electroestática

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

- $E_e =$ campo de formación de la corona *en la superficie del alambre* (V/m)
- $d_r =$ densidad relativa del gas, referido a 1 atm de presión y 20°C (adimensional)
- $r_w =$ radio del alambre, metros (m)

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

- $V_c =$ voltaje de formación de la corona (V)
- $d =$ radio del cilindro exterior para PES tubular (m)
4/B x (separación placa-alambre) para PES de placa-alambre (m)

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

- $j =$ densidad máxima de corriente (A/m^2)
- $\mu =$ movilidad del ión (m^2/Vs) (metros²/voltio-segundo)
- $\epsilon =$ permitividad de espacio libre (8.845×10^{-12} F/m)(Farad/metro)

V = voltaje aplicado (V)
 L = distancia más corta del alambre a la superficie de recolección (m)

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} = 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

E_s = fuerza del campo centelleante (V/m)
 T = temperatura absoluta (K)
 P = presión del gas (atm)

Este campo podría alcanzarse a un voltaje de, por ejemplo, 35,000 V para un espaciamento 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

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

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

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 (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:

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

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	=	viscosidad 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:

$$N(r) = N_0(r) \times \exp\left(\frac{-vr}{v_0}\right) \quad (3.15)$$

donde

$N(r)$	=	concentración de partículas de tamaño r a la salida de la zona de recolección (No./m ³)
$N_0(r)$	=	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

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

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 más 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/ft . 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

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 $ft^2/kacfm = 1 (s/m)$

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 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

