

Chapter Title: TECNOLOGÍAS DE ABATIMIENTO DE EMISIONES DE COMPUESTOS
ORGÁNICOS VOLÁTILES

Book Title: Introducción a la contaminación atmosférica

Book Author(s): Héctor Torquera González

Published by: Ediciones UC

Stable URL: <https://www.jstor.org/stable/j.ctt1bhkqvz.11>

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

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



JSTOR

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

Capítulo 8

Tecnologías de abatimiento de emisiones de compuestos orgánicos volátiles

TECNOLOGÍAS DE ABATIMIENTO DE EMISIONES DE COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES

Los compuestos orgánicos volátiles (COV) consisten en una amplia gama de sustancias químicas: solventes, reactivos, combustibles, pesticidas y fungicidas, aromas, entre otras, de origen tanto natural como industrial. Muchos de ellos son precursores del ozono, ya que poseen reactividad suficiente como para tomar parte de la cadena de reacciones fotoquímicas que llevan a la formación de ozono durante el día, tales como el isopreno (natural), el formaldehído (industrial), aromáticos (combustibles). Además, algunos de esos compuestos poseen características tóxicas para las personas y los ecosistemas, tales como el benceno (cancerígeno), acetaldehído (venenoso), estireno (cancerígeno), etcétera.

En este capítulo mostraremos las técnicas de abatimiento de emisiones de vapores de compuestos orgánicos volátiles mediante la aplicación de técnicas de control. Estas técnicas se pueden aplicar a las fuentes emisoras (una vez que están cubiertas, encapsuladas o venteadas) para recuperar o destruir aquellos compuestos. En general, la aplicación de una técnica en particular depende de la corriente gaseosa a tratar y no de la fuente emisora. La selección de la técnica de abatimiento se hace sobre la base de las características de la corriente bajo consideración y en la eficiencia de control que se desea. Las variables esenciales que afectan la decisión son la concentración de compuestos orgánicos volátiles en la corriente gaseosa y la magnitud del flujo a tratar.

8.1 Incineradores térmicos y catalíticos

La incineración es uno de los métodos más utilizados en el tratamiento de los compuestos orgánicos volátiles; se trata de un método en el cual estos

son destruidos en vez de ser recuperados. Una gran ventaja de la incineración es que cualquier COV se puede quemar en forma segura y limpia, suponiendo que se esté usando un diseño adecuado del equipo.

El flujo de COV a ser tratado es en general una mezcla compleja de compuestos orgánicos; la mezcla se puede someter a análisis elemental para determinar su contenido porcentual de carbono, hidrógeno, oxígeno y otros elementos, de manera que se pueda definir su composición media. Los productos de la combustión completa: CO_2 y H_2O son inocuos, haciendo la incineración una opción atractiva. Cuando existen compuestos sulfurados o clorados, los productos de la combustión contendrán SO_2 o HCl , respectivamente, con lo cual estos compuestos deberán ser removidos utilizando una unidad adicional de lavado de gases (*scrubber*), lo que puede subir excesivamente los costos del proceso de incineración; alternativamente se podría considerar usar un biofiltro (ver sección 8.6).

El corazón de un incinerador es su cámara de combustión, en la cual se quema el flujo de gas contaminado con COV. Como generalmente la temperatura de entrada del gas es menor que la requerida para la combustión, se debe agregar energía para elevar la temperatura de la corriente gaseosa. Además, lo normal es que la energía liberada por la combustión de los COV es insuficiente para sustentar la temperatura en la cámara de combustión, así que usualmente hay que añadir combustible de respaldo al proceso (por ejemplo, gas natural).

La combustión se puede efectuar en un incinerador térmico o en uno catalítico; en este último se emplea un catalizador para bajar la temperatura a la cual se produce la combustión, con lo que se necesita menos combustible auxiliar para precalentar el gas que ingresa a la cámara de combustión. La **Figura 8.1** y la **Figura 8.2** muestran un esquema de operación de un incinerador térmico y uno catalítico, respectivamente (ambos con regeneración).

Se puede disminuir el requerimiento de combustible de respaldo, y de paso mejorar la eficiencia energética, haciendo intercambio de calor entre la corriente a alta temperatura que sale de la cámara de combustión con la corriente fría que ingresa al equipo; esto se denomina un intercambiador de calor recuperativo o regenerador. La máxima energía recuperable por unidad de masa es la diferencia de entalpía entre la temperatura de salida de los gases de combustión y la temperatura de la corriente fría que ingresa al equipo. Aunque esta energía solo se podría recuperar con un intercambiador de calor de largo infinito, el concepto de recuperación de energía sobre la base de una fracción de este valor máximo es útil para expresar el grado de eficiencia térmica del equipo.

FIGURA 8.1
Diagrama de un incinerador térmico

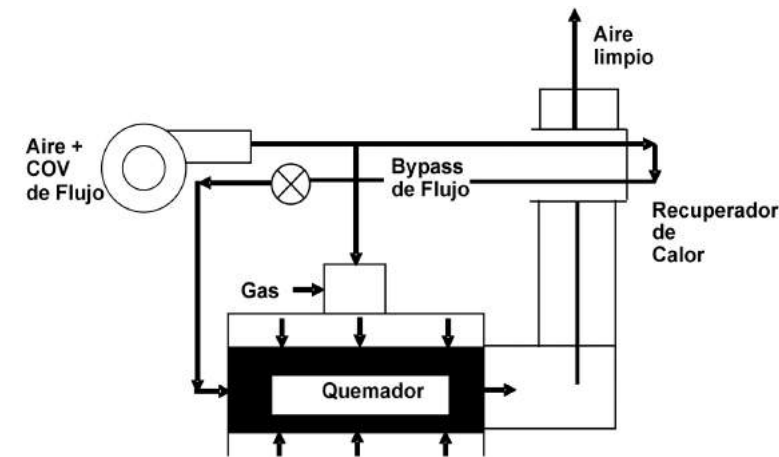
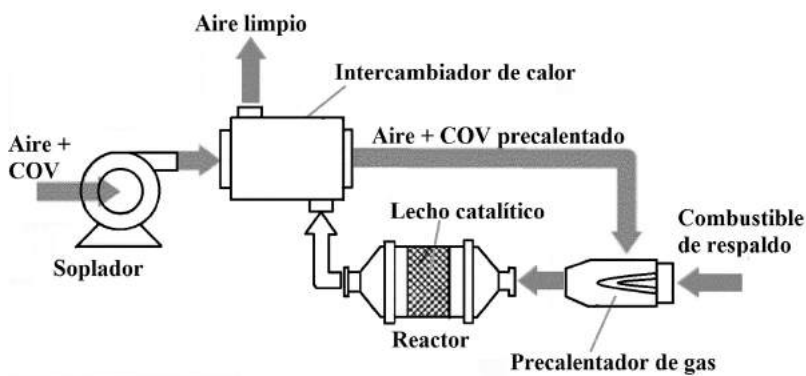


FIGURA 8.2
Diagrama de un incinerador catalítico



En general, los parámetros de operación que más afectan la eficiencia de un incinerador son el tiempo de residencia de los gases y la temperatura de combustión. La mayoría de los incineradores están diseñados para un tiempo de residencia de 1 segundo o menor, con temperaturas entre 650 y 1.100 °C. Una vez diseñado el equipo, su tiempo de residencia no se puede modificar, de modo que la temperatura de operación dependerá del nivel de control deseado y de la sustancia a ser oxidada.

La **Tabla 8.1** entrega las temperaturas de operación requeridas para alcanzar un 99,99% de destrucción de distintos compuestos tóxicos, para un equipo con un tiempo de residencia de 1 segundo.

TABLA 8.1
Temperatura de operación de incinerador normal

Compuesto	Temperatura (°C)
Acrilonitrilo	729
Benceno	732
Cloro benceno	764
1,2-dicloroetano	742
Cloruro de metilo	869
Tolueno	727
Cloruro de vinilo	743

La siguiente tabla entrega las temperaturas a las cuales se puede alcanzar incineración catalítica de varios compuestos orgánicos, para 80% de destrucción y para dos tipos de catalizadores.

Para la selección de equipos de incineración, se deben tener en cuenta los siguientes factores:

- a) Posibilidad de ensuciamiento del catalizador. Los materiales que envenenan a los catalizadores incluyen metales pesados, fósforo, azufre y la mayoría de los halógenos.
- b) Si hay posibilidad de fallas de proceso que causen la emisión de alguno de los anteriores compuestos, entonces habría que escoger un incinerador térmico.
- c) Ni el *fuel oil* ni el petcoke se pueden considerar como combustibles alternativos, debido al alto contenido de azufre y vanadio que poseen.
- d) Las unidades térmicas generalmente requieren más combustible auxiliar que las unidades catalíticas, y operan a temperaturas aproximadamente 550 °C mayor que los sistemas catalíticos.

Esto lleva a buscar soluciones de compromiso entre los altos costos de capital de los incineradores catalíticos y los altos costos de operación de los incineradores térmicos.

TABLA 8.2
Temperaturas de operación de incineradores catalíticos

Compuesto	Temperatura (°C)	
	Co ₃ O ₄	Pt
Acroleína	194	146
n-butanol	212	227
n-propil-amina	238	254
Tolueno	247	189
Ácido butírico	269	233
1,1,1-tricloroetano	349	> 349
Sulfuro de dimetilo	—	267

8.1.1 Diseño de un equipo de incineración

Para el diseño de un equipo de incineración es necesario calcular: a) el tiempo de residencia necesario para alcanzar una determinada conversión; b) cómo ese tiempo de residencia está asociado a la temperatura en la cámara de combustión; y c) cómo los balances de masa y energía determinan el volumen del incinerador. Estos puntos se detallan a continuación.

8.1.1.1 Cinética de combustión de un COV

Comúnmente, la cinética de la reacción: $COV + aO_2 \rightarrow bCO_2 + cH_2O$ se puede simplificar a una cinética de primer orden con respecto al oxígeno y al COV:

$$-\frac{d[COV]}{dt} = k_2 \cdot [O_2] \cdot [COV] \equiv k \cdot [COV] = A \cdot \exp\left\{-\frac{E}{R \cdot T}\right\} [COV] \quad \text{Ecuación 8.1}$$

A menudo la concentración de oxígeno está en exceso, de modo que $k_2 \cdot [O_2]$ se puede aproximar a una constante k , llamada pseudoconstante de primer orden. La siguiente tabla presenta valores de A y E para un conjunto de COV de uso frecuente en la industria.

TABLA 8.3
Cinética de oxidación de algunos COV de uso frecuente

Compuesto	A, s ⁻¹	E, kcal/mol
Acetato de vinilo	2,54 x 10 ⁹	35,9
Acroleína	3,30 x 10 ¹⁰	35,9
Benceno	7,43 x 10 ²¹	95,9
Cloro benceno	1,34 x 10 ¹⁷	76,6
Cloruro de metilo	7,43 x 10 ⁸	40,9
Cloruro de vinilo	3,57 x 10 ¹⁴	63,3
Metano	1,68 x 10 ¹¹	52,1
Propano	5,25 x 10 ¹⁹	85,2
Tolueno	2,28 x 10 ¹³	56,5

Para una cinética de primer orden como la descrita en la ecuación anterior, la relación entre la conversión $X = (C_{in} - C_{out})/C_{in}$ del COV, el tiempo de residencia τ en el incinerador y la temperatura de combustión T quedan relacionadas a través de la identidad

$$k = -\frac{\ln(1 - X)}{\tau} = A \cdot \exp\left\{-\frac{E}{R \cdot T}\right\}$$

Ecuación 8.2

8.1.1.2 Balance de energía en un incinerador

La **Figura 8.3** muestra los flujos de masa y de energía en un incinerador, el cual puede o no tener recuperación de calor, y donde la corriente gaseosa posee una pequeña cantidad de COV. En el caso general hay que suministrar un combustible de respaldo para llevar a cabo la combustión a una temperatura T tal que el tiempo de residencia es razonable, lo que conduce a un diseño económico del volumen del incinerador.

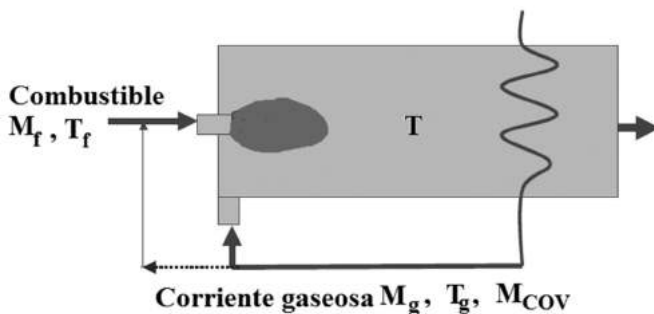
El balance de energía indica que la energía que ingresa es igual a la energía que egresa del sistema:

$$\begin{aligned} \text{Entrada} &= M_f \Delta H_f + M_{COV} \Delta H_{COV} + M_f C_{pf} T_f + M_g C_{pg} T_g = \\ &= \text{Salida} + Q = (M_f C_{pf} + M_g C_{pg}) T + Q \end{aligned}$$

Ecuación 8.3

FIGURA 8.3

Esquema de corrientes de masa y energía en un incinerador



Donde M representa los flujos másicos, ΔH el poder calorífico superior, T la temperatura y C_p la capacidad calorífica; los subíndices son: f , combustible de respaldo; g , aire que contiene COV; Q representa las pérdidas de calor en el equipo. El flujo másico de COV en la corriente de aire está dado por $M_{COV} = M_g \cdot C_{COV} / \rho_g$, donde C_{COV} es la concentración de COV en la corriente gaseosa, en masa/volumen y ρ_g es la densidad de dicha corriente. Luego de la ecuación anterior se puede calcular que el cociente de flujo de combustible de respaldo a flujo gaseoso está dado por:

$$\frac{M_f}{M_g} = \frac{C_{pg} \cdot (T - T_g) - C_{COV} \cdot \Delta H_{COV} / \rho_g}{\Delta H_f - C_{pf} \cdot (T - T_f)} \quad \text{Ecuación 8.4}$$

Y con ello se puede calcular el cociente aire a combustible en el proceso de incineración:

$$\left(\frac{A}{C} \right)_{masa} = \frac{M_g - M_{COV}}{M_f + M_{COV}} = \frac{(M_g / M_f) \cdot (1 - C_{COV} / \rho_g)}{1 + (M_g / M_f) \cdot (C_{COV} / \rho_g)} \quad \text{Ecuación 8.5}$$

El siguiente ejemplo muestra cómo se procede con los cálculos.

Ejemplo 8.1

Se desea diseñar un incinerador para tratar $12 \text{ m}^3/\text{s}$ de aire a $1,1 \text{ atm}$ y 35°C . La corriente de aire contiene $8 \text{ g}/\text{m}^3$ de benceno ($\Delta H_{COV} = 41.800 \text{ kJ/}$

kg) y 20% de O_2 . El combustible de respaldo es metano, cuya entalpía de combustión es $\Delta H_f = 50.030 \text{ kJ/kg}$ a 20°C . El tiempo de residencia en la cámara de combustión será de 0,5 s. Se requiere una conversión de benceno del 99%. Las propiedades del gas de combustión se pueden considerar igual a las del aire. Las pérdidas de calor al ambiente se pueden despreciar. Determine:

- La temperatura requerida del gas en la cámara de combustión;
- el cociente global aire a combustible y el consumo de combustible de respaldo;
- Si se añade un intercambiador de calor regenerativo para recuperar 60% de la entalpía de los gases de combustión, usándolos para precalentar la corriente de aire con COV, estime el cociente global aire a combustible y el porcentaje de reducción en requerimiento de combustible comparado con el caso sin recuperación de energía.

Las capacidades caloríficas son $1,005 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ para aire y $2,2 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ para gas natural.

