

MODELACIÓN DE LA EMISIÓN DE COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES EN SISTEMAS DE AERACIÓN MEDIANTE UN MODELO DE DOS ZONAS SIMPLIFICADO

Esteban Durán Herrera^{1} y Yenory Morales Lara¹*

1. Escuela de Ingeniería Química, Universidad de Costa Rica, 2060 Costa Rica

Recibido: 12 de junio, 2006; aceptado: 15 de diciembre, 2006

Abstract

A new simplified mass-transfer model was developed to describe the volatile organic compounds (VOC) emission rates from diffused aeration systems. The model takes into consideration that the VOC mass transfer occurs in two separate mass-transfer zones instead of lumping the overall VOC transfer in the whole aeration tank as is done in the conventional ASCE-based model. A series of batch VOC emission tests were performed in a 1000 l tank equipped with a fine pore diffuser at 0,50 to $1,33 \times 10^{-3}$ normal m^3/s diffused air flow rate and a water temperature of 293 K. The unsteady-state dissolved concentrations of p-xylene, benzene, toluene, trichloroethylene and tetrachlorethylene were measured during the tests and these data were used to find the proportional coefficient ψ and with it, the volumetric mass-transfer coefficients of the VOCs. It was found that the ψ coefficients were not dependent upon the diffused air flow rate, but do depend on the nature of the volatile compound used. A semi-empirical set of equations that predict successfully the ψ coefficients based on the critical volume and the normal boiling temperature of the compound was found. It was concluded that the new model provides better insight of the VOC mass transfer process and requires only oxygen aeration performance data, besides the critical volume and the normal boiling point of the compound, to predict accurately the VOC emission rates.

Palabras clave: aeración, compuestos orgánicos volátiles (COV), transferencia de masa, modelo de dos zonas, difusores, aguas residuales

Key words: aeration, volatile organic compound (VOC), mass transfer, two zone transfer-model, diffusers, wastewater

I. Introducción

La emisión de compuestos orgánicos volátiles (COV) en las plantas de tratamiento de aguas residuales es una temática que ha cobrado gran interés en los

*email: eduran@fing.ucr.ac.cr

últimos años. En las plantas de tratamiento existen diversas unidades de operación, tales como los tanques de homogenización y de aeración, en los cuales se genera un contacto íntimo entre el agua residual y el aire, provocándose la transferencia de los COV desde el agua hacia el aire. Esta operación inicialmente fue vista como una buena manera de remover COV de las aguas residuales; sin embargo, más recientemente, las fuertes regulaciones para preservar el medio ambiente han obligado a los operadores de las plantas de tratamiento de aguas residuales a controlar las emisiones de los COV. Es entonces que con esta realidad se crea la necesidad de poder contar con modelos de transferencia de masa de COV que permitan predecir el comportamiento de su emisión.

De acuerdo a estudios experimentales se ha podido comprobar que el coeficiente de transferencia de masa de los COV es proporcional al coeficiente de transferencia de masa del oxígeno, donde se conoce como ψ al correspondiente coeficiente de proporcionalidad. La literatura donde se han realizado pruebas para estudiar la transferencia de masa del oxígeno es sumamente amplia, por lo que el conocimiento certero de los factores ψ es clave para poder predecir la emisión de COV.

Existen básicamente dos modelos matemáticos que describen el fenómeno de transferencia de masa en tanques con aeración: la norma de la American Society of Civil Engineers (ASCE) [1] y el de dos zonas propuesto por McWhirter y Hutter [11]. El modelo ASCE es el que más se ha usado y considera un único coeficiente de transferencia de masa, no obstante, éste se ha criticado debido a que no describe de manera adecuada el fenómeno físico de la transferencia. El modelo de dos zonas planteado por McWhirter y Hutter consideró un sistema en el que existen dos zonas de transferencia muy diferentes, la zona de dispersión, donde las burbujas de aire suben a través del fluido y la otra es la zona de la superficie turbulenta, en la región justo debajo de la superficie. Mediante métodos numéricos, McWhirter y Hutter encontraron los coeficientes volumétