

Sección 3

Controles de COV

Sección 3.2

Controles de Destrucción de COV

Capítulo 2

Incineradores

William M. Vatavuk

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

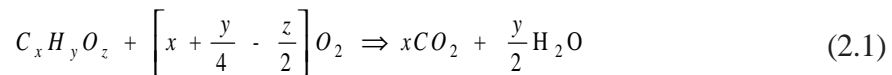
2.1 Introducción

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, CO₂ y H₂O, 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 SO₂ respectivamente, además de H₂O y CO₂. 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:

$$\text{Efic. de control} = \left[\frac{\text{Razón de masa de entr. VOC} - \text{Razon de masa de salida VOC}}{\text{Razón de masa de entr. VOC}} \right] \times 100 \quad (2.3)$$

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.

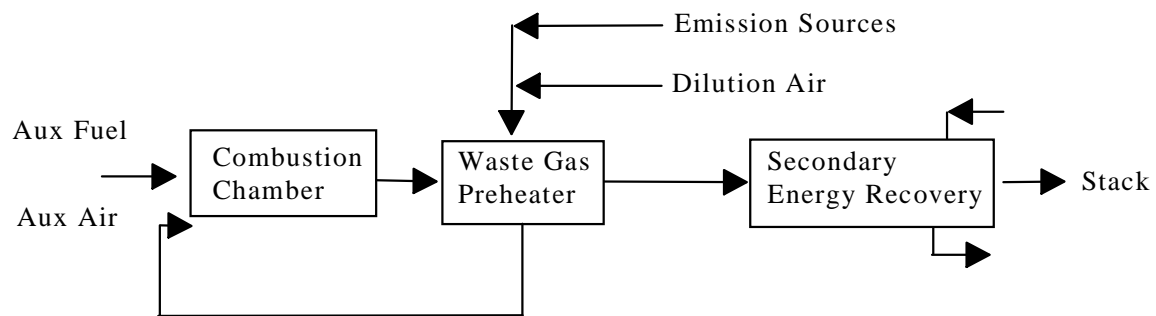


Figura 2.1: Incinerador Térmico - Caso General