- Partiendo de la ecuación 8.2, despejando la temperatura de la cámara de combustión y usando datos de la **Tabla 8.3**:

$$T = \frac{-E/R}{\ln\left[-\frac{\ln(1-X)}{\tau \cdot A}\right]} = \frac{-(95,9 \cdot 4,18 \text{ kJ/mol})/(8.310 \text{ kJ}/[\text{mol} \cdot \text{K}])}{\ln\left[-\frac{\ln(1-0,99)}{0,5 \cdot 7,43 \times 10^{21}}\right]} = 1.002 \text{ K} = 729^\circ\text{C}$$

- Reemplazando en la ecuación 8.4:

$$\frac{M_f}{M_g} = \frac{1,005 \cdot (729 - 35) - 0,008 \cdot 41.800/1,26}{50.030 - 2,2 \cdot (729 - 20)} = 0,0089$$

Usando este resultado en la ecuación 8.5 se obtiene:

$$\left(\frac{A}{C}\right)_{\text{masa}} = \frac{(1/0,0089) \cdot (1 - 0,008/1,26)}{1 + (1/0,0089) \cdot (0,008/1,26)} = 65,2$$

Y con el valor previo se calcula el consumo de combustible de respaldo:

$$M_f = 0,0089 \cdot 12 (\text{m}^3/\text{s}) \cdot 1,26 (\text{kg}/\text{m}^3) = 0,135 \text{ kg/s}$$

- Si se recupera 60% del calor sensible de los gases de combustión, entonces el calor de combustión debe suministrar solo 40% de la energía sensible a los gases de combustión, por lo que el balance de energía queda como:

$$\frac{M_f}{M_g} = \frac{0,4 \cdot C_{pg} \cdot (T - T_g) - C_{COV} \cdot \Delta H_{COV} / \rho_g}{\Delta H_f - 0,4 \cdot C_{pf} \cdot (T - T_f)} =$$

$$= \frac{0,4 \cdot 1.005 \cdot (729 - 35) - 0,008 \cdot 41.800 / 1,26}{50.030 - 0,4 \cdot 2,2 \cdot (729 - 20)} = 0,000275$$

Luego, reemplazando en la ecuación 8.5 se obtiene:

$$\left(\frac{A}{C}\right)_{masa} = \frac{3.635 \cdot (1 - 0,008/1,26)}{1 + 3.635 \cdot (0,008/1,26)} = 150,0$$

Y ahora el consumo de combustible está dado por:

$$M_f = 0,000275 \cdot 12(m^3/s) \cdot 1,26(kg/m^3) = 0,0042 kg/s$$

Es decir, el consumo de combustible de respaldo se redujo en 70% aproximadamente. Esto muestra el efecto positivo del recuperador de calor sensible. Algo similar ocurre con el incinerador catalítico, donde se baja la temperatura T a la cual opera la cámara de combustión.

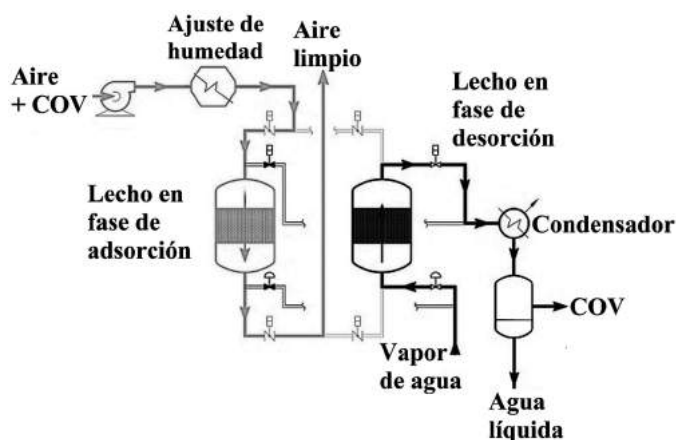
8.2 Adsorbedores de gases

La adsorción se emplea para remover COV desde flujos con concentraciones moderadas a bajas, donde se debe cumplir con una exigencia de un estándar de emisión o bien se desea recuperar los COV, ya que estos son valiosos. La adsorción es un mecanismo en el cual las moléculas del gas pasan a través de un lecho de partículas sólidas porosas, y son retenidas allí por fuerzas atractivas que son más débiles que los enlaces químicos, pero que son muy específicas.

La mayoría de los vapores o gases adsorbidos se pueden retirar desde el sólido mediante calentamiento a una temperatura suficientemente alta (desorción térmica), usando vapor de agua o gases de combustión, o reduciendo la presión del sistema (desorción al vacío). Existe siempre un porcentaje de COV adsorbido por mecanismos químicos o fuertemente adherido a los poros más pequeños del sólido, los cuales no pueden ser desorbidos desde el sólido; esto se expresa en forma operativa como la capacidad de trabajo del sólido, y es un parámetro relevante para el diseño de adsorbedores.

Los sólidos más utilizados como adsorbentes incluyen el carbón activado, gel de sílice, zeolitas sintéticas y arcillas. La **Figura 8.4** muestra un diagrama de flujo del proceso.

FIGURA 8.4
Ciclo de adsorción y desorción



Los tipos de adsorbedores que más se emplean en la industria son:

- i) Lecho fijo regenerable
- ii) Caníster desechables o reciclables
- iii) Adsorbedores de lecho móvil
- iv) Adsorbedores de lecho fluidizado
- v) Bolsas cromatográficas

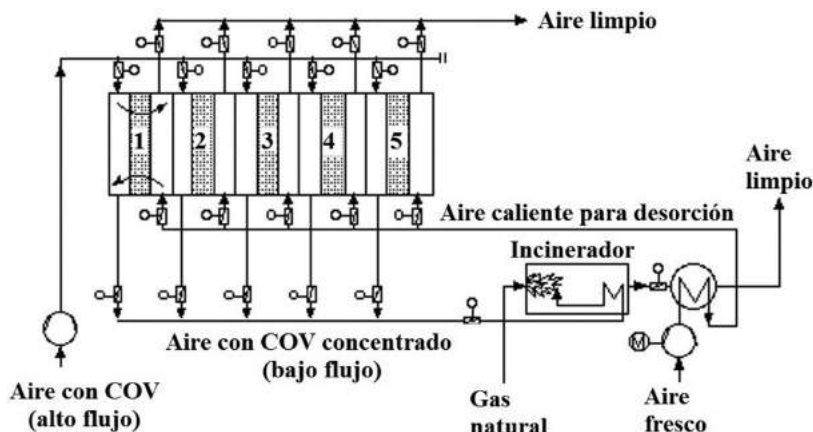
Así por ejemplo, la **Figura 8.5** muestra un sistema de adsorción compuesto de varios lechos fijos en paralelo, los cuales son regenerados con aire caliente para desorber los vapores, que a su vez son destruidos después en un incinerador térmico alimentado con gas natural. En este caso se trata de un compuesto que no se justifica recuperar por su bajo valor, o bien es muy tóxico para ser enviado a tratamiento biológico, así que es oxidado térmicamente a CO_2 y agua.

Los parámetros de diseño que hay que conocer para poder estimar los costos de operación y de capital son los siguientes:

- 1) El flujo volumétrico de gas contaminado con COV
- 2) Las concentraciones a la entrada y a la salida (requerimientos de abatimiento)
- 3) El tiempo de adsorción, es decir, la duración del ciclo en el cual el lecho está adsorbiendo COV antes de sacarse de línea para regenerarse
- 4) La capacidad de absorción del material adsorbente (g COV adsorbido/g sólido seco).

FIGURA 8.5

Adsorbedor de lecho fijo con desorción e incineración de COV



Además, los costos serán afectados por otras características del flujo, tales como la presencia o ausencia de cantidades excesivas de partículas, humedad o sustancias corrosivas, lo que requiere pretratamiento y uso de materiales resistentes a la corrosión.

8.2.1 Equilibrio de adsorción

Durante la adsorción, las moléculas del vapor migran hacia la superficie de las partículas donde son retenidas por fuerzas de interacción específicas entre la superficie sólida y la molécula, y como resultado de este proceso liberan energía, el calor de adsorción, que es similar en magnitud al calor de condensación. La capacidad de adsorción del sólido para un gas o vapor dado tiende a incrementarse con la concentración en la fase gaseosa, el peso molecular, la difusividad, polaridad y punto de ebullición del componente. Muchas relaciones de equilibrio entre la concentración de COV en la fase gaseosa (C) y en la fase adsorbida (X) son aproximadamente lineales en escala log-log, por lo que se pueden expresar a través de la isoterma de Freundlich:

$$C_{Eq} = \alpha (X_{SAT})^\beta \rightarrow X_{SAT} = k (C_{Eq})^m \quad \text{Ecuación 8.6}$$

Donde las constantes son valores experimentales, que dependen fuertemente de la temperatura de equilibrio; la siguiente tabla muestra algunos valores

experimentales a 25 °C, en los cuales se usó la presión parcial del COV (psia) como medida de concentración, y X se mide en g/g cambio activado.

TABLA 8.4
Valores de constantes de equilibrio de la isoterma de Freundlich a 25 °C

Compuesto	k	m	Intervalo de presión (psia)
Benceno	0,597	0,176	0,0001 – 0,05
Clorobenceno	1,05	0,188	0,0001 – 0,01
Dicloroetano	0,976	0,281	0,0001 – 0,04
Tricloroetano	1,06	0,161	0,0001 – 0,04
Tolueno	0,551	0,110	0,0001 – 0,05

El siguiente ejemplo muestra cómo se analizan los datos experimentales para encontrar las constantes de equilibrio.

Ejemplo 8.2

La siguiente tabla muestra valores experimentales de adsorción de metiletilcetona (MEK) en dos tipos de sólidos: fibra de carbón activado (FCA) y carbón activado reciclado de neumáticos (CARN) a 1 atm y 20 °C. Encuentre las constantes α y β del modelo de Freundlich, evaluando la bondad del ajuste estadístico a través del coeficiente de correlación ajustado.

C _{eq} , ppm	X _{SAT} (FCA), mg/g	X _{SAT} (CARN), mg/g
500	325,52	100,21
1.000	408,14	123,79
2.000	475,96	152,73
3.000	509,25	170,42
4.000	528,98	184,89
5.000	545,01	196,14

Las constantes α y β se obtienen a partir de tomar el logaritmo en la ecuación 8.6:

$$\ln(C_{eq}) = \ln(\alpha) + \beta \cdot \ln(X_{SAT})$$

Luego, se hace una regresión lineal de los datos transformados de concentración de MEK en la fase gaseosa (C_{eq}) en equilibrio con la concentración en el sólido (X_{SAT}). El resultado de los ajustes de mínimos cuadrados (volviendo a las variables originales), nos produce los siguientes resultados:

Sustrato sólido	α , ppm·(g/mg) ^β	β , sin unidades	R ² ajustado
Fibra carbón activado (FCA)	3,44 x 10 ⁻⁹	4,419	0,966
Carbón activado de neumáticos (CARN)	6,98 x 10 ⁻⁵	3,422	0,999

8.2.2 Adsorbedores de lecho fijo

Estas unidades se pueden diseñar para manejar en forma continua flujos entre 10² a 10⁵ ft³/min. Las concentraciones de COV pueden ser tan bajas como algunos ppb en el caso de algunos compuestos tóxicos o tan elevadas como 25% del límite de explosividad inferior LEL (este varía entre 2.500 a 10.000 ppm para los distintos COV).

Los lechos fijos pueden operar en forma intermitente o continua. En el primer caso el adsorbedor remueve los COV por un tiempo especificado, el que corresponde al intervalo en el que la fuente emite COV. Después que se desconectan la fuente y el adsorbedor, la unidad comienza el ciclo de desorción, durante el cual el COV capturado se remueve desde el lecho sólido. El ciclo consiste en las siguientes etapas:

- a) Regeneración del sólido por calentamiento, esto generalmente se consigue haciendo pasar vapor de agua en la dirección opuesta a la del flujo de gas.
- b) Secado del lecho, con un ventilador o con aire comprimido.
- c) Enfriamiento del lecho a su temperatura normal de adsorción, usando un ventilador.

Al final de este ciclo (que dura típicamente una a dos horas), la unidad queda lista para volver a adsorber.

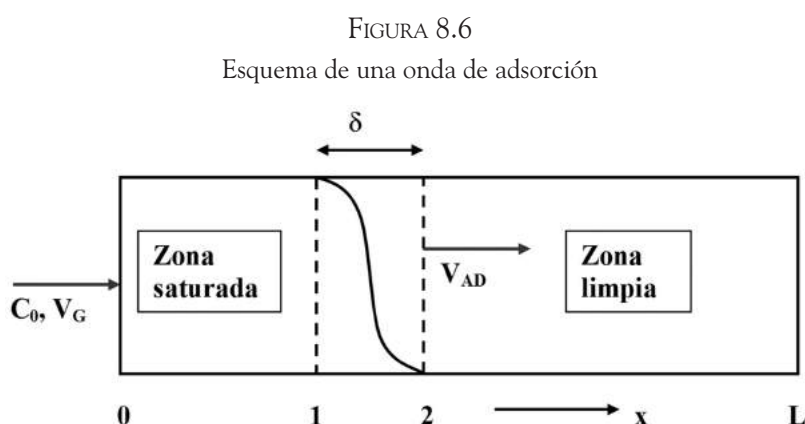
En la operación continua siempre hay un lecho disponible para adsorción, como se indica en la **Figura 8.4**; mientras un lecho funciona como adsorbedor, el otro está desorbiendo COV o está detenido. Dado que cada lecho debe ser capaz de acomodar el flujo entero de gas a tratar, se debe usar el doble de sólidos en el lecho, con respecto a un adsorbedor discontinuo que maneje el mismo flujo de gas sucio. Si el ciclo de desorción es significativamente menor que el de adsorción, puede ser más económico tener tres o cuatro o más lechos operando en el sistema.

8.2.3 Cartuchos de adsorción

Estas unidades están limitadas al control de bajos volúmenes de gas, con una capacidad máxima típica de 100 ft³/min, en flujos intermitentes tales como los provenientes de venteos de estanques, donde la economía del proceso sugiere usar cartuchos que se van a regenerar en otro sitio. Una vez que la unidad alcanza un contenido máximo de COV, se detiene el proceso y se reemplaza el cartucho con uno con relleno nuevo. El tipo de carbón activado utilizado depende del tipo de COV a ser tratado. Por ejemplo, hay adsorbedores específicos para el caso del llenado de estanques de gasolina.

8.2.4 Análisis del ciclo transitorio adsorción-desorción

Consideremos un lecho sólido al cual se le alimenta aire contaminado con COV. Al comienzo de la operación, los sólidos que están más cerca de la entrada de aire se saturan con los COV adsorbidos, mientras existe otra parte del lecho libre de COV, como se muestra en la **Figura 8.6**.



A medida que transcurre el proceso, el frente de sólidos completamente saturados con COV se desplaza hacia el otro extremo del adsorbedor, momento en el cual se ha alcanzado la saturación del lecho de sólidos y usualmente hay que detener la operación un poco antes para enviar el lecho a regeneración y desviar el flujo de gas contaminado hacia otro lecho de adsorción con sólido fresco (**ver Figura 8.4**). Para esto se requiere disponer de medidores continuos de COV para diagnosticar el ascenso de concentración de COV a la salida del equipo.

El balance de masas requiere que todo el COV que traía la corriente gaseosa se adsorbió en el lecho, por lo cual se produce una onda de adsorción que se desplaza con velocidad constante V_{AD} , es decir:

$$\frac{\dot{m}_G \cdot C_0}{\rho_G} = \dot{m}_S \cdot X_1 = \rho_S \cdot A \cdot V_{AD} \cdot X_1 \quad \text{Ecuación 8.7}$$

Donde \dot{m}_G y \dot{m}_S son los flujos másicos de gas y sólidos, respectivamente; ρ_G y ρ_S son las densidades del gas y de los sólidos; A es la sección transversal del lecho y C_0 y X_1 corresponden a las concentraciones a la entrada y en la sección 1 del lecho. Además, el gas transportador es usualmente aire, y las condiciones son tan diluidas que se puede asumir que el flujo másico total de gases es igual al del aire \dot{m}_a , por lo que se puede escribir que:

$$\frac{\dot{m}_a \cdot C_0}{\rho_a} = \rho_S \cdot A \cdot V_{AD} \cdot X_1 = \rho_S \cdot A \cdot V_{AD} \cdot k \cdot (C_0)^m \quad \text{Ecuación 8.8}$$

Donde se ha asumido que hay equilibrio de adsorción en la sección 1 y se ha usado la ecuación (8.6) para expresar la concentración adsorbida (X_1) en función de la concentración C_0 .