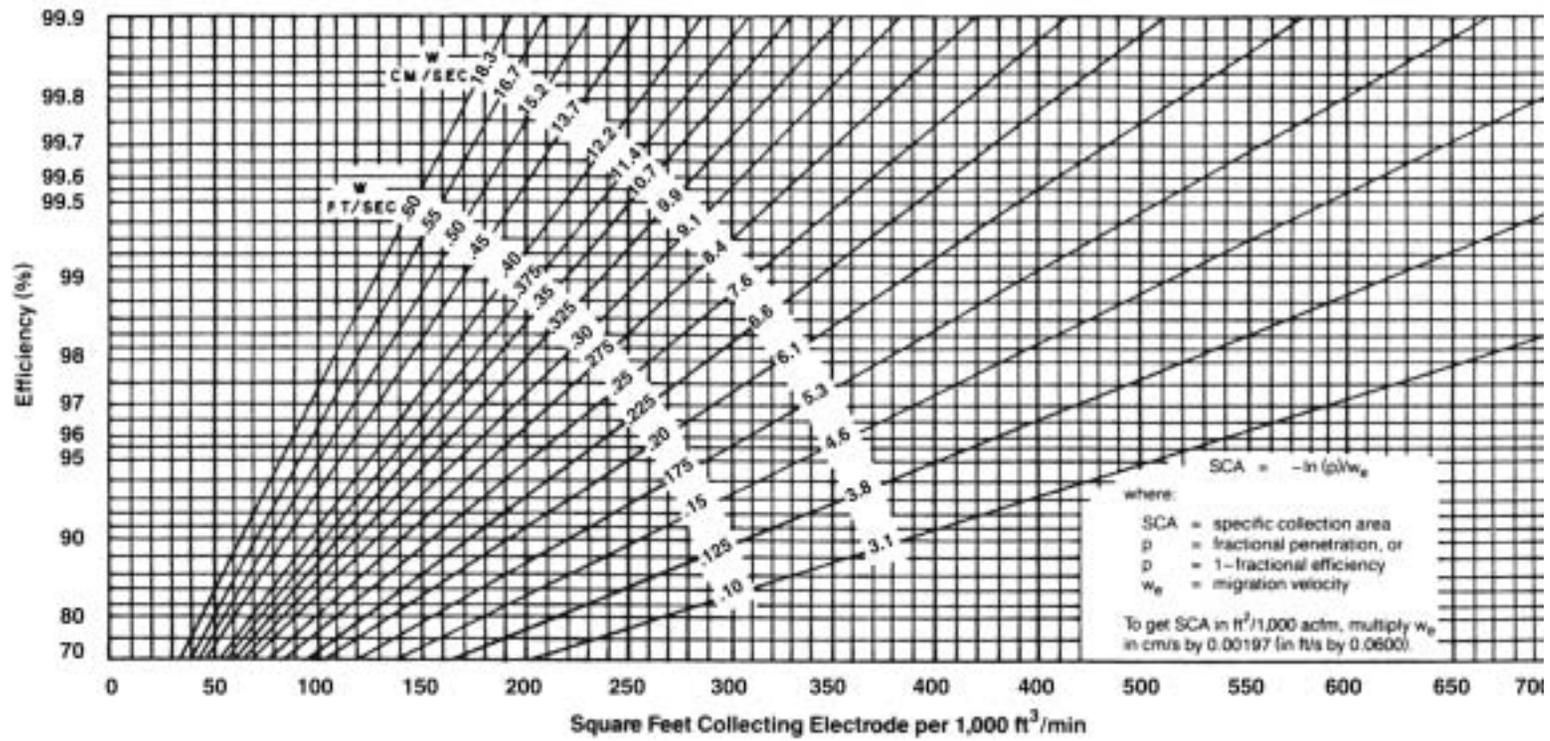


Figura 3.4: Gráfica para Encontrar SCA

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 ^g	(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.

con incrementos en la eficiencia. En las Tablas 3.1 a la 3.4, sin embargo, las velocidades de 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 carbonos ^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 combustión de madera	5
Planta de sinterización, con precolector mecánico	50 6
Procesos de recuperación Kraft	2
Incineradores	15 to 30
Horno de Cobre reverberatorio	1
Convertidor de cobre	1
Chimenea de planta de combustión 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 golpeteado/reencauzado.

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

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

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

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

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

Para PESs de placa-alambre:

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

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

Para PESs de placa plana:

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

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

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 = MMDi
2	MMD2 = {MMD1 x S_N + [1 - p_c] x MMD _p + p_c x MMD1] x p_c }/D + MMD _{rp}
3	MMD3 = {MMD2 x S_N + [1 - p_c] x MMD _p + p_c x MMD2] x p_c }/D + MMD _{rp}
.	.
.	.
.	.
n	MMDn = {MMDn - 1 x S_N + [1 - p_c] x MMD _p + p_c x MMDn - 1] x p_c }/D + MMD _{rp}

$$D = p_s = S_N + P_c (1 - S_N) + RR (1 - S_N) (1 - p_c)$$

$$= MMD_{rp} = RR (1 - S_N) (1 - p_c) \frac{MMD_r}{D} \quad (3.37)$$

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_e :

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

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

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 $ESCA$:

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

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

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

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.

velocidades de diseño de 3 ft/s o menos para evitar el reencauzamiento sin golpeteo. El área frontal del PES ($W \times H$), 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 Caida de Presion PES

Componente	Caida de Presion Tipica (in. H ₂ O)	
	Baja	Alta
Difusor	0.010	0.09
Transicion de entrada	0.07	0.14
Transcion de salida	0.007	0.015
Deflectores	0.0006	0.123
Placas de coleccion	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 $10\ \mu\text{m}$, mejor que las menores a $10\ \mu\text{m}$. Solo si la mayor parte de la masa en las partículas está concentrada por arriba de $10\ \mu\text{m}$, sería necesaria la distribución real de partículas por arriba de $10\ \mu\text{m}$.

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 $3\ \mu\text{m}$, el PES recolectará todas las partículas mayores que el *MMD*, al menos tan bien como una partícula de $3\ \mu\text{m}$, 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 $5\ \mu\text{m}$, 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 quemán 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 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

⁸ Para información en el incremento de precios a valores más actuales, refierase al reporte de EPA: Índices 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).