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

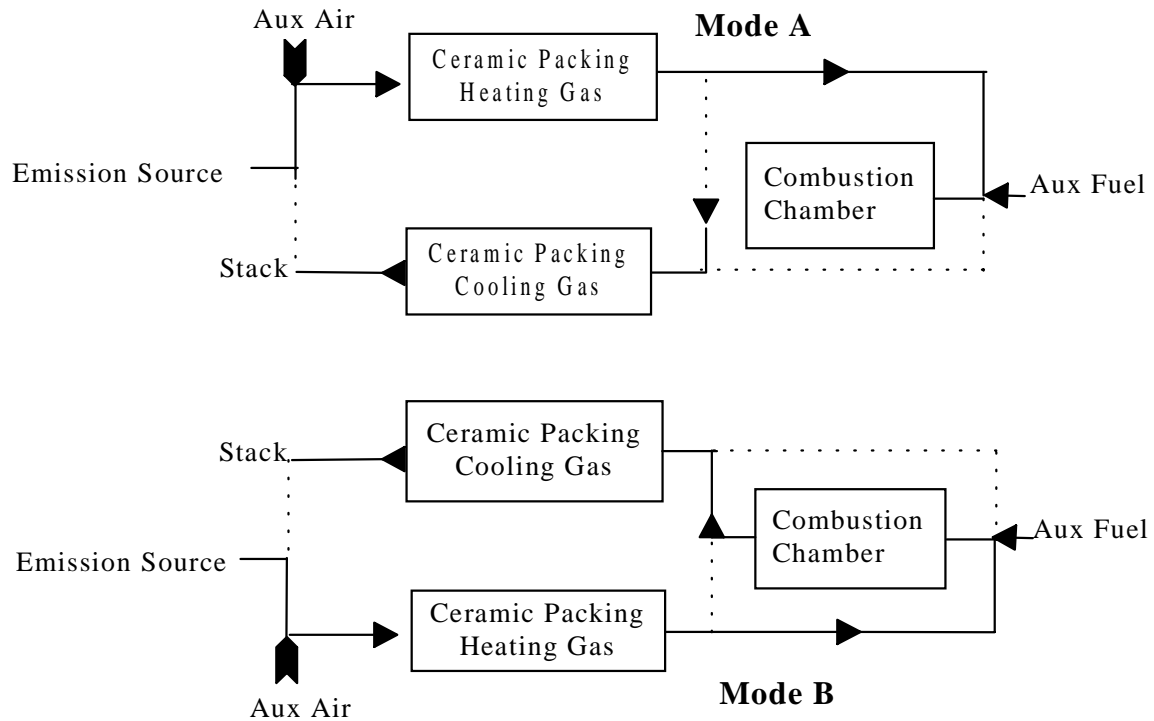


Figura 2.2: Incinerador Térmico Tipo Regenerable

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.

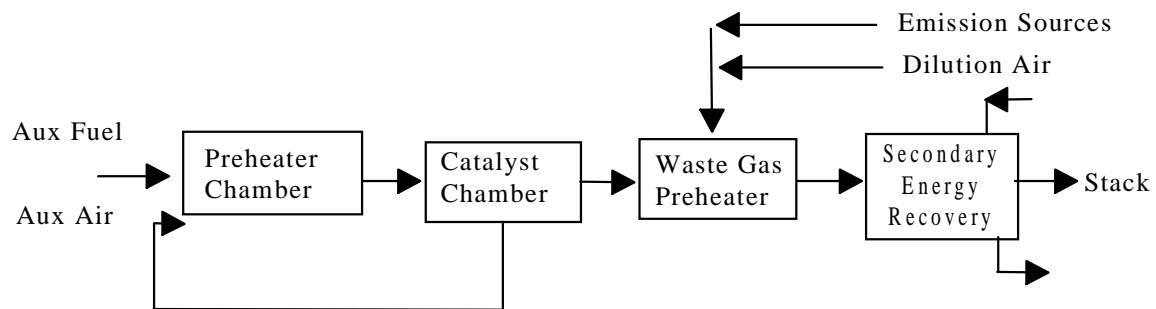


Figura 2.3: Incinerador Catalítico

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, Q_{wi} , scfm	20,000
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:

$$1(-\Delta h_{c_w}) = 56.6 \text{ Btu/lb}$$

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_{ca} , 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

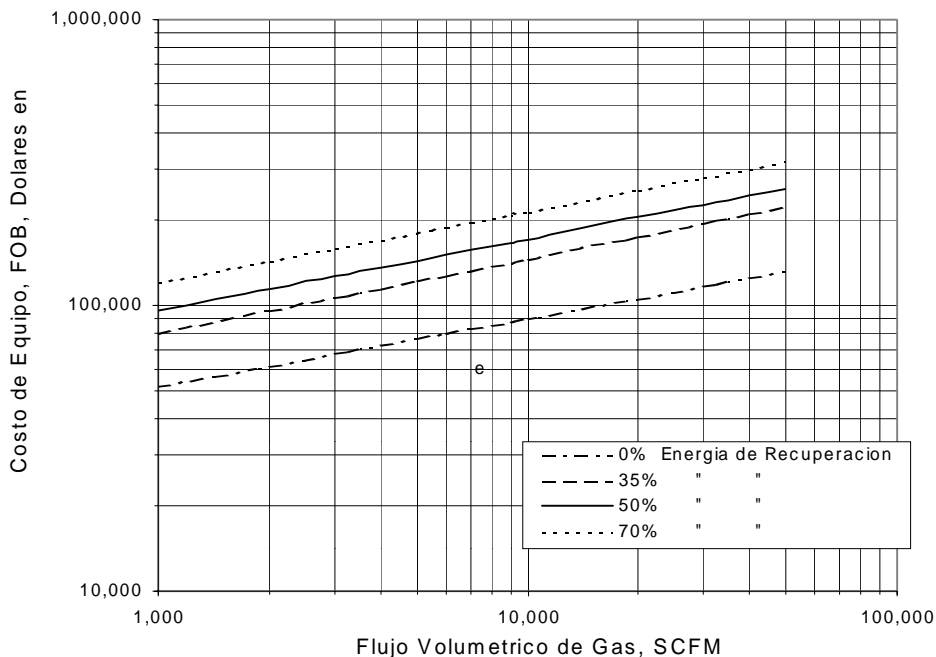


Figura 2.4: Costos de Equipo de Incineradores Térmicos, Recuperativos

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.