Considerando que las condiciones en la sección 1 son las de entrada al adsorbedor, que las propiedades de la corriente de aire contaminado (G) son las mismas que las del aire puro, se obtiene que la velocidad de adsorción viene dada por

$$V_{AD} = \frac{V_a \cdot C_0}{\rho_S \cdot X_1} = \frac{(V_a / \rho_S)}{k} \cdot (C_0)^{1-m} = \frac{V_a}{\rho_S} \cdot \alpha^{1/\beta} \cdot (C_0)^{1-1/\beta} \quad \text{Ecuación 8.9}$$

Esto indica que la capacidad de adsorción depende de las características del equilibrio (k , m), de la concentración de COV a la entrada (C_0), de la velocidad del aire (V_a) y de la densidad del lecho de sólidos (ρ_s).

Ahora aplicando el concepto que la velocidad de transferencia de masa de COV desde la fase gas hacia la fase sólida está dada por la diferencia entre la concentración local de gas $C(x)$ y la concentración de equilibrio C_E , mediante un coeficiente global de transferencia de masa K , entonces se puede demostrar a través de la integración de un balance diferencial de masa que se cumple la siguiente ecuación:

$$\delta = \frac{V_a}{K} \cdot \int_0^1 \frac{dx}{x(1-x^\beta)}; \quad x \equiv \frac{C(x)}{C_0} \quad \text{Ecuación 8.10}$$

Donde δ es el espesor del frente móvil (o también llamado zona de transferencia de masa), y $x = C/C_0$ es la concentración adimensional. Para evaluar el espesor δ hay que definir cuáles son los límites prácticos en la ecuación anterior, ya que la integral diverge. Así, es común suponer que la zona de adsorción incluye las variaciones de concentraciones desde $x = 0,01$ hasta $x = 0,99$, por lo que la ecuación anterior queda como:

$$\frac{\delta \cdot K}{V_a} = 4,6 + \frac{1}{\beta - 1} \cdot \ln \left(\frac{1 - (0,01)^{\beta-1}}{1 - (0,99)^{\beta-1}} \right); \quad \beta \equiv 1/m > 1 \quad \text{Ecuación 8.11}$$

Y el tiempo requerido para que se sature el lecho de sólidos (*breakthrough time*) se puede estimar mediante la expresión

$$t_B = \frac{L - \delta}{V_{AD}} \quad \text{Ecuación 8.12}$$

Donde L es la longitud del lecho de sólidos en la dirección del flujo de gas.

8.2.4.1 Ciclo de regeneración del lecho

Cuando los sólidos del lecho se saturan con COV, es necesario llevar el equipo a una etapa de regeneración. Aquí se hace pasar un fluido caliente

(normalmente vapor de agua) para conseguir desorber rápidamente los vapores desde el sólido hacia la corriente gaseosa y conseguirlos más concentrados, de manera que se puedan recuperar o eliminar más fácilmente de la corriente gaseosa. En esta etapa el lecho opera como zona de desorción y se produce nuevamente una onda, esta vez en dirección opuesta, y el concepto de onda de adsorción todavía es válido. Por lo tanto, la velocidad de desorción está dada por

$$V_{DES} = \frac{\dot{m}_R \cdot C_R}{\rho_S \cdot A \cdot \rho_R \cdot X_1} = \frac{(V_R / \rho_S) \cdot (C_R)^{1-m_R}}{k_R} = \frac{(V_R / \rho_S) \cdot C_R}{k \cdot (C_0)^m} \quad \text{Ecuación 8.13}$$

Donde el subíndice R se refiere a las características del fluido de regeneración. Nótese que los valores de las constantes k_R y m_R son usualmente diferentes de los valores de la etapa de adsorción, por lo que hay que tener precaución en la aplicación de estas ecuaciones.

Finalmente, el tiempo de saturación (*breakthrough time*) se puede estimar asumiendo que la zona de desorción es más pequeña que la longitud L, con lo cual se obtiene

$$t_{DES} = \frac{L}{V_{DES}} = \frac{\rho_S \cdot k_R \cdot L}{V_R \cdot (C_R)^{1-m_R}} = \frac{\rho_S \cdot k \cdot (C_0)^m \cdot L}{V_R \cdot C_R} \quad \text{Ecuación 8.14}$$

En estas dos últimas ecuaciones se ha incorporado la concentración C_0 , considerando que en ambos casos la concentración de saturación X_1 es la misma.

Ejemplo 8.3

Se propone utilizar un sistema de adsorción que utilice alguno de los sustratos sólidos descrito en el ejemplo anterior, para recuperar MEK desde un flujo de aire. El caudal es de 400 m³/min a 20 °C y 1 atm. Esta corriente contiene 750 ppm de MEK. Las densidades aparentes del FCA y CARN son de 400 y 193 kg/m³, respectivamente. Determine la longitud (L) y el diámetro (D) de un lecho adsorbente cilíndrico si el tiempo de proceso será de 3 h para cada adsorbente. La relación $L/D = 2$ para cada lecho de sólidos. Los coeficientes de transferencia de masa (K) para los sistemas FCA y CARN son de 90 y 60 s⁻¹, respectivamente. Compare los resultados de ambos sustratos. ¿Usted recomendaría usar alguno de estos sistemas de adsorción para esta aplicación?

Para el sistema FCA:

Empleando las ecuaciones 8.9 y 8.11:

$$V_{AD} = \frac{6,67 \text{ m}^3 / \text{s}}{\left(\frac{\pi D^2}{4} \text{ m}^2 \right) \cdot 400 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \left(3,44 \times 10^{-9} \right)^{1/4,419} \cdot (750 \text{ ppm})^{3,419/4,419} = \dots = \frac{1,3 \times 10^{-4}}{D^2} \text{ m/s}$$

$$\delta = \frac{6,67 \text{ m}^3 / \text{s}}{\left(\frac{\pi D^2}{4} \text{ m}^2 \right) \cdot 90 \text{ s}^{-1}} \left\{ 4,6 + \frac{1}{3,419} \cdot \ln \left(\frac{1 - (0,01)^{3,419}}{1 - (0,99)^{3,419}} \right) \right\} = \frac{0,529}{D^2} \text{ m}$$

Reemplazando estos resultados en la ecuación 8.12:

$$t_B = 3h = 10.800 \text{ s} = \frac{(L - 0,529/D^2)m}{(1,3 \times 10^{-4}/D^2)m/s} = \frac{(2D - 0,529/D^2)m}{(1,3 \times 10^{-4}/D^2)m/s}$$

De donde se despeja que $D = 0,99 \text{ m}$, $L = 1,98 \text{ m}$ y $\delta = 0,54 \text{ m}$

Para el sistema CARN:

Usando las mismas ecuaciones se llega a:

$$V_{AD} = \frac{8,73 \times 10^{-4}}{D^2} \text{ m/s}; \quad \delta = \frac{0,871}{D^2} \text{ m}; \quad t_B = 10.800 \text{ s} = \frac{(2D - 0,871/D^2)m}{(8,73 \times 10^{-4}/D^2)m/s}$$

De aquí se obtiene que $D = 1,73 \text{ m}$, $L = 3,45 \text{ m}$ y $\delta = 0,29 \text{ m}$

Debido a que los resultados son mayores para el caso de sólidos CARN, conviene usar el sistema FCA, puesto que ocupa menor cantidad de adsorbente. Sin embargo, también hay que considerar los costos de capital (adsorbente, recipiente, equipo auxiliar) y la duración del ciclo de regeneración (comparado con el de adsorción) para decidir si el sistema FCA puede operar en forma continua. Otros temas a considerar es el tamaño relativo de la zona de transferencia de masa (δ) con respecto al largo del lecho, así como la sensibilidad de los resultados a los parámetros de equilibrio (α y β) y de transferencia de masa (K).

8.2.5 Análisis simplificado del proceso de adsorción

En el caso de que se pueda despreciar el espesor de la zona de adsorción, entonces el análisis se simplifica considerablemente, ya que se utilizan solamente balances de masa para el COV en ambas fases y el tiempo de residencia queda

determinado por el flujo y concentración de COV a la entrada del equipo y la capacidad de adsorción del lecho. Se suele considerar que el lecho posee una capacidad de trabajo menor a la concentración de equilibrio de adsorción para las condiciones del flujo y se opera el lecho hasta que se llega a esa condición de operación. El siguiente ejemplo muestra cómo se procede.

Ejemplo 8.4

En una imprenta se debe remover tolueno ($PM = 92$) desde un caudal de $5.000 \text{ ft}^3/\text{min}$ de aire que contiene $0,3\%$ (en volumen) de tolueno. La temperatura del flujo es de 25°C (537°R) y la presión es de 1 atm ($= 101.325 \text{ Pa}$). Para el tolueno la relación de equilibrio de adsorción está dada por la ecuación: $X_{eq} = k \cdot p^m$, donde p es la presión parcial del tolueno en la corriente gaseosa [Pa], X_{eq} está en [lb tolueno/lb sólido], $m = 0,208$ y $k = 0,11$.

Se usarán dos lechos de adsorción en paralelo, los que emplean carbono activado (6×16 mesh de tamaño) como sólido adsorbente. Se requiere que siempre esté un lecho operando continuamente en modo de adsorción (1 h de proceso) mientras el otro está fuera de línea (también por 1 h). Asumiendo que la densidad aparente de los sólidos es de $30 \text{ lb}/\text{ft}^3$ y que el lecho opera a 40% de la capacidad de adsorción de equilibrio, determine la cantidad de carbón a utilizar, las dimensiones de cada lecho (diámetro y profundidad) y la caída de presión en el lecho en [Pa], cuando opera en modo de adsorción. Calcule además el consumo de potencia en kW solo para el proceso de adsorción. Para estos sólidos, la caída de presión [$"\text{H}_2\text{O}/\text{ft}$ de lecho] está dada por la siguiente ecuación: $\Delta P ("H_2O) = 0.0315 \cdot [V(\text{ft} / \text{min})]^{1.339}$

- a) La cantidad de tolueno que ingresa al equipo está dada por la ley de gases ideales:

$$\dot{m}_T = \frac{(0,3/100) \cdot 5.000 \text{ ft}^3 / \text{min} \cdot 92 \text{ lb} / \text{lbmol} \cdot 1 \text{ atm}}{0,73 [\text{atm} \cdot \text{ft}^3 / (\text{lbmol} \cdot ^\circ\text{R})] \cdot 537^\circ\text{R}} = 3,52 \text{ lb} / \text{min}$$

luego en una hora de proceso hay que remover $211,2 \text{ lb}$ de tolueno.

- b) La capacidad de adsorción (en equilibrio) está dada por: $X_{eq} = k \cdot p^m$, donde la presión parcial del tolueno está dada por: $p_T = (0,3/100) \cdot 101.325 = 304 \text{ Pa}$, luego $X_{eq} = 0,11(304)^{0,208} = 0,361 \text{ lb tolueno/lb carbón}$. Pero como solo 40% de los poros está disponible para adsorción, el valor de diseño es $X = 0,4 X_{eq} = 0,145 \text{ kg tolueno/kg carbón}$.

- c) La cantidad de sólidos en el adsorbedor en operación (y también en el adsorbedor en regeneración) es:

$$M_{S, \text{diseño}} = \frac{211,2 \text{ lb tolueno}}{0,145 \text{ lb sólido / lb tolueno}} = 1.461,5 \text{ lb sólidos}$$

lo que significa que el volumen de cada lecho es: $V_s = 1.461,5 / 30 = 48,7 \text{ ft}^3$; para calcular el área del lecho debemos verificar que la velocidad no supere los 100 ft/min. Por ejemplo, si seleccionamos $V = 80 \text{ ft/min}$, entonces $A_s = 5.000 \text{ ft}^3/\text{min} / (80 \text{ ft/min}) = 62,5 \text{ ft}^2$, y la profundidad del lecho es $L = V_s / A_s = 0,78 \text{ ft}$. El diámetro del lecho es:

$$D = \sqrt{4 \cdot A_s / \pi} = \sqrt{4 \cdot 62,5 / \pi} = 8,9 \text{ ft}$$

- d) Para este tipo de sólidos la caída de presión está dada por: $\Delta P = 0,0315 \cdot [80]^{1,339} \text{ } ^\circ\text{H}_2\text{O}$, es decir, 2.770 Pa. El caudal de gas es $Q_G = 5.000 \text{ ft}^3/\text{min} = 2,36 \text{ m}^3/\text{s}$, por lo que la potencia requerida por el aire es: $\dot{W}_G = Q_G \cdot \Delta P = 2,36 \text{ m}^3/\text{s} \cdot 2.770 \text{ Pa} = 6,45 \text{ kW}$; si suponemos 75% de eficiencia en el soplador de aire, entonces el consumo de potencia sería de 8,7 kW.

8.3 Absorbedores de gases

Estos sistemas son empleados en la industria para la separación y purificación de corrientes gaseosas, como recuperadores de productos y como equipos de abatimiento de emisiones. Se emplean usualmente para remover compuestos solubles en agua, desde corrientes gaseosas con concentraciones de 250 a 10.000 ppm. En este proceso uno o más de los compuestos solubles de la mezcla se disuelven en un líquido. El proceso se puede clasificar como físico cuando el compuesto gaseoso se disuelve en el solvente, y químico cuando hay reacción entre el compuesto gaseoso y el líquido. Los solventes típicos son agua, aceites minerales, hidrocarburos no volátiles y soluciones acuosas.

Las eficiencias de remoción varían para cada sistema contaminante-solvente y con el tipo de adsorbedor usado. La mayoría de los adsorbedores tienen eficiencias en exceso del 90%, y las torres empacadas pueden alcanzar eficiencias tan altas como el 99,9% para algunos sistemas. La elección de un equipo de absorción como técnica de abatimiento de emisiones depende de los siguientes factores:

- a) disponibilidad de un solvente adecuado

- b) la eficiencia requerida
- c) concentración de COV a la entrada
- d) capacidad de manejo del flujo procesado
- e) valor del solvente recuperado o costo de solvente gastado

El solvente empleado para remover COV debería presentar una alta solubilidad para el gas, baja presión de vapor, baja viscosidad y debería ser relativamente barato.

Se puede definir la absorción como una operación de transferencia de masa en la cual uno o más compuestos de una mezcla gaseosa se disuelven en un líquido que posee baja volatilidad en las condiciones del proceso. Un absorbedor bien diseñado va a proveer bastante superficie de contacto entre la fase líquida y gaseosa para facilitar la transferencia del contaminante entre fases.

La velocidad de transferencia de masa depende de la cantidad de superficie entre las fases que se expone durante el tiempo de residencia del gas en el equipo. Los diseños más empleados son en contracorriente, en los cuales el gas ingresa por el fondo del equipo y el líquido por la parte superior, ya que así se consigue la mejor diferencia de concentraciones entre las fases y por ende mayor velocidad de transferencia de masa; además, requieren menor consumo de líquido y son más apropiados con flujos concentrados.

Los equipos que se emplean para absorción de gases incluyen:

- a) Columnas empacadas
- b) Columnas de platos
- c) Lavadores Venturi
- d) Cámaras de aspersión

Los más utilizados son las torres empacadas, en las cuales se coloca un relleno de materiales cerámicos que proporcionan una gran superficie de contacto entre fases (**ver Figura 8.7**).

Estas torres pueden alcanzar altas eficiencias de abatimiento, manejar grandes volúmenes de líquido y requerimientos de consumo de agua menores que otros tipos de absorbedores. La **Figura 8.8** muestra un par de diseños típicos de torres de absorción.