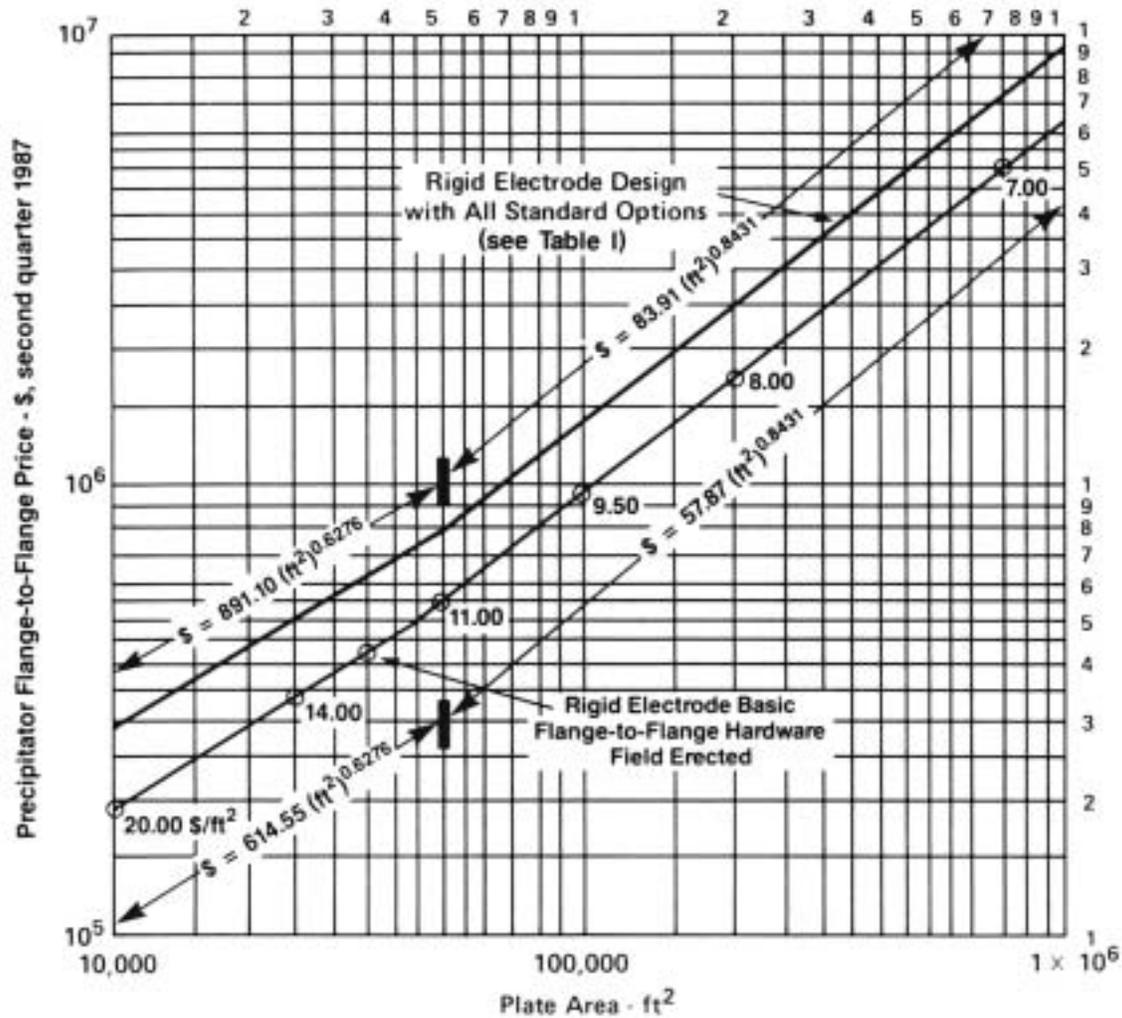


Figura 3.5: Precio de compra de brida-a-brida de un PES del tipo Seco vs. área de placa.