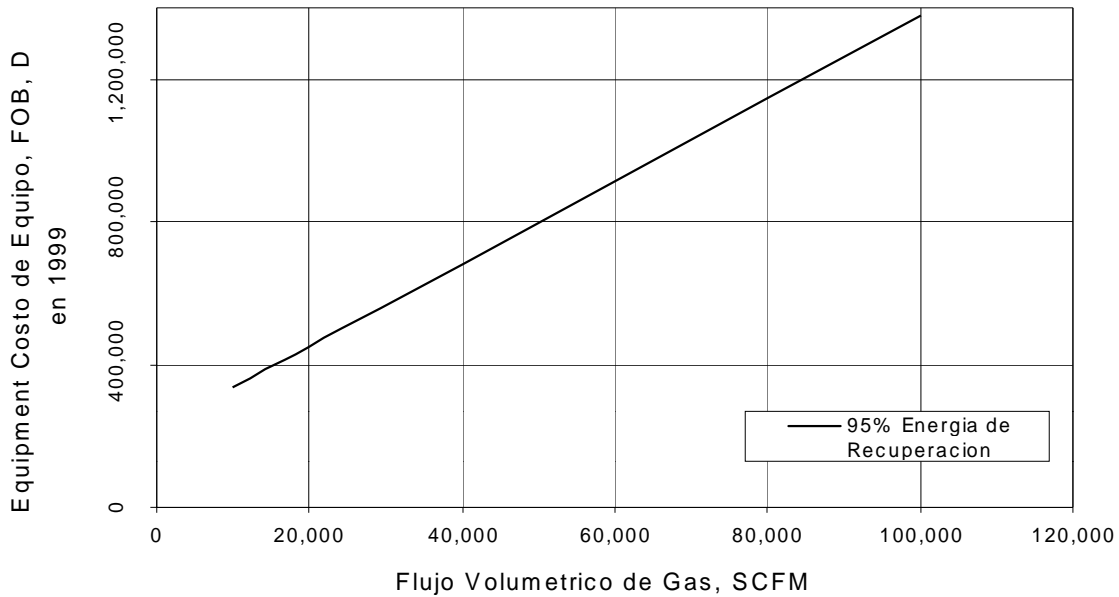


Figura 2.5 Costos de Equipo de Incineradores Térmicos, Regenerativos

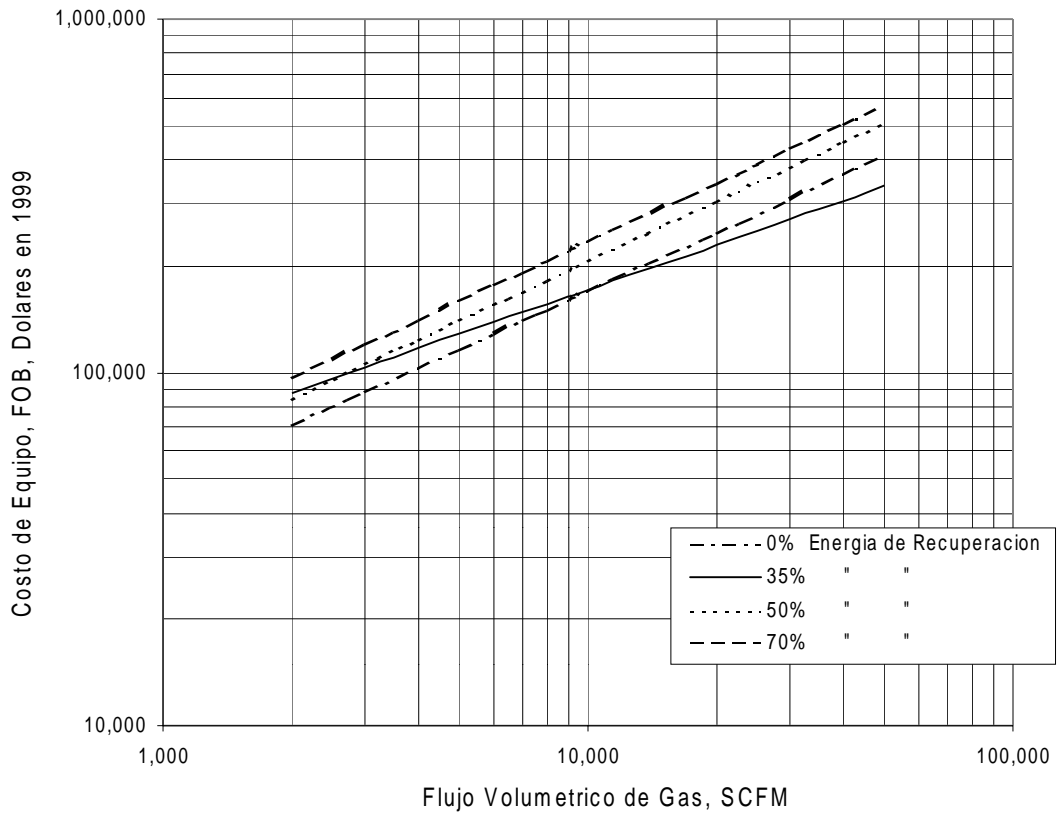


Figura 2.6: Costo de Equipo de Incineradores Cataliticos de Lecho Fijo

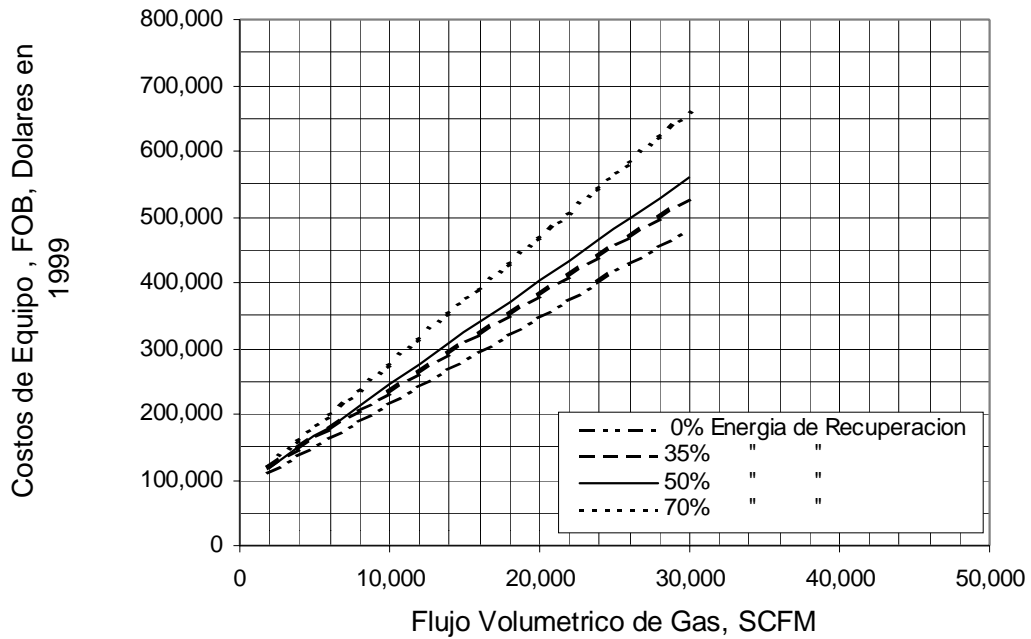


Figura 2.7: Costos de Equipo de Incineradores Cataliticos de Lecho Fluido

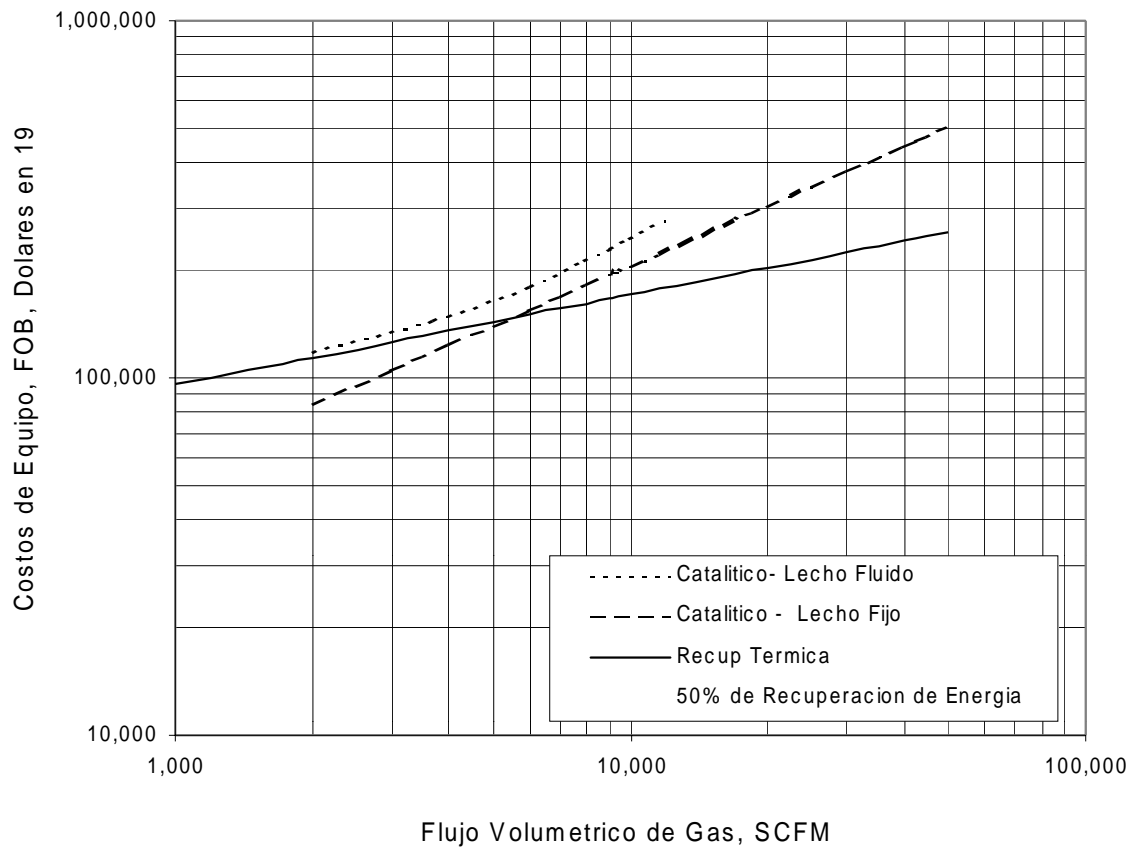


Figura 2.8: Comparacion de Costos de Tipos de Equipo Incinerador