Las torres de aspersión (**Figura 8.8 a**) generan gotas de líquido mediante un sistema de aspersión. Las gotas caen a través de un flujo de gas en contracorriente por acción de la gravedad y se contactan con el contaminante gaseoso. Estas torres son fáciles de operar y mantener, y poseen requerimientos de energía relativamente bajos. Sin embargo, poseen menor eficiencia que las

FIGURA 8.7

Tipos de empaques para absorbedores: a) Anillos Rashig; b) monturas Intalox; c) Telleretes; d) Anillos Pall; e) monturas Berl

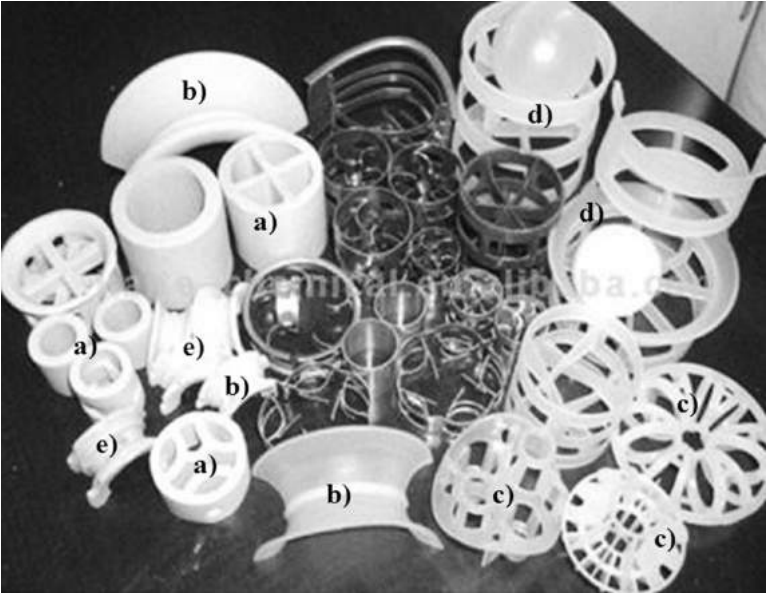
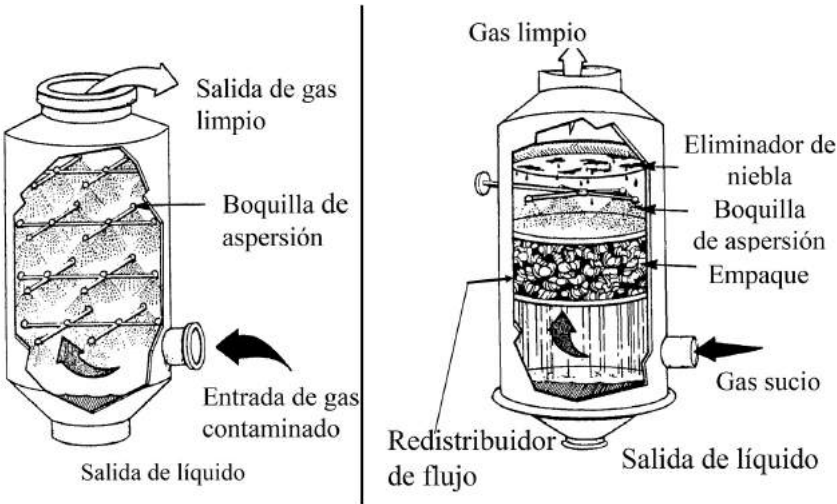


FIGURA 8.8

Diseños típicos de absorbedores: a) torre de aspersión; b) torre empacada



torres empacadas y normalmente están restringidas a la remoción de gases altamente solubles como SO_2 y amoníaco.

Las torres de platos o de bandejas son cilindros verticales en donde el líquido y el vapor son contactados en forma de lotes. El líquido ingresa al tope de la columna y fluye a través de cada plato y un rebalse hacia los platos inferiores. El gas se mueve hacia arriba a través de orificios en las placas, burbujea en el líquido y pasa a la placa superior. Estos equipos son más fáciles de limpiar y manejan mejor fluctuaciones de temperaturas que en el caso de torres empacadas (**Figura 8.8 b**). No obstante, presentan grandes caídas de presión y mucha retención de líquido, lo cual baja la eficiencia a flujos elevados del gas.

Los lavadores Venturi se aplican para el control simultáneo de material particulado y SO_2 . Se diseñan para remover partículas pequeñas entre 0,5 y 5 μm . Ya se han mostrado algunos diseños en el capítulo 7.

Los parámetros que es necesario conocer para poder diseñar un absorbedor son los siguientes:

1. Flujo de gas contaminado
2. Composición del flujo
3. Eficiencia de control requerida
4. Relaciones de equilibrio entre el solvente y el gas
5. Propiedades del gas, contaminante y solvente: difusividad, viscosidad, densidad, peso molecular

8.3.1 Diseño de un absorbedor

La siguiente figura muestra el esquema de un absorbedor operando en contracorriente.

El balance de masa global para el soluto está dado por la ecuación:

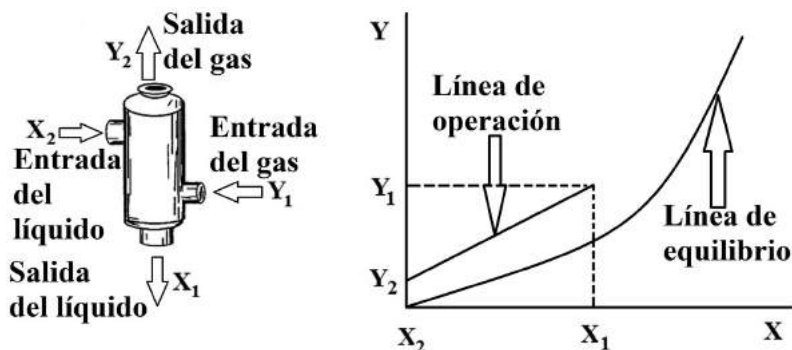
$$G_{m,1}y_1 + L_{m,2}x_2 = G_{m,2}y_2 + L_{m,1}x_1 \quad \text{Ecuación 8.15}$$

O bien, utilizando como referencia el solvente puro y el gas libre de COV (aire usualmente), ya que son flujos constantes a lo largo de la torre, se obtiene la ecuación:

$$G_{C,m}(Y_1 - Y_2) = L_{S,m}(X_1 - X_2) \\ X = x/(1 - x); Y = y/(1 - y) \quad \text{Ecuación 8.16}$$

FIGURA 8.9

Torre de absorción en contracorriente



En donde: L_m : flujo molar total de líquido; $L_{s,m}$: flujo molar de solvente puro; G_m : flujo molar total de gas; $G_{c,m}$: flujo molar de gas limpio; x : fracción molar en el líquido; y : fracción molar en el gas; X : moles soluto/moles solvente; Y : moles soluto/moles gas limpio.

La ventaja de usar la formulación de la ecuación 8.16 es que en los ejes X - Y , el balance de masa produce una línea recta que corresponde a la operación del equipo de absorción. Por contraste, en la ecuación 8.15 los flujos molares totales de líquido y gas son variables, ya que hay una transferencia del soluto desde el gas hacia el líquido: el flujo total de gas disminuye desde el fondo hacia el tope de la torre, y el flujo total de líquido aumenta desde el tope hacia el fondo de la torre.

Normalmente el flujo molar de gas que entra es conocido y por lo tanto Y_1 se conoce; comúnmente $X_2 = 0$, porque se usa solvente puro y el valor de Y_2 está especificado como objetivo de control. Se define el mínimo flujo de líquido necesario para cumplir con el objetivo de control ($L_{s,min}$), aquel donde la línea de operación corta la curva de equilibrio en el punto (X_1^*, Y_1) . Esta condición corresponde a una torre de altura infinita, ya que la fuerza impulsora (flechas verticales en la Figura 8.9) se hace cero en ese punto y por lo tanto la velocidad de transferencia de masa entre el gas y el líquido se hace cero. En la práctica la línea de operación de diseño se determina escogiendo un valor de diseño del flujo de solvente entre 30% y 70% por sobre el valor mínimo recién descrito.

Ejemplo 8.5

Se desea diseñar una torre empacada para remover 95% de amoniaco desde una corriente que tiene 8% de amoniaco y 92% de aire en volumen. La mezcla ingresa a la torre a 20 °C y 1 atm, a razón de 80 lbmol/h. Se usará como solvente agua pura; el flujo de líquido va a ser 30% por sobre el mínimo posible. Calcular:

- Los flujos máscicos de solvente y aire, en lbmol/h
- Los flujos máscicos de gas y líquido, en lb/h, tanto en el fondo como en el tope de la torre.

El equilibrio de absorción del amoniaco en agua está dado en la siguiente tabla (a 20 °C y 1 atm):

X	0,000	0,0206	0,0310	0,0407	0,0502	0,0735	0,0962
Y	0,000	0,0158	0,0240	0,0329	0,0418	0,0660	0,0920

En base molar, los flujos de aire y de amoniaco son: $G_{m,aire} = 0,92 \cdot 80 = 73,6$ lbmol/h; $G_{A,1} = 0,08 \cdot 80 = 6,4$ lbmol/h; $G_{A,2} = 0,05 \cdot G_{A,1} = 0,32$ lbmol/h; luego las concentraciones en base de gas y solvente limpio son:

$$Y_1 = \frac{6,4}{73,6} = 0,087 \frac{lbmol NH_3}{lbmol aire}; \quad Y_1 = \frac{0,32}{73,6} = 0,0043 \frac{lbmol NH_3}{lbmol aire}$$

Al tope de la torre: $X_2 = 0$. Graficando la línea recta que intersecta la curva de equilibrio para $Y_{eq} = Y_1$, se obtiene la **Figura 8.10**.

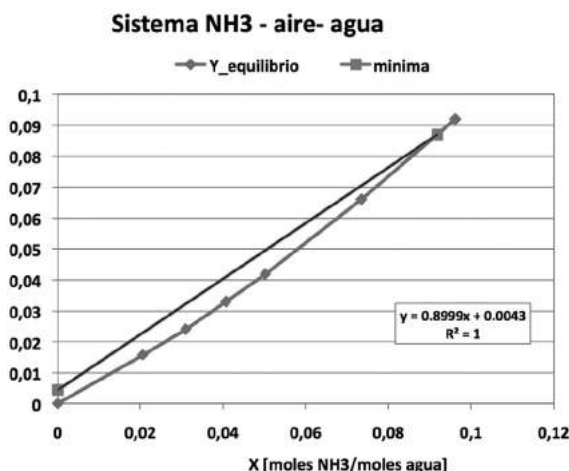
Luego, la pendiente mínima es:

$$\left(\frac{L_{m,agua}}{G_{m,aire}} \right)_{mínimo} = 0,9, \text{ por lo que el valor de diseño está dado por:}$$

$$\left(\frac{L_{m,agua}}{G_{m,aire}} \right)_{diseño} = 0,9 \cdot 1,3 = 1,17 \frac{lbmol agua}{lbmol aire}$$

FIGURA 8.10

Curva de equilibrio y pendiente mínima de operación para ejemplo 8.5



Y entonces el flujo molar de agua es: $L_{m,agua} = 1,17 \cdot 73,6 = 86,1 \text{ lbmol/h}$; en el fondo de la torre la concentración de amoníaco en el agua (X_1) está dada por:

$$\frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1} = 1,17 \rightarrow X_1 = 0,0707 \frac{\text{lbmol NH}_3}{\text{lbmol agua}}$$

Y la línea de operación es: $Y = 1,17 \cdot X + 0,0043$.

Los flujos másicos están dados por: $G_{\text{aire}} = 73,6 \cdot 29 = 2.134 \text{ lb/h}$; $G_{A,1} = 6,4 \cdot 17 = 109 \text{ lb/h}$;

$G_{A,2} = 0,32 \cdot 17 = 5,4 \text{ lb/h}$; $L_{\text{agua}} = 86,1 \cdot 18 = 1.550 \text{ lb/h}$.

Luego al tope de la torre: $L_2 = 1.550 \text{ lb/h}$; $G_2 = 2.134 + 5 = 2.139 \text{ lb/h}$; al fondo de la torre $L_1 = 1.550 + 104 = 1.654 \text{ lb/h}$ y $G_1 = 2.134 + 109 = 2.243 \text{ lb/h}$.

8.3.1.1 Condición de inundación

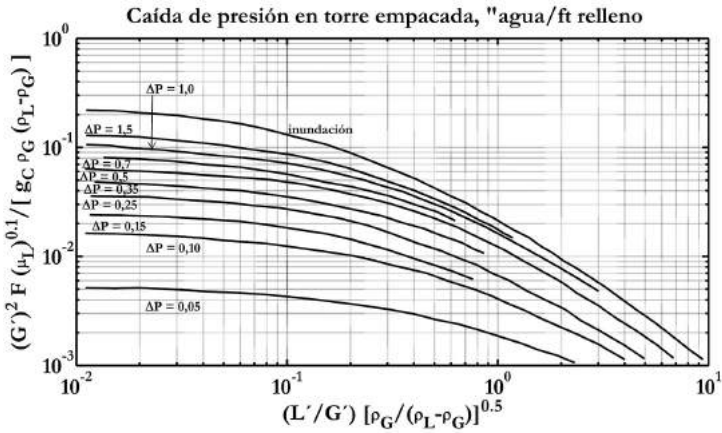
Si el flujo de gas es excesivo, el líquido empieza a ser retenido progresivamente en la columna, alcanzándose la condición de inundación, y aumentando considerablemente la caída de presión del flujo de gas. Para poder diseñar efectivamente la torre, se considera solo una fracción de dicha velocidad de inundación como valor efectivo de la velocidad del gas. Para esto se usa

frecuentemente el diagrama presentado en la **Figura 8.11**, donde la abscisa está dada por la cantidad $(L'/G') \cdot \sqrt{\rho_G/(\rho_L - \rho_G)}$ y las curvas de nivel representan caídas de presión constante para la fase gaseosa a través del relleno; la ordenada es proporcional al flux de gas al cuadrado:

$$\frac{(G')^2 F \mu_L^{0.1}}{g_c \rho_G (\rho_L - \rho_G)} \quad \text{Ecuación 8.17}$$

FIGURA 8.11

Curvas de caída de presión para torres empacadas



El factor F depende del tipo de empaque que se ocupe en la torre, y en la ecuación anterior la viscosidad del líquido debe expresarse en cP (para el agua $\mu_L = 0,8$ cP). La figura se debe utilizar con unidades inglesas, por lo que $g_c = 32,2$ y G' queda expresado en $\text{lb}/(\text{s} \cdot \text{ft}^2)$.

Del análisis de caída de presión es posible obtener el valor de diseño de G' y como G se conoce de antemano (ver ejemplo anterior), esto determina el área de la torre y su diámetro. Nótese que para ingresar al gráfico solo es necesario conocer el cociente de flujos (L'/G') y no el área de la torre. El siguiente ejemplo muestra cómo se procede para el cálculo.

Ejemplo 8.6

Para los datos del ejemplo anterior, si se va a usar un empaque de anillos Rashig de 1" ($F = 155$) y se va a operar a 60% de la velocidad de inundación,

calcular el diámetro de la torre y la caída de presión por unidad de largo del empaque.