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 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.

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]

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. [37]

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. [38][39] Mejoras en el diseño han permitido espaciamientos de placa mas amplios que reducen el número de componentes internos y placas y mástiles más altos 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. [37] Los PESs húmedos tubulares de flujo descendente utilizan la gravedad para remover el agua y el particulado reencauzado que se ha

Tabla 3.14: Contaminación de Aire de Precipitador Electrostático Húmedo

Volumen Saturado(acfm)	80% Eficiencia		85% Eficiencia		90% Eficiencia		95% Eficiencia	
	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	---	---	---	---	---	---

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. [37] 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”. [37]

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 desalquitranado del gas de hornos de coque. Estos precipitadores están hechos utilizando altas aleaciones de aceros inoxidable 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 golpeteo.

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. [40] 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 tales como *Means Square Foot Costs 1987* (Costos Medios por Pie Cuadrado) [41]. 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.

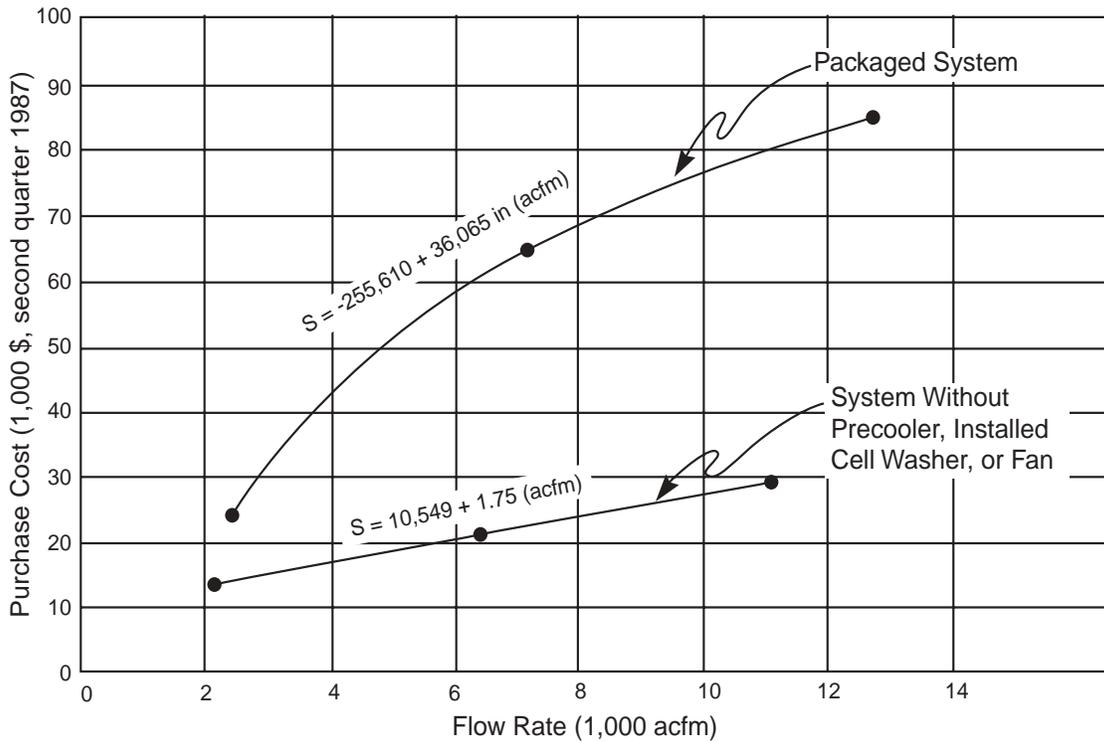


Figura 3.6: Costos de Compra de Precipitadores de Dos Etapas, Dos celdas[40]

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	---
Desaquiltranado del gas de hornos de coque	Vease 3.3.1.1	---

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 costeadado. 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 impropia 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 $100,000 \text{ ft}^2$, 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 $\$0.0825/\text{ft}^2$ de área del colector. Esta relación puede suponerse lineal arriba de un tamaño de colector de $50,000 \text{ ft}^2$ 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:

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

Articulo de Costo	Factor
<u>Costos Directos</u>	
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.
<u>Costos Indirectos (instalacion)</u>	
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.