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. Vatauvuk 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 kilowats) 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 entada 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	Catalítico 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. Vatavuk (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. Vatavuk (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. Vatauvuk (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. Vatauvuk (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. Vatauvuk* (EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC) to Gerald Schrubba (Salem Engelhard, South Lyon, MI), September 22, 1992.
- [95] *Letter from William M. Vatauvuk* (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:

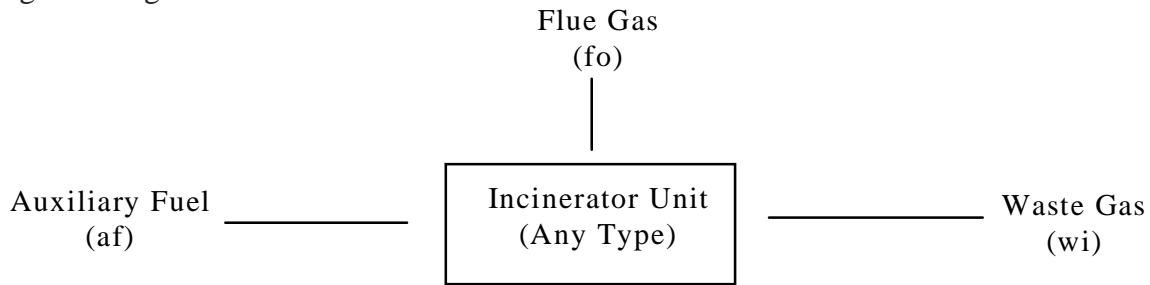
Pasos 1 a 4: Estos son los mismos que aquellos para los incineradores térmicos y catalíticos. (Vea Sección 2.4.1.)