La densidad del líquido es la del agua a 68 °F: $\rho_L = 62,3 \text{ lb/ft}^3$; la densidad del aire se calcula con la ecuación de gases ideales: $\rho_G = P \cdot M / (R \cdot T) = 14,7 \cdot 29 / (10,73 \cdot 528) = 0,075 \text{ lb/ft}^3$. La abscisa en la figura anterior para condiciones del tope de la torre es:

$$(L'/G') \cdot \sqrt{\rho_G / (\rho_L - \rho_G)} = (1.550/2.139) \cdot \sqrt{0,075 / (62,3 - 0,075)} = 0,025$$

A partir del gráfico para la condición de inundación se obtiene:

$$\frac{(G')^2 F \mu_L^{0,1}}{g_c \rho_G (\rho_L - \rho_G)} = 0,2 \rightarrow G'_{cr} = \sqrt{\frac{0,2 \cdot 32,2 \cdot 0,075 \cdot 62,3}{155 \cdot (1)^{0,1}}} = 0,439 \frac{\text{lb}}{\text{s} \cdot \text{ft}^2} \rightarrow G' = 0,236 \frac{\text{lb}}{\text{s} \cdot \text{ft}^2}$$

Luego $G' = 948 \text{ lb/(h} \cdot \text{ft}^2)$ y el área de la torre es: $A = G/G' = 2.139/948 = 2,26 \text{ ft}^2$; repitiendo los cálculos para el fondo de la torre se encuentra $A = 2,4 \text{ ft}^2$. Tomando el área mayor se calcula entonces el diámetro como:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,4}{\pi}} = 1,75 \text{ ft} = 21"$$

Con el valor de diseño de G' ahora se calcula la ordenada de la figura:

$$\frac{(G')^2 F \mu_L^{0,1}}{g_c \rho_G (\rho_L - \rho_G)} = \frac{(0,236)^2 \cdot 155 \cdot (1)^{0,1}}{32,2 \cdot 0,075 \cdot 62,3} = 0,057$$

Como la abscisa sigue teniendo el valor 0,025, de la figura se obtiene que:

$$\Delta P/Z \approx 0,5" H_2O / \text{ft}$$

8.3.1.2 Cálculo de la altura de la torre

Un balance diferencial de transferencia de masa entre la fase gas y la fase líquido en un elemento de espesor dz de la torre produce el resultado en condiciones estacionarias:

$$\left(\begin{array}{c} \text{acumulacion} \\ \text{de soluto en } dz \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{cambio de soluto} \\ \text{en fase gaseosa en } dz \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{soluto traspasado a} \\ \text{a la fase líquida en } dz \end{array} \right) = 0 \quad \text{Ecuación 8.18}$$

Definiendo a K_y como el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa, a la superficie de transferencia de masa por volumen de empaque, entonces el balance anterior se puede poner como:

$$0 = -G'_m \frac{dy}{1-y} - K_y a (y - y^*) dz \quad \text{Ecuación 8.19}$$

Donde y^* es la composición de equilibrio en la interfaz gas-líquido. Desarrollando la expresión anterior e integrando:

$$\begin{aligned} Z = \int dz &= \int_{y_2}^{y_1} \frac{G'_m dy}{K_y a (1-y)(y-y^*)} = \int_{y_2}^{y_1} \left(\frac{G'_m}{K_y a (1-y)_{ML}} \right) \cdot \frac{(1-y)_{ML} dy}{(1-y)(y-y^*)} = \\ &= (H_{tOG}) \cdot \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{ML} dy}{(1-y)(y-y^*)}; \quad \text{con } (1-y)_{ML} = \frac{(1-y^*) - (1-y)}{\ln[(1-y^*)/(1-y)]} \end{aligned} \quad \text{Ecuación 8.20}$$

Donde el primer término en el lado derecho es aproximadamente constante y se puede sacar de la integral, denominándosele altura de una unidad de transferencia de masa (H_{tOG}); al segundo término integral se le denomina número de unidades de transferencia de masa, N_{tOG} .

De esta manera, la altura de la torre se puede expresar como $Z = H_{tOG} \cdot N_{tOG}$, donde H_{tOG} representa la resistencia del equipo a la transferencia de masa y N_{tOG} representa la dificultad en la separación del soluto. La altura de una unidad de transferencia se puede expresar como:

$$H_{tOG} = H_{tG} + \left(\frac{mG'_m}{L_m} \right) \cdot H_{tL} \cdot \frac{(1-x)_{ML}}{(1-y)_{ML}} \quad \text{Ecuación 8.21}$$

Donde m es la pendiente promedio de la curva de equilibrio y las alturas de transferencia del lado del gas y del lado del líquido están dadas por:

$$H_{tG} = \frac{\alpha(G')^\beta}{(L')^\gamma} \cdot \sqrt{\frac{\mu_G}{\rho_G D_G}}; \quad H_{tL} = \phi \left(\frac{L'}{\mu_L} \right)^\eta \cdot \sqrt{\frac{\mu_L}{\rho_L D_L}} \quad \text{Ecuación 8.22}$$

Y las constantes que aparecen en la ecuación anterior dependen del tipo y dimensiones del relleno, y se presentan en las siguientes tablas junto con los parámetros de difusividad para las fases líquido y gas.

TABLA 8.5
Parámetros físicos en la ecuación 8.22

Coeficientes de difusión y número de Schmidt para gases y vapores en aire a 1 atm y 25 °C			Coeficientes de difusión y número de Schmidt de líquidos en agua a 20 °C		
Sustancia	D [cm²/s]	μ/(ρ·D)	Sustancia	D [cm²/s]x10²	μ/(ρ·D)
Amoníaco	0,236	0,66	Dióxido de carbono	1,50	570
Dióxido de carbono	0,164	0,94	Amoníaco	1,76	570
Hidrógeno	0,410	0,22	Cloro	1,22	824
Agua	0,256	0,60	Bromo	1,20	840
Disulfuro de carbono	0,107	1,45	Cloruro de hidrógeno	2,64	381
Éter etílico	0,093	1,66	Sulfuro de hidrógeno	1,41	712
Metanol	0,159	0,97	Ácido sulfúrico	1,73	580
Etil alcohol	0,119	1,30	Ácido nítrico	2,60	390
Propil alcohol	0,100	1,55	Metanol	1,28	785
Butil alcohol	0,090	1,72	Etanol	1,00	1.005
Benceno	0,088	1,76	Propanol	0,87	1.150
Cloro benceno	0,073	2,12	Butanol	0,77	1.310
Etilbenceno	0,077	2,01	Glicerol	0,72	1.400

TABLA 8.6
Constantes para usar en la ecuación 8.22 para H_{tG}

Empaque	α	β	γ	G' [lb/(h·ft²)]	L' [lb/(h·ft²)]
Anillos Rashig 3/8"	2,32	0,45	0,47	200-500	500-1.500
Anillos Rashig 1"	6,41	0,32	0,51	200-600	500-4.500
Anillos Rashig 1.5"	2,58	0,38	0,40	200-700	1.500-4.500
Anillos Rashig 2"	3,82	0,41	0,45	200-800	500-4.500
Montura Berl 0,5"	0,81	0,30	0,24	200-700	500-1.500
Montura Berl 1"	1,97	0,36	0,40	200-800	400-4.500
Montura Berl 1,5"	5,05	0,32	0,45	200-1.000	400-4.500
Anillos partición 3"	6,50	0,58	1,06	150-900	3.000-10.000
Anillo espiral 3"	2,38	0,35	0,29	130-700	3.000-10.000
Anillo espiral triple 3"	15,60	0,38	0,60	200-1.000	500-3.000

TABLA 8.7
Constantes para usar en la ecuación 8.22 para H_{Ll}

Empaque	ϕ	η	L' [lb/(h·ft ²)]
Anillos Rashig 3/8"	0,0018	0,46	400-15.000
Anillos Rashig 0,5"	0,0036	0,35	400-15.000
Anillos Rashig 1"	0,0100	0,22	400-15.000
Anillos Rashig 1,5"	0,0111	0,22	400-15.000
Anillos Rashig 2"	0,0125	0,22	400-15.000
Montura Berl 0,5"	0,0067	0,28	400-15.000
Montura Berl 1"	0,0059	0,28	400-15.000
Montura Berl 1,5"	0,0063	0,28	400-15.000
Anillos partición 3"	0,0625	0,09	3.000-14.000
Anillo espiral 3"	0,0091	0,28	400-15.000
Anillo espiral triple 3"	0,0116	0,28	3.000-14.000

El número de etapas de transferencia se debe calcular por integración numérica en la ecuación 8.20, aunque si la solución es diluida, se puede usar la siguiente aproximación:

$$N_{tOG} \approx \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{(y - y^*)} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{(Y - Y^*)}$$

Ecuación 8.23

Que posee la interpretación gráfica de la siguiente figura:

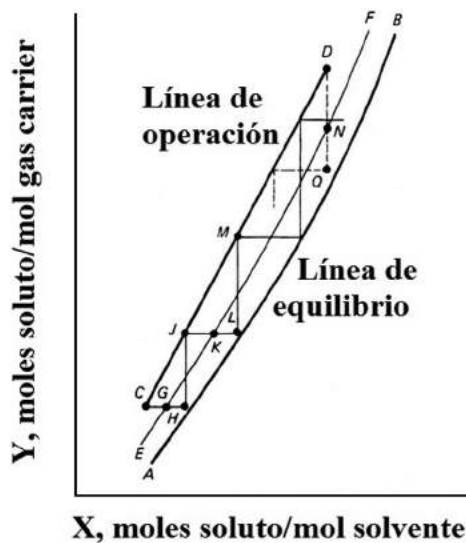
El procedimiento de cálculo gráfico es el siguiente:

- a) Se dibuja en ejes X-Y la línea de operación (CD) y la de equilibrio (AB)
- b) Se traza línea EF que es equidistante entre ambas (verticalmente)
- c) Se traza CG=GH, que determina J, Luego JK=KL, que determina M, etc.
- d) N° de escalones = N_{tOG}

Ejemplo 8.7

Para los datos de los ejemplos anteriores de absorción, calcular la altura de la torre y la caída de presión en el flujo gaseoso.

FIGURA 8.12
Interpretación gráfica de la ecuación 8.23



Aplicando las ecuaciones 8.22 y los datos de la Tabla anterior se obtiene:

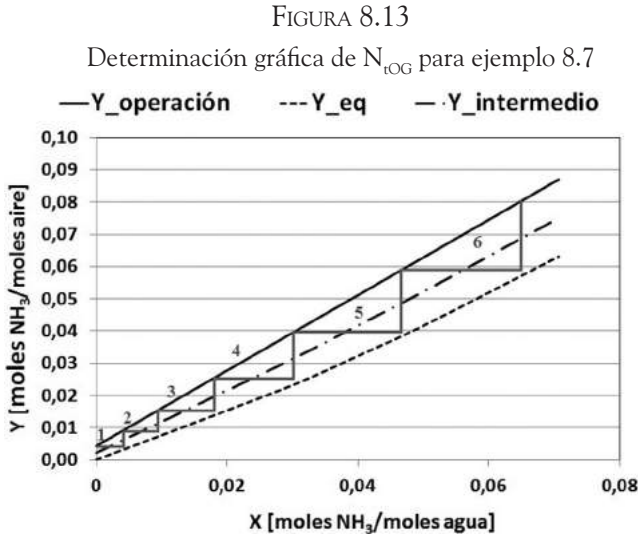
$$H_{tG} = \frac{\alpha(G')^\beta}{(L')^\gamma} \cdot \sqrt{\frac{\mu_G}{\rho_G D_G}} = \frac{7 \cdot (912)^{0.39}}{(668)^{0.58}} \sqrt{0,66} = 1,88 \text{ ft};$$

$$H_{tL} = \phi \left(\frac{L'}{\mu_L} \right)^\eta \cdot \sqrt{\frac{\mu_L}{\rho_L D_L}} = 0,01 \left(\frac{668}{2,42} \right)^{0.22} \cdot \sqrt{570} = 0,82 \text{ ft};$$

$$H_{tOG} = 1,88 + 0,75 \cdot \left(\frac{80}{92,3} \right) \cdot 0,82 = 2,42 \text{ ft};$$

Construyendo la gráfica para calcular el número de unidades de transferencia se obtiene la **Figura 8.13**, de donde se obtiene que $N_{tOG} \approx 6,5$.

Luego la altura de la torre es: $Z = 6,5 \cdot 2,42 = 15,7 \text{ ft}$ y la caída de presión es: $\Delta P = 15,7 \cdot 0,5 = 7,9'' \text{ H}_2\text{O} = 1.967 \text{ Pa}$.



8.4 Condensadores de vapores

Esta es una técnica en la cual uno o más componentes volátiles de una mezcla de vapores se separan del resto a través de saturación seguida por cambio de fase. Este cambio de fase o condensación se puede lograr de dos maneras:

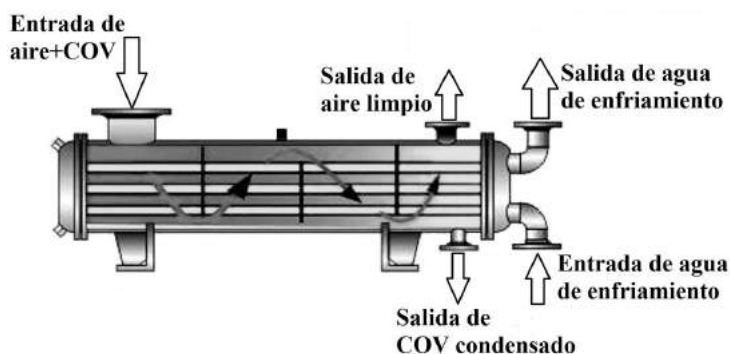
- a) Se incrementa la presión del sistema a temperatura constante
- b) La temperatura se baja a presión constante

En un sistema de dos componentes, donde uno está en condiciones supercríticas (aire), la condensación ocurre al punto de rocío cuando la presión parcial del compuesto volátil es igual a su presión de vapor. Mientras más volátil es un compuesto, mayor es la cantidad que permanece como vapor a una temperatura dada, lo cual implica menores temperaturas para condensarlo. A menudo se emplea la refrigeración para obtener temperaturas suficientemente bajas para eficiencias de remoción aceptables. Aquí solo vamos a considerar el caso de condensación a la presión ambiental.

La eficiencia de remoción de un condensador depende de las características del flujo emitido, incluyendo la naturaleza de los COV, su concentración y el tipo de refrigerante utilizado. Se pueden conseguir eficiencias de alrededor de 90% con refrigerantes, tales como agua, salmueras, amoníaco o CFC, dependiendo de los niveles de concentración de los COV involucrados.

La mayoría de los condensadores son del tipo de no contacto, tal como el de tubos y carcasa mostrado en la **Figura 8.14**. En este diseño el refrigerante circula por el interior de los tubos y los vapores condensan en el exterior; asimismo se emplean diseños de intercambiadores de calor de placas. En ambos casos los vapores condensados forman una película en la superficie enfriada y se colectan por gravedad en un estanque de almacenamiento para su posterior reciclaje o eliminación.

FIGURA 8.14
Condensador por refrigeración



Por otra parte, existen condensadores de contacto que condensan un vapor mediante la aspersión de un líquido frío directamente en la corriente gaseosa. Esto causa problemas de residuos líquidos, ya que estos no se pueden reciclar.

8.5 Antorchas

En estos dispositivos se realiza un proceso de combustión en el que los COV se envían a un lugar distante, usualmente elevado, y se queman en una llama abierta al aire usando un tipo especial de quemador, combustible de respaldo y vapor de agua o aire para promover el mezclado y conseguir una alta eficiencia de destrucción de COV. Esta eficiencia depende de la temperatura de la llama, el tiempo de residencia en la zona de combustión, el mezclado turbulento de los componentes para completar la reacción de oxidación y el oxígeno disponible para la formación de radicales libres. La combustión es completa si todos los COV se degradan a CO_2 y agua. La combustión incompleta resulta

en que algunos de los COV pasan inalterados por el sistema o se convierten a otros compuestos orgánicos más oxidados, como aldehídos y ácidos.

El proceso de combustión puede producir algunos efectos negativos, tales como ruido, humo, radiación y calor, luz, SO_x, NO_x, CO y una fuente de ignición importante; sin embargo, con un adecuado diseño estos problemas se pueden minimizar.

8.5.1 Tipos de antorchas

Las antorchas se clasifican de dos maneras:

- 1) Por la altura de la llama, en elevadas o a nivel del suelo.
- 2) Por el método de mejorar el mezclado de los componentes gaseosos: impulsión por vapor, impulsión por aire, impulsión por presión y sin impulsión.

El tener una antorcha elevada previene la cercanía de esta fuente de ignición a una parte del proceso que sea peligrosa; adicionalmente, la mayor altura aminora los impactos negativos anteriormente señalados.