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

donde

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

donde

$$A = \text{área de placa del PES (ft}^2\text{)}$$

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]:

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

donde

$$\begin{aligned} PP &= \text{requerimientos de energía de la bomba (kWh/año)} \\ Q &= \text{rapidez de flujo de agua (gal/min)} \\ Z &= \text{cabezal del fluido (ft)} \\ S_g &= \text{gravedad específica del agua siendo bombeada comparada con agua a} \\ &\quad 70^\circ\text{F y } 29.92 \text{ in. Hg} \\ \theta' &= \text{tiempo anual de operación (h/año)} \\ \eta &= \text{eficiencia bomba-motor (fraccional)} \end{aligned}$$

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:

$$OP = 1.94 \times 10^{-3} A \theta^1 \quad (3.48)$$

donde

<i>OP</i>	=	energía anual de operación del PES (kWh/año)
<i>A</i>	=	área de placa del PES (<i>ft</i> ²)
<i>θ</i> ¹	=	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

<i>HH</i>	=	Consumo anual de energía del calentador de la tolva (kWh/año)
<i>HN</i>	=	número de tolvas
<i>θ</i> [´]	=	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:

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

donde	DD	=	costo anual de disposición del polvo (\$/año)
	G	=	Carga de entrada al PES en granos o concentración de polvo (gr/ft^3)
	θ'	=	tiempo anual de operación (h/año)
	Q	=	rapidez de flujo del gas a través del PES ($acfm$)
	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 ($2.6 \times 10^6 acfm$), cuesta desde cerca de \$1.60/10⁶ *ft*³ de gas procesado para un quemador de azufre proporcionando 5 ppm de SO_3 , hasta cerca de \$2.30/10⁶ *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:

$$CRC_s = TCI \times CRF_s \quad (3.51)$$

donde

CRC_s	=	costo de recuperación de capital para un sistema PES (\$/año)
TCI	=	inversión total de capital (\$)
CRF_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 CRF_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:

$$SCA = \frac{-\ln(1 - 0.999)}{16.0} = 0.432 \frac{s}{cm} = 43.2 \frac{s}{m}$$

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:

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

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 $7 \mu\text{m}$.

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

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

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):

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

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

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

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

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

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:

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

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

Paso 14 – Las SCAs para cada sección son:

Paso 15 – Calcule el SCA total.

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

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

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:

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

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

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	$MMD_5 = \{4.39 \times 0.1 + [(1 - 0.0495) \times 2 + 0.0495 \times 4.39] \times 0.0495\} / 0.251 + 2.11 = 4.28$

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).

Tabla 3.18: Area de Coleccion Especifica

Sección	SCA (s/m)
1	$SCA_1 = -(\zeta/\hat{a}_0) \times (1 - S_N) \times \ln(p_c) / (E_{avg}^2 \times MMD_1 \times 10^{-6}) = 8.86$
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	$SCA_5 = SCA_4 \times MMD_4/MMD_5 = 14.13 (4.39 / 4.28) = 14.49$

3.4.5.5 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.

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

3.5 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 Adsobedores 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 & ereccion, 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

- [31] White, H. J., *Industrial Electrostatic Precipitation*, Addison-Wesley, Reading, MA, 1963.
- [32] 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.
- [33] 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.
- [34] Correspondence: Richard Selznick (Baron Blakeslee, Inc., Westfield, NJ) to William M. Vatavuk, April 23, 1986.
- [35] Correspondence: James Jessup (M&W Industries, Inc., Rural Hall, NC) to William M. Vatavuk, May 16, 1986.
- [36] Matley, Jay (ed.), *Modern Cost Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1984, p. 142.
- [37] Correspondence: Joseph Bruno (AirPol, Inc.) to SAIC, August 26, 1999.