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

$$\begin{aligned} \eta &= \text{pérdida de energía desde la cámara de combustión (fraccional)} \\ T_{fi} &= \text{temperatura de combustión (°F)} \end{aligned}$$

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 entalpia 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, $C_{pmwi} = C_{pmfi} = C_{pmfo} = C_{pm}$.

Cuando hacemos todo esto, obtenemos la siguiente expresión:

$$\begin{aligned} & \rho_{wi} Q_{wi} C_{pm} (T_{wi} - T_{ref}) - \left[\rho_{fo} Q_{fo} C_{pm} (T_{fo} - T_{ref}) + \eta \rho_{fi} Q_{fi} C_{pm} (T_{fi} - T_{ref}) \right] + \\ & \quad \text{(Energía que entra)} \qquad \qquad \qquad \text{(Energía que sale)} \\ & \left[\rho_{wi} Q_{wi} (-\Delta h_{cwi}) + \rho_{af} Q_{af} (-\Delta h_{caf}) \right] = 0 \\ & \quad \text{(Energía enerada)} \end{aligned}$$

la sustitución de $\rho_{fo} Q_{fo}$ en la ecuación anterior da lo siguiente en la Balance de masa:

$$\begin{aligned} & \left[\rho_{wi} Q_{wi} C_{pm} (T_{wi} - T_{ref}) \right] - \left[\eta C_{pm} (\rho_{af} Q_{af} + \rho_{wi} Q_{wi}) (T_{fi} - T_{ref}) + \right. \\ & \left. C_{pm} (\rho_{af} Q_{af} + \rho_{wi} Q_{wi}) (T_{fo} - T_{ref}) \right] + \left[\rho_{wi} Q_{wi} (-\Delta h_{cwi}) + \rho_{af} Q_{af} (-\Delta h_{caf}) \right] = 0 \end{aligned}$$

Finalmente, resolviendo para $\rho_{af} Q_{af}$, la proporción masa del combustible auxiliar (lb/min):

$$\begin{aligned} & \rho_{wi} Q_{wi} \left\{ C_{pm} \left[\eta (T_{fi} - T_{ref}) + (T_{fo} - T_{wi}) \right] - (-\Delta h_{cwi}) \right\} \rho_{af} Q_{af} = \\ & \left\{ (-\Delta h_{caf}) - C_{pm} \left[\eta (T_{fi} - T_{ref}) + (T_{fo} - T_{ref}) \right] \right\} \end{aligned}$$

La Ecuación 3.361 proporciona el requerimiento del combustible auxiliar para cualquier tipo de incinerador térmico, ya que es independiente de cualesquier variables intermedias, tales como la temperatura del gas residual precalentado. Claramente, la ecuación puede ser utilizada con los incineradores regenerativos, siempre que se cumplan las suposiciones antes establecidas.

La fracción de pérdida de calor (η) variará de acuerdo al tipo de incinerador, a como estén configurados los componentes del incinerador en la unidad, los materiales de construcción, el tipo y cantidad de aislante y otros factores. Por ejemplo, para los incineradores recuperativos, η es aproximadamente 0.10. Sin embargo, la η para incineradores regenerativos es considerablemente menor. Hay dos razones para esto. Primero, los componentes de un incinerador regenerativo —cámara de combustión, lechos de cerámica, etc.— están alojados en una sola envoltura, mientras que en un incinerador recuperativo la cámara de combustión, el intercambiador de calor y los conductos de interconexión son alojados separadamente, ofreciendo así más área

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.

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