En la mayoría de las antorchas la combustión ocurre mediante una llama de difusión, en la que el aire difunde hacia el centro del flujo de combustible, formando una mezcla gaseosa combustible alrededor de un núcleo de gas combustible. Esta mezcla, al entrar en ignición, establece un frente de llama sobre el quemador de la antorcha; este núcleo es calentado por la difusión de productos a alta temperatura desde la zona de la llama.

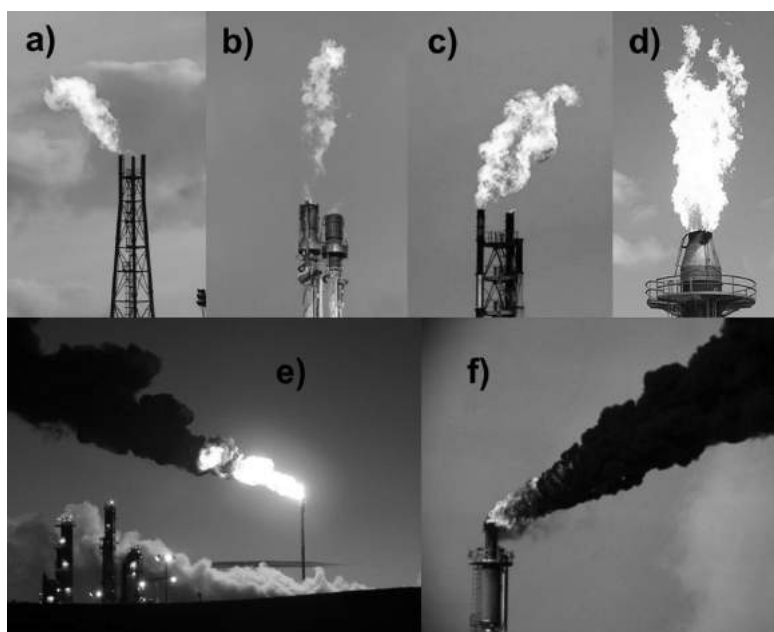
El rompimiento de algunas moléculas de COV con la temperatura produce pequeñas partículas de carbón muy calientes, que le dan a la llama su luminosidad característica. Si hay déficit de oxígeno y si las partículas de carbón se enfrían, aparece humo. En llamas grandes, se producen vórtices gaseosos de productos gaseosos de combustión que pueden apagar la llama. Esta inestabilidad localizada causa intermitencia de la llama, llevando a la formación de hollín (**Figura 8.15**, paneles e) y f)).

Como en todo proceso de combustión, se necesita un adecuado suministro de aire y buen mezclado, para maximizar la combustión y evitar la formación de humo; los diseños de las antorchas tienen este objetivo primordial. La **Figura 8.15** muestra varios diseños de antorcha y se aprecia que los casos a) a d) presentan buena combustión, sin formación de hollín; los casos e) y f) tienen claramente problemas de operación.

8.5.2 Aplicaciones

Las antorchas se pueden usar como mecanismo de control de cualquier corriente de COV, y pueden aceptar fluctuaciones en concentraciones de COV, flujo de gas sucio, poder calorífico de los COV, y contenido de inertes. Las antorchas se pueden ocupar con procesos continuos, batch y venteos intermitentes. La mayoría de las plantas químicas y refinerías poseen sistemas de antorchas diseñadas para el alivio de condiciones de sobrecarga de procesos, de modo que pueden manejar descargas de emergencia, así como venteos de proceso. Los sistemas de emergencia se operan a un pequeño porcentaje de la capacidad, con caída de presión despreciable. Para considerar el control de un venteo adicional, se debe tener en cuenta la máxima velocidad del gas, la presión del sistema y la cantidad de calor a ser eliminada. Además, si la presión en el flujo no es capaz de superar la caída de presión de la antorcha, entonces habría que considerar un apoyo mecánico adicional (ventiladores, eyectores).

FIGURA 8.15
Ejemplos de distintos diseños de antorcha



Los flujos que contienen compuestos halogenados o sulfurados no se envían a antorcha debido a los peligros de corrosión en los quemadores y a la formación de contaminantes secundarios (por ejemplo, SO_2). En este caso se prefiere usar un incinerador seguido de un lavador de gases (*scrubber*).

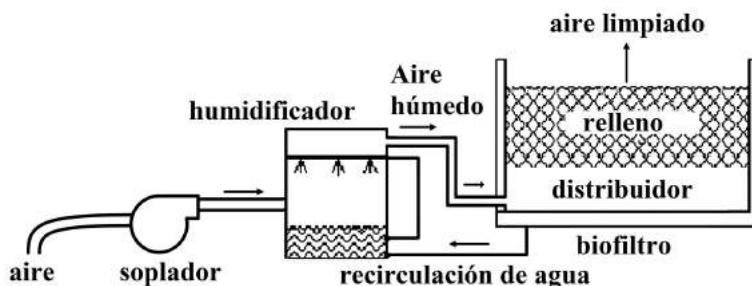
El balance de energía para una antorcha es el mismo visto en el caso de un incinerador (ver sección 8.1.1), excepto que es necesario estimar mejor el término de pérdidas de calor, ya que ahora la combustión está abierta a la atmósfera; asimismo, hay que considerar que la velocidad de combustión queda controlada por la velocidad de difusión de oxígeno hacia la llama. En este caso se produce un acoplamiento de la transferencia de masa y de calor. Se recomienda al lector recurrir a un texto especializado en combustión para más detalles.

8.6 Biofiltros

Esta es una técnica de control de emisiones en la cual los flujos gaseosos que contienen compuestos biodegradables se hacen pasar, bajo condiciones controladas de humedad relativa y temperatura, a través de un material biológicamente activo (**ver Figura 8.16**). Los microorganismos contenidos en el lecho de material (similar a un compostaje de desechos agrícolas) asimilan o degradan los compuestos orgánicos volátiles a CO_2 y agua.

Esta tecnología se ha empleado exitosamente en aplicaciones a escala industrial para el control de olores, COV y emisiones tóxicas de una amplia variedad de procesos y fuentes, aunque el proceso está limitado a concentraciones de material orgánico inferiores a 1.000 ppm. Se han alcanzado eficiencias

FIGURA 8.16
Esquema de operación de un biofiltro



de control del 90% o más. Se ha reportado que, debido a menores costos de operación, la biofiltración puede tener ventajas económicas respecto a otras técnicas de control si es que se aplican a efluentes gaseosos que contienen material degradable. Los beneficios ambientales incluyen bajos requerimientos de energía y eludir la transferencia de contaminación de un medio a otro. Las aplicaciones típicas son el control de olores de plantas de tratamiento de aguas, de fábricas de celulosa Kraft, de crianza de animales, de abatimiento de BTEX, estireno, etcétera.

Normalmente el esquema de operación consiste en impulsar el gas a ser tratado, el cual primero se humidifica para evitar que se seque el lecho del biofiltro. Este lecho constituye un soporte de crecimiento para una variedad de microorganismos que degradan los COV que vienen en la corriente gaseosa y, por lo tanto, requiere mantener una humedad que favorezca dicho crecimiento. Estos microorganismos son bacterias, levaduras y hongos, que coexisten en el sustrato. El sustrato es un material de bajo costo, tal como turba, compostaje, residuos vegetales, etcétera. Los biofiltros no están limitados por la capacidad de flujo a ser procesado, ya que esto solo incide en el tamaño del equipo; en el caso de grandes flujos (como el caso de olores en plantas de tratamiento de aguas), se usa una batería de equipos modulares. Sin embargo, no son capaces de tratar corrientes muy concentradas de COV.

El análisis y diseño de un biofiltro es variado debido a los supuestos que se hacen con respecto a la fase líquida, la fase gaseosa, el sustrato sólido, si hay inhibición en la cinética de crecimiento microbiano, equilibrio entre fase gaseosa y sólida, etcétera. Las referencias bibliográficas dan cuenta de las diferentes opciones de modelación que se han planteado para estos sistemas.

8.7 Tecnologías emergentes

8.7.1 Reactores con descarga de corona

En estos procesos se usa una combinación de alto voltaje y baja corriente para destruir los COV en una corriente gaseosa. Se pueden emplear varias configuraciones eléctricas; por ejemplo, la **Figura 8.17** muestra un reactor donde la descarga se localiza en un lecho de partículas con alta constante dieléctrica.

Así, en el diseño de la **Figura 8.17** el gas contaminado con COV se hace pasar a través de un lecho de partículas dieléctricas (por ejemplo, BaTiO_3). A la entrada y salida del lecho se conecta un electrodo a una fuente de alto voltaje.

FIGURA 8.17
Reactor con descarga de corona

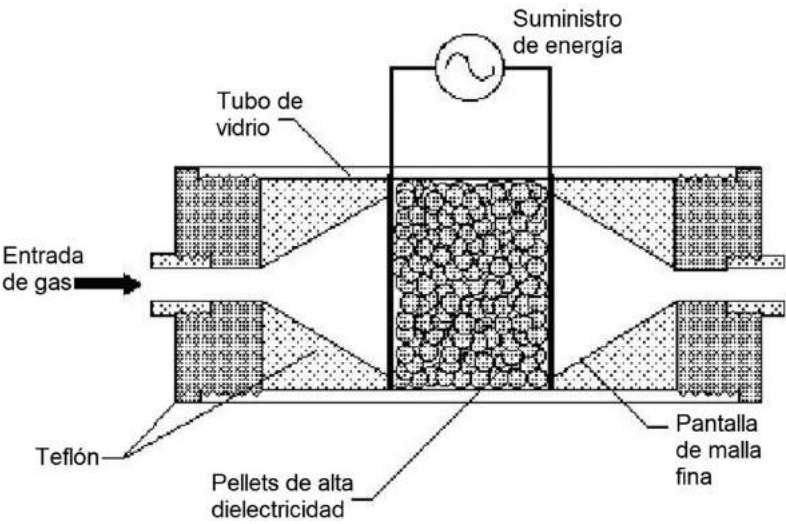
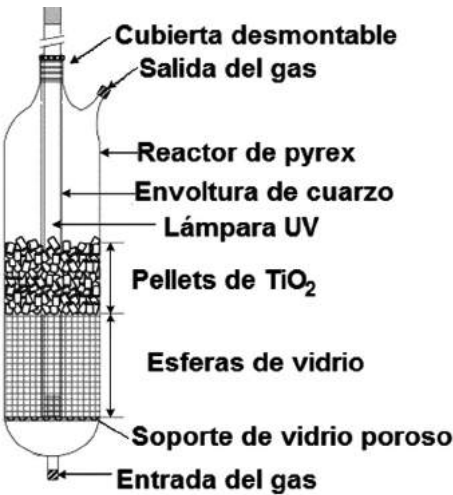


FIGURA 8.18
Reactor de fotocátalisis heterogénea



Las partículas actúan como pequeños capacitores y se cargan y descargan fuera de fase con respecto al campo aplicado. Esta descarga entre partículas genera electrones que a su vez dan lugar a radicales libres u oxígeno atómico inestable (O^3P) que reaccionan con los COV para destruirlos (Cal y Schluep, 2001). En otro diseño de micropulsos (de algunos ns de duración), se generan electrones en cantidad suficiente sin que se creen demasiados iones, lo cual baja el consumo de energía (Jarrige y Vervisch, 2006).

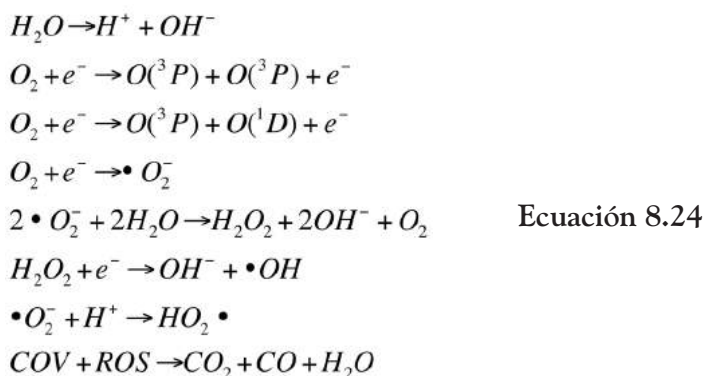
Aunque se pueden alcanzar eficiencias de destrucción muy altas, sobre todo en el caso de corrientes muy diluidas en COV, también se genera ozono y NO_x producto de las descargas, lo que es problemático. Lo mismo pasa con la técnica de ozonólisis que genera ozono *in situ*, el que posteriormente oxida a los COV presentes.

8.7.2 Fotocatálisis heterogénea

En este tipo de sistemas se emplea luz en las cercanías del ultravioleta (UV) para activar continuamente un semiconductor (tal como TiO_2). La superficie activada del semiconductor actúa entonces como un catalizador para la oxidación de los COV en el aire. La **Figura 8.18** muestra un esquema del reactor. Los resultados experimentales han evidenciado eficiencias de destrucción entre 54% y 98%. Esta tecnología ofrece la posibilidad de operación a temperatura ambiental y alta actividad de oxidación para una amplia variedad de COV. Las limitaciones son la oxidación incompleta, excepto en concentraciones diluidas (bajo 100 ppm), el desarrollo de una manera de iluminar toda la superficie del catalizador con UV y posiblemente tasas de oxidación menores a altas humedades del gas. Para una revisión bibliográfica detallada del desarrollo de esta técnica, ver el artículo de Tompkins y otros (2005).

8.7.2.1 Mecanismo de destrucción de los COV mediante Reactive Oxygen Species (ROS)

La descarga eléctrica a través de la barrera dieléctrica genera un flujo de electrones que ionizan el aire que pasa por el interior del tubo de vidrio (o reactor); y como el aire contiene siempre vapor de agua, se producen las siguientes reacciones:



Las especies reactivas que contienen oxígeno (ROS en inglés) son altamente reactivas (caso de $\bullet OH$, $O(^3P)$, $HO_2\bullet$; ver Capítulo 6), con tiempos de vida media de fracciones de segundos, lo que significa que alcanzan a destruir los compuestos orgánicos volátiles (COV) en la corriente que pasa por el reactor de vidrio, transformándolos eventualmente en CO_2 , CO y vapor de agua. La última reacción puede tener muchos productos intermedios (COV) a niveles de trazas, los que son difíciles de detectar en forma individual. Las reacciones se llevan a cabo en condiciones tales que no se forma ozono en cantidades relevantes, por lo que esta es una tecnología claramente distinta a la de la generación de ozono.

Además, debido a que los ROS solamente se dedican a destruir COV, se utiliza de modo muy eficiente la energía del campo eléctrico ionizante, por lo que el costo energético es de los más bajos, en comparación con las tecnologías competitivas, tales como generación de ozono, y también con respecto a las tecnologías más convencionales como filtración o absorción.

Otros olores molestos (como los ácidos grasos y aldehídos característicos de descomposición de materia orgánica, presentes en almacenamiento de basura, procesamiento de alimentos, crianza de animales, etcétera), así como compuestos de azufre reducido (de plantas de tratamiento de aguas) son también COV y por lo tanto son eficientemente abatidos con esta tecnología (Ruan y otros, 2005; Wang y otros, 2011).

8.8 Resumen: selección de una tecnología de abatimiento de COV

La **Tabla 8.8** nos da una indicación de cómo hacer una elección apropiada de una técnica de abatimiento de emisiones de COV; en general, los criterios

básicos son la concentración de COV en la corriente a tratar y el costo del COV, a fin de decidir si se recupera o se destruye.

Debido a su flexibilidad para manejar variados flujos de efluentes gaseosos, los incineradores, antorchas, condensadores y adsorbedores son los más utilizados. Los incineradores y antorchas constituyen técnicas destructivas, en los cuales los COV son quemados sin ser recuperados. Por otra parte, los adsorbedores y condensadores permiten recuperar los COV. La selección entre una técnica destructiva y una recuperativa se basa en el beneficio económico de recuperar los COV en los efluentes del proceso.