- [38] Correspondence: Sam Dunkle (Fisher-Klosterman, Inc.) to SAIC, August 26, 1999.
- [39] Correspondence: James Reynolds (Croll-Reynolds Clean Air Technologies) to SAIC, September 1, 1999.
- [40] 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.
- [41] R.S. Means Company, Inc., *Means Square Foot Costs 1987*, Kingston, MA.
- [42] 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.
- [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
- [44] Perry, R. H., *et al.*, *Perry's Chemical Engineers Handbook* (Sixth Edition), McGraw-Hill, New York, 1984.
- [45] 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.
- [46] Beltran Associates, Inc., "Poly-Stage Precipitator for Stack and Duct Emissions," November 1978.
- [47] Vatauvuk, 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.
- [48] 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.
- [49] 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 envolvente 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 ($\$/ft^2$)

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 envolvente 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 envolvente de 3/16 a 1/4 de placa en un colector de $72,000 ft^2$, teniendo un precio de venta de $\$10/ft^2$ y suponiendo un factor de mercado de 2, es como sigue:

Placas:

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

$$= 1.045 = 4.5 \text{ por ciento de aumento}$$

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:

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

Las dimensiones del PES dadas en la Figura 3.7 incluye:

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

- Area de placa recolectora =

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

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:

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

$$\begin{aligned} \text{Costo de material para placa de acero medio de 3/16 pulgadas} &= \$0.38/\text{lb} \\ \text{Costo de material a factor de costo fabricado} &= 2 \end{aligned}$$

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 envoltente de 3/16 pulgadas y un factor de marcado de 3 es como sigue:

Placas:

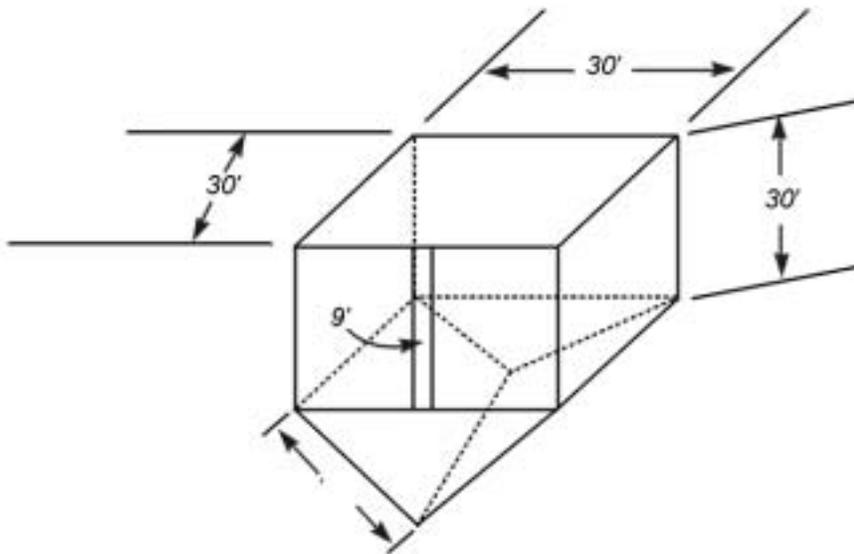


Figura 3.7: ESP Dimensiones

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

= 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 $\$/lb$.

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	
7. AUTHOR(S) Daniel Charles Mussatti	8. PERFORMING ORGANIZATION REPORT 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	10. PROGRAM ELEMENT NO.	
	11. CONTRACT/GRANT NO.	
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	13. TYPE OF REPORT AND PERIOD COVERED Final	
	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