Como tecnologías de reciente comercialización tenemos la biofiltración, la separación por membranas y la oxidación UV. La biofiltración consiste en utilizar suelos o lechos de compostaje como soportes de crecimiento de microorganismos, los cuales utilizan los COV como sustrato para la producción de agua y CO_2 (Leson y Winer, 1991). Los separadores de membranas utilizan un material polimérico que es mucho más permeable a los COV que al resto de la corriente gaseosa (Baker y otros, 1992). La oxidación UV emplea oxidantes tales como ozono, peróxidos y radicales hidroxilo para convertir los COV en CO_2 y agua en presencia de luz UV (Shugarman, 1991).

Finalmente, a manera de resumen, la **Figura 8.19** muestra las condiciones de operación usuales para la mayoría de las técnicas de abatimiento presentadas en este capítulo.

FIGURA 8.19

Intervalos de aplicación de diversas técnicas de abatimiento de COV

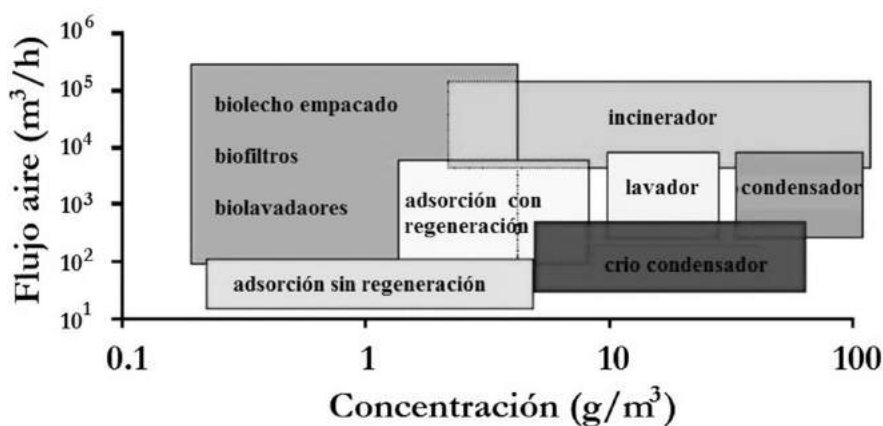


TABLA 8.8
Criterios para seleccionar equipos de abatimiento de emisiones de COV (Ruddy y Carroll, 1993)

Tecnología de control	Intervalo de concentración, ppm	Intervalo de capacidad, cfm	Eficiencia de control, %	Costos de capital, \$/cfm	Costo anual de operación, \$/cfm	Residuos secundarios	Ventajas	Limitaciones y contraindicaciones
Oxidación térmica	100-2.000	1.000-500.000	95-99+	Rec: 10-200 Reg: 30-450	Rec: 15-90 Reg: 20-150	Productos de combustión	Hasta 95% de recuperación de energía	No recomendable para operación <i>batch</i> ni en presencia de compuestos halogenados
Oxidación catalítica	100-2.000	1.000-100.000	90-95	Fijo: 20-250 Flu: 35-220	Fijo: 10-75 Flu: 15-90	Productos de combustión	Hasta 70% de recuperación de energía	Problemas con compuestos halogenados y con ensuciamiento del catalizador
Condensación	> 5.000	100-20.000	50-90	10-80	20-120	Condensado	Recuperación de productos puede cubrir costos anuales de operación	No recomendable para materiales con punto de ebullición > 100 °F
Adsorción en carbón	20-5.000	100-60.000	90-98	15-120	10-35	Carbón gastado, COV	Recuperación de productos puede cubrir costos anuales de operación. Se puede utilizar como concentrador en conjunto con otro tipo de equipo de abatimiento.	No recomendable para corrientes con humedades > 50%. Las cetonas, aldehídos y ésteres pueden obstruir los poros, disminuyendo la eficiencia del sistema
Absorción	500-5.000	2.000-100.000	95-98	15-70	25-120	Agua residual, partículas capturadas	Recuperación de productos puede cubrir costos anuales de operación	Puede requerir equipos de lavado especiales. El diseño se complica por falta de datos de equilibrio

8.9 Referencias

- 1) Akly, C., P.A. Chadik y D.W. Mazyck. "Photocatalysis of gas-phase toluene using silica-titania composites: Performance of a novel catalyst immobilization technique suitable for large-scale applications Applied Catalysis B". *Environmental*, Vol 99, Issues 1-2, 31 (August 2010), 329-335.
- 2) Baker, R.W. y . "Membrane Vapor Separation Systems for the Recovery of VOCs". Presentado en el 85th Annual Meeting of the Air and Waste Management Association, Kansas City, Junio 1992, Paper 92-114.03.
- 3) Baquerizo, G., J.P. Maestre, T. Sakuma, M.A. Deshusses, X. Gamisans, D. Gabriel y J. Lafuente. "A detailed model of a biofilter for ammonia removal: Model parameters analysis and model validation". *Chemical Engineering Journal* 113 (2005), 205-214.
- 4) Bouzaza, A., C. Valley A. Laplanche. "Photocatalytic degradation of some VOCs in the gas phase using an annular flow reactor: Determination of the contribution of mass transfer and chemical reaction steps in the photodegradation process". *Journal of Photochemistry and Photobiology A: Chemistry*, Vol 177, Issues 2-3, 25 (January 2006), 212-217.
- 5) Cal, M.P. y M. Schluep. "Destruction of benzene with non-thermal plasma in dielectric barrier discharge reactors". *Environ Prog* 20 (2001), 151-156.
- 6) Crompton, D. y A. Gupta. "Removal of Air toxics: A Comparison of the Adsorption Characteristics of Activated Carbon and Zeolites". Paper 93TP31B.06, presentado en el 86th Annual AWMA Meeting, Denver, CO. June 13-18 1993.
- 7) Daniels, S.L. "On the qualities of the air as affected by radiant energies (photocatalytic ionization processes) for remediation of indoor environments". *J Env Eng Sci*, N° 6 (2007), 329-342.
- 8) Dirk-Faitakis, C. y D.G. Allen. "Development and simulation studies of an unsteady state biofilter model for the treatment of cyclic air emissions of an α -pinene gas stream" *J Chem Technol Biotechnol* 80 (2005), 737-745.
- 9) Dorado, A.D., G. Baquerizo, J.P. Maestre, X. Gamisans, D. Gabriel y J. Lafuente. "Modeling of a bacterial and fungal biofilter applied to toluene abatement: Kinetic parameters estimation and model validation". *Chemical Engineering Journal* 140 (2008), 52-61.
- 10) Hanly, J. y J.J. Petchonka. "Equipment Selection for Solid Gas Separation". *Chemical Engineering* 100, N° 7 (1993), 83-85.
- 11) Jarrige, J. y P. Vervisch. "Decomposition of three volatile organic compounds by nanosecond pulsed corona discharge: Study of by-product

- formation and influence of high voltage pulse parameters”. *Journal of Applied Physics* 99, N° 11 (June 2006), 113303-113303-10.
- 12) Khalil, M.J. y N. Singh. “Mathematical model and parameter analysis of phenol degradation in biofilter”. *International Journal of Science, Environment and Technology*, Vol 1, N° 4 (2012), 341-357.
 - 13) Leson, G. y A.M. Winer. “Biofiltration: An Innovative Air Pollution Control Technology for VOC Emissions”. *J Air & Waste Manage Assoc*, Vol 41, N° 8 (1991), 1045-1054.
 - 14) McInnes, R., S. Jelinek y V. Putsche. “Cutting Toxic Organics”. *Chemical Engineering*, Vol 97, N° 9 (1990), 108-113.
 - 15) Ohkubo, T., D. Li, D. Yakushiji, S. Kanazawa y Y. Nomoto. “Decomposition of VOC in Air Using a Streamer Corona Discharge Reactor Combined with Catalyst”. *Journal of Advanced Oxidation Technologies*, Vol 6, N° 1 (2003), 75-79.
 - 16) Pareek, V.K., S.J. Cox, M.P. Brungs, B. Young y A.A. Adesina. “Computational fluid dynamic (CFD) simulation of a pilot-scale annular bubble column photocatalytic reactor”. *Chemical Engineering Science* 58 (2003), 859-865.
 - 17) Palazzolo, M.A., C.L. Jamgochian, J.I. Steinmetz y D.L. Lewis. “Destruction of Chlorinated Hydrocarbons by Catalytic Oxidation”. EPA Contract Report EPA 600/2.86.079 (1986).
 - 18) Peral, J. y D.F. Ollis. “Photocatalysis for Emission and Air Quality Control”. Presentado en el 203rd ACS National Meeting, San Francisco, CA. April 1992.
 - 19) Qasim, M. y Z. Shareefdeen. “Analysis of a Recent Biofilter Model for Toluene Biodegradation, Advances”. *Chemical Engineering and Science* 3 (2013), 57-66.
 - 20) Rene, E.R. J.H. Kim, H.S. Park, H. S., (2008). An intelligent neural network model for evaluating performance of immobilized cell biofilter treating hydrogen sulphide vapors, *Int. J Environ Sci Tech* 5, 3 (2008), 287-296.
 - 21) Ruan J., W. Li, Y. Shi, Y. Nie, X Wang y T. Tan. “Decomposition of simulated odors in municipal wastewater treatment plants by a wire-plate pulse corona reactor”. *Chemosphere* 59, 3 (2005), 327-333.
 - 22) Ruddy, E.N. y L.A. Carroll. “Select the best VOC Control Strategy”. *Chemical Engineering Progress*, Vol 89, N° 7 (1993), 28-35.
 - 23) Sano, N. e Y Muneyasu. “Removal of Toluene, Chlorobenzene, and Benzene by a Needle-to-Net Corona Discharge Reactor”. *Chem Eng Technol* 28 (2005), 565-569.

- 24) Schwarz, B.C.E., J.S. Devinny y T.T. Tsotsis. "A biofilter network model: importance of the pore structure and other large-scale heterogeneities". *Chemical Engineering Science* 56 (2001), 475-483.
- 25) Shugarman, L.E. "Ultraviolet/activated Oxygen: A New Air Pollution Control Technology Comes of Age". 84th Annual Meeting of the Air and Waste Management Association, Vancouver (Junio 1991), Paper 91-104.09.
- 26) Smith, F.L., G.A. Sorial, M.T. Suidan, P. Biswas y R.C. Brenner. "Development and Demonstration of an Explicit Lumped-Parameter Biofilter Model and Design Equation Incorporating Monod Kinetics". *Journal of the Air & Waste Management Association* 52, 2 (2002), 208-219.
- 27) Smith, B.R. "Monitoring Wet Scrubber performance". *Chemical Engineering*, Vol. 102, N° 6 (1995), 96-101.
- 28) Song, Y.H., S.J. Kim, K.I. Choi y T. Yamamoto. "Effects of adsorption and temperature on a nonthermal plasma process for removing VOCs". *Journal of Electrostatics* 55, 2 (2002), 189-201.
- 29) Sun, R.-B., Z.-G. Xi, F.-H. Chao, W. Zhang, H.-S. Zhang y D.-F. Yang. "Decomposition of low-concentration gas-phase toluene using plasma-driven photocatalyst reactor". *Atmospheric Environment* 41, 32 (2007), 6853-6859.
- 30) Tomašić, V., F. Jovic, y Z. Gomzi. "Photocatalytic oxidation of toluene in the gas phase: Modelling an annular photocatalytic reactor". *Catalysis Today* 137, 2-4 (30 September 2008), 350-356.
- 31) Tompkins, D.T., B.J. Lawnicki, W.A. Zeltner y M.A. Anderson. "Evaluation of Photocatalysis for Gas-Phase Air Cleaning-Part 1: Process, Technical, and Sizing Considerations". *ASHRAE Transactions*, Vol 111, Part 2 (2005), 60-84.
- 32) U.S. EPA. "Carbon Adsorption for Control of VOC Emissions: Theory and Full Scale System Performance". Publication N° EPA-450/3-88-012, EPA Contract 68024378, Work Assignment 20. June 1988.
- 33) U.S. EPA. "OAQPS Control Cost Manual". 4th Ed. U.S. EPA. Research Triangle Park, NC. Publication N° 450/3-90-006. January 1990.
- 34) U.S. EPA. "Summary of Comparisons of Air Stripper Simulations and Field Performance Data". U.S. EPA, Office of Air Quality Planning and Standards, Research Triangle Park, NC, EPA/450-1-90-002, February 1990.

- 35) U.S. EPA. *Control Technologies for Hazardous Air Pollutants* (Handbook). U.S. EPA, Office of Research and Development, Cincinnati, OH. Publication N° EPA-625/6-91-014. June 1991.
- 36) U.S.E.P.A., dirección donde se encuentran las planillas de costos de equipos de abatimiento de material particulado y gases: <http://www.epa.gov/ttncaaa1/news.html>
- 37) U.S.E.P.A., información de abatimiento de emisiones: Manual de costos, software, reportes técnicos, etcétera.: <http://www.epa.gov/ttn/catc/products.html> ; <http://www.epa.gov/ttn/catc/cica/cicaspa.html>
- 38) Vafajoo L., A. Naserranjbar y F. Khorasheh. "A mathematical model for removal of VOC'S from polluted air utilizing a biofilter". *Chemical Engineering Transactions* 29 (2012), 1039-1044.
- 39) Vlachos, P, E. Stathatos, G. Lyberatos y P. Lianos. "Gas-phase photocatalytic degradation of 2, 4, 6-trichloroanisole in the presence of a nanocrystalline Titania film. Applications to the treatment of cork stoppers". *Catalysis Communications*, Vol 9, 10 (June 2008), 1987-1990.
- 40) Wang, C., J.-Y. Xi, H.-J. Hu e I.-S. Kang. "Modeling of a Combined Ultraviolet-Biofilter System to Treat Gaseous Chlorobenzene I: Model Development and Parametric Sensitivity". *Journal of the Air & Waste Management Association*, 61, 3 (2011), 295-301.
- 41) Wang, Z., J. Liu, Y. Dai, W. Dong, S. Zhang y J. Chen. "Dimethyl Sulfide Photocatalytic Degradation in a Light-Emitting-Diode Continuous Reactor: Kinetic and Mechanistic Study". *Ind Eng Chem Res* 50, 13 (2011), 7977-7984.
- 42) Wark, K., Warner, C.F. y Davies, W.T. (1998), *Air Pollution: Its Origin and Control*, 3rd edition, Addison Wesley Longman, New York, Capítulo 6.
- 43) Woods, K.B., y U.T. Schofield (1993), "Control of Toxic Air Emissions with a Flameless Thermal Oxidizer", paper 93WP94.06, presentado en el 86th Annual AWMA Meeting, Denver, CO. June 13-18, 1993.
- 44) Zhang, M., Taicheng A., Fua, J., Sheng, G., Wang, X., Hua, X., Ding, X., Photocatalytic degradation of mixed gaseous carbonyl compounds at low level on adsorptive TiO₂/SiO₂ photocatalyst using a fluidized bed reactor, *Chemosphere*, Volume 64, Issue 3, June 2006, Pages 423-431.

8.10 Problemas propuestos

- 1) Al pasar un flujo de aire por un espesor dx de lecho, la cantidad de masa de COV que es adsorbida se puede expresar como:

$$d\dot{m}_{COV} = -\frac{\dot{m}_a}{\rho_a} dC = K \cdot A \cdot (C - C_{Eq})$$

donde K es un coeficiente global de transferencia de masa.

a) Demostrar que:
$$X^\beta = \frac{\dot{m}_a C}{\rho_a \rho_{AD} A V_{AD}} = C^\beta \frac{(C_0)^{1-\beta}}{\alpha}$$

- b) Demostrar que el balance de masa diferencial queda como:

$$-\dot{m}_a dC = K \cdot A \cdot \rho_a \cdot (C - C^\beta C_0^{1-\beta}) dx$$

y que de aquí se obtiene la ecuación (8.6).

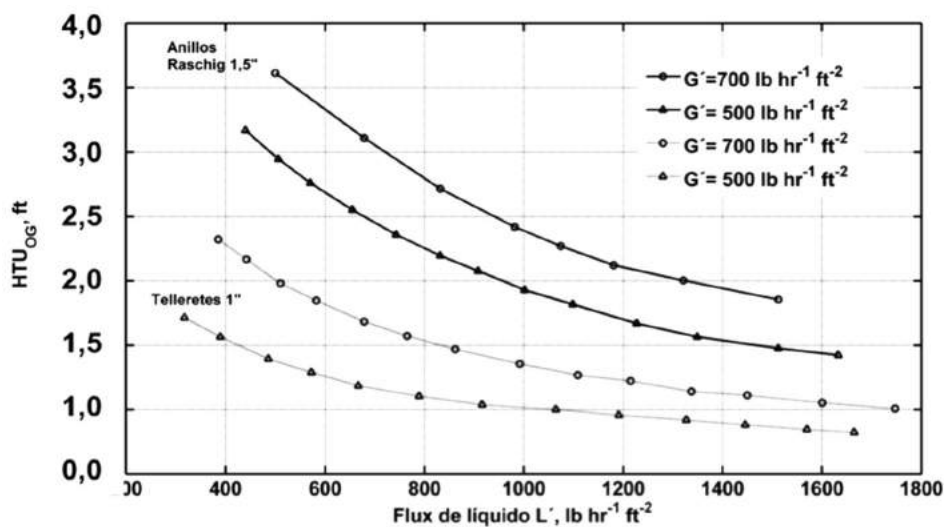
- c) Integrando la ecuación anterior demuestre que la curva de concentración en función de la distancia queda determinada por la expresión:

$$x = x_1 + \frac{\dot{m}_a}{KA\rho_a} \left[\ln\left(\frac{0,99C_0}{C}\right) + \frac{1}{\beta-1} \ln\left(\frac{1-(C/C_0)^{\beta-1}}{1-(0,99)^{\beta-1}}\right) \right]$$

- 2) Un lecho de adsorción tiene 12 m^2 de sección transversal y $0,7 \text{ m}$ de longitud. El gas sucio ingresa a 30°C y $1,1 \text{ bar}$, a razón de $2,2 \text{ kg/s}$ y tiene una concentración de COV de $0,004 \text{ kg/m}^3$ a la entrada. La densidad aparente de los sólidos es de 350 kg/m^3 , el coeficiente global de transferencia de masa es $K = 20 \text{ s}^{-1}$, $\alpha = 180 \text{ kg/m}^3$, $\beta = 2,2$. Se pide calcular: a) la velocidad de adsorción, en m/s ; b) el espesor de la zona de adsorción, en m ; c) el tiempo de operación, en h .
- 3) El lecho de adsorción del problema anterior se va a regenerar con vapor saturado a 150°C (densidad de $2,55 \text{ kg/m}^3$) que ingresa a una tasa de $0,45 \text{ kg/s}$. Los valores de equilibrio son ahora $\alpha_R = 1.450 \text{ kg/m}^3$, $\beta_R = 2,4$. El coeficiente global de transferencia de masa es $K = 160 \text{ s}^{-1}$. Estimar el tiempo de regeneración en h .
- 4) Un lecho de adsorción de 80 cm de largo y $1,4 \text{ m}^2$ de sección opera a 40°C y una presión de $1,2 \text{ bar}$. El flujo de aire procesado es de 4 kg/min y la concentración de COV en el flujo de entrada es de $0,003 \text{ kg/m}^3$. Los valores

- de α y β de la isoterma de equilibrio son 80 kg/m^3 y $1,8$, respectivamente. La densidad aparente del adsorbente es de 400 kg/m^3 y el coeficiente de transferencia de masa es $K = 25 \text{ s}^{-1}$. Encontrar: a) el espesor de la onda de adsorción; b) la velocidad de la onda de adsorción; c) el tiempo para que se sature el lecho; d) un gráfico de C/C_0 versus $x-x_1$.
- 5) Se usa un lecho de adsorción para tratar una corriente de aire a 26°C y 1 atm ; el flujo másico de aire es de $1,9 \text{ kg/s}$ y la concentración de cloruro de vinilo ($\text{PM} = 62,5$) es de 1.000 ppm a la entrada. El adsorbedor tiene un área de 5 m^2 y un espesor de $0,35 \text{ m}$. Calcule el tiempo de saturación del lecho si $\alpha = 4,16$, $\beta = 2,95$, $K = 30 \text{ s}^{-1}$ y la densidad aparente de los sólidos es de 700 kg/m^3 .
 - 6) Se usa un lecho de adsorción para tratar una corriente de gas de 8.000 cfm que contiene 700 ppm de hexano ($\text{PM} = 86 \text{ lb/lbmol}$) y que está a una temperatura de 550°R . En esas circunstancias, la condición de equilibrio de adsorción indica que el sólido (carbón activado, 6×10 mallas) es capaz de adsorber 8 lb de hexano por cada 100 lb de sólidos ($\rho_s = 25 \text{ lb/ft}^3$). Suponga que el lecho tiene una sección rectangular cuyo ancho (w) es la mitad del largo (L), que el ciclo de adsorción dura 1 h , y que el espesor del lecho (en la dirección del flujo es de 1 ft). Calcular:
 - a) La masa de hexano adsorbida por hora de operación, asumiendo que el total del hexano se remueve desde la corriente.
 - b) La velocidad de circulación del gas por el lecho y la caída de presión.
 - c) Las dimensiones del lecho y la masa de sólidos en el lecho.
 - 7) Se usa un lecho de carbón activado de 20 cm de espesor y $0,7 \text{ m}^2$ de sección transversal de flujo para tratar $3 \text{ m}^3/\text{min}$ de aire a 1 atm y 25°C , que contiene tolueno con una concentración de $0,026 \text{ kg/m}^3$. Las partículas de carbón activado poseen una densidad $\rho_p = 1.200 \text{ kg/m}^3$, un diámetro $D_p = 4 \text{ mm}$ y en el lecho la porosidad es $\epsilon = 0,4$. Las condiciones de equilibrio indican una adsorción de $0,35 \text{ kg tolueno/kg sólidos}$ a la temperatura de operación.
 - a) Si la capacidad de trabajo del lecho es de 50% del valor de equilibrio, calcule el tiempo de operación de la etapa de adsorción del lecho.
 - b) Calcule la potencia consumida en mover el gas a través del lecho, en kW . Para la caída de presión a través del lecho utilice la ecuación de Ergun. La viscosidad del aire es $\mu_G = 1,8 \times 10^{-5} \text{ kg/(m}\cdot\text{s)}$; la densidad es $\rho_G = 1,2 \text{ kg/m}^3$ y V_G es la velocidad superficial del aire a través del lecho.

- 8) A usted le piden estimar el tiempo de operación de un adsorbedor que contiene fibra de carbón activado (FCA) como medio sólido, con una densidad aparente de 100 kg/m^3 . Suponga que las condiciones de equilibrio están caracterizadas por la isoterma de Freundlich cuyas constantes fueron calculadas en el ejemplo 9.2 para metil etil cetona (MEK). El equipo propuesto tiene $0,1 \text{ m}$ de espesor y $0,5 \text{ m}^2$ de sección transversal. El caudal de gas es $5 \text{ m}^3/\text{min}$ a 1 atm y 20°C , y el gas transportador es aire. La concentración de MEK en el caudal de entrada es de $0,00363 \text{ kg/m}^3$. Usted no tiene acceso al valor del coeficiente de transferencia de masa. Estime el tiempo de operación en minutos.
- 9) Se utilizará una torre de absorción empacada para limpiar una corriente de aire de 1.575 cfm (a 75°F , $\rho_G = 0,0743 \text{ lb/ft}^3$) que trae 2% en volumen de amoníaco (NH_3), de manera que al tope de la torre el amoníaco en el aire de salida solo esté a una concentración del 0,1% en volumen. La torre operará a 36% de su velocidad de inundación. La constante de equilibrio para el sistema amoníaco-agua es: $H = 0,972 = (y_{\text{eq}}/x_{\text{eq}})$. El flujo de agua fresca que ingresa al tope de la torre ($\rho_L = 62 \text{ lb/ft}^3$) es 150% mayor que el valor mínimo posible para este sistema. El empaque es de anillos Raschig de $1,5''$. La figura muestra cómo varía el parámetro HTU en función del flux de líquido y de gas en la torre.

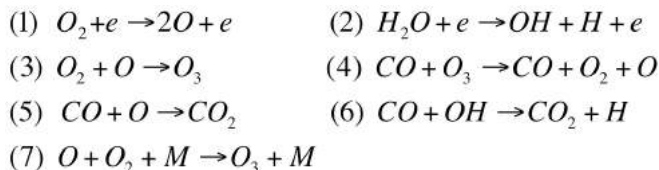


Se pide calcular:

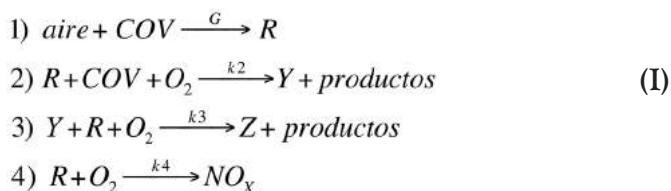
- Los flujos de gas y de líquido que entran y salen de la torre, en lb/h
- El diámetro de la torre, en ft
- La altura de la torre, en ft
- La caída de presión del gas a través de la torre, en pulgadas de agua

NOTAS

- 1) Pesos moleculares: aire: 29; agua: 18; amoníaco: 17, en lb/lbmol.
 $R = 0,73 \text{ atm}\cdot\text{ft}^3/(\text{lbmol}\cdot^\circ\text{R})$
 - Para el relleno usado $F = 95$; considere $g_c = 32,2$ cuando G' se expresa en $\text{lb}/(\text{s}\cdot\text{ft}^2)$, las densidades en lb/ft^3 , y la viscosidad del agua en c_p ($\mu_L = 0,8$).
 - En este caso de solución diluida se puede asumir que $N_{iOG} \approx \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{(Y - Y^*)}$
- 10) Una torre de absorción empacada operando a contracorriente se usará para remover SO_2 desde una corriente de aire que contiene 3% de SO_2 en volumen a 293 K y 101,3 kPa. El flujo total de gas que entra en la base de la torre es $84,9 \text{ m}^3/\text{min}$, y se debe remover 90% del SO_2 de la corriente gaseosa que ingresa. Se usa agua como solvente, la que se añade al tope de la columna sin hacer recirculación. La ley de Henry para este sistema es 42,7 fracción molar de SO_2 en la fase gas por fracción molar de SO_2 en el líquido ($y_{\text{SO}_2} = 42,7 x_{\text{SO}_2}$). El flujo de líquido de diseño es 40% mayor que el mínimo valor. El material de empaque son monturas de cerámica Intalox de tamaño 2". La torre operará al 75% del punto de inundación. Determine:
- El flujo de diseño de líquido, en kg/h.
 - El diámetro de la torre, en m.
 - La caída de presión en la torre, en mm Hg.
 - Número de unidades de transferencia de masa.
 - Altura del empaque de la torre, en m.
- 11) Se ha propuesto el empleo de un reactor de descarga de corona, para abatir emisiones de aire contaminado con monóxido de carbono (CO). El diseño de este reactor es similar al dado en la **Figura 8.17**. Al aplicarse una diferencia de voltaje, se genera una concentración de electrones ($[e]$) en el equipo, y se producen las siguientes reacciones:



- a) Si se considera que la concentración de electrones [e] es proporcional al voltaje aplicado, encuentre una expresión algebraica para $d[CO]/dt$ en este equipo. ¿Funciona el equipo como abatimiento de emisiones de CO?
- b) Se hace una reunión para discutir cómo optimizar el funcionamiento del equipo, para minimizar la concentración de CO a la salida. Un ingeniero afirma que conviene aumentar la humedad relativa del gas de entrada; otro sostiene que hay que elevar la diferencia de potencial aplicado y un tercero afirma que no se debe aumentar demasiado la diferencia de potencial, ya que podría haber problemas de formación de ozono. Comente la validez de las afirmaciones anteriores, usando ecuaciones. ¿Qué solución óptima daría Ud.? Explique.
- 12) Anshumali y otros⁶² han estudiado la destrucción de COV en un reactor donde se produce un plasma al aplicarse un haz de electrones, de modo que se producen radicales libres (R). El mecanismo químico propuesto está dado por el siguiente conjunto de reacciones:



Donde, aparte de la destrucción de COV por la acción de los radicales libres en la reacción 2), se ha propuesto la existencia de reacciones competitivas (3 y 4) que también consumen radicales libres. En la reacción 1), la producción de radicales es proporcional a la energía suministrada al gas, a través de una constante de orden cero G.

- a) Suponiendo que se alcanza el estado estacionario para los radicales libres, y que el reactor opera en condiciones de flujo pistón, demuestre que se cumple la ecuación

⁶² Journal of the Air & Waste Management Association, Vol. 47, 1276-1283 (1997).

$$\frac{GD\rho}{C_0 + aD} = \ln\left(\frac{C_0}{C}\right) \tag{II}$$

En donde:

G = moles de R formados/J de energía absorbidos

D = dosis = energía absorbida (J)/masa de material irradiado en g

ρ = densidad del gas, g/L

C = concentración de COV en el gas a la salida del reactor, moles/L

C_0 = concentración de COV en el gas a la entrada del reactor, moles/L

a = constante de proporcionalidad que relaciona D con el cociente de las velocidades de reacción de las ecuaciones 2) y 4).

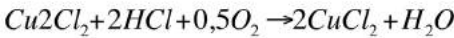
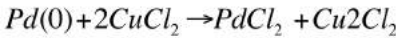
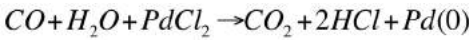
b) Demuestre que la ecuación (II) se puede poner en la siguiente forma lineal

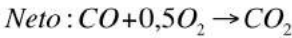
$$\frac{D}{\ln(C_0/C)} = \frac{aD}{G\rho} + \frac{C_0}{G\rho} \tag{III}$$

c) Analice los resultados experimentales reportados por Anshumali y otros (ver siguiente tabla), quienes entregan los datos del lado izquierdo de la ecuación (III) en función de la dosis D, para tres corridas experimentales de abatimiento de tricloroetileno (TCE). Encuentre la pendiente e intercepto y compárelas con los valores reportados de 0,482 y 4,7 kGy, respectivamente, reportados para el TCE.

D, kGy	D/ $\ln(C_0/C)$, kGy, Test 1, TCE	D, kGy	D/ $\ln(C_0/C)$, kGy, Test 2, TCE	D, kGy	D/ $\ln(C_0/C)$, kGy, Test 3, TCE
10	9	10	20	10	21
18	14	35	30	35	28
25	17	80	55	80	42
32	22	130	75	155	83
39	25	180	90	175	92
45	27	225	106	225	105
52	30	270	125	270	122
60	33				
70	35				

- d) Si se diseña un proceso de eliminación de TCE que consiste en un reactor de plasma y luego un lecho de adsorción en base a carbón activado, indique en forma cualitativa cómo variarían los costos totales del proceso en función de la dosis D usada en el reactor. ¿Existe alguna condición de operación óptima? Explique.
- 13) Rowe y Lloyd⁶³ han desarrollado catalizadores de paladio y cobre para conseguir la oxidación catalítica del CO a CO_2 de acuerdo al siguiente esquema cinético:





Así, la eficiencia de un catalizador dado se puede evaluar calculando una pseudoconstante cinética de primer orden k' . Rowe y Lloyd reportaron la siguiente tabla de resultados experimentales, donde τ es el tiempo de residencia en el reactor.

Catalizador	CO_{IN} , ppm	CO_{OUT} , ppm	τ , s
Carbón pirolizado	63	14	0,120
Sílica	81	39	0,114
Alumina 1	86	8	0,123
Alumina 2	88	3,5	0,118
Alumina 4	75	1,5	0,123

- a) Calcule cuál de los catalizadores es el más eficiente en abatir el CO.
- b) Calcule el volumen de un reactor flujo pistón necesario para abatir en 99% el CO contenido en una corriente de gas con un flujo de 100 m^3/h y una concentración a la entrada de 100 ppm, si se ocupara el mejor catalizador de acuerdo a sus resultados de la parte a).

⁶³ Journal of the Air & Waste Management Association, Vol. 49, 308-315, 1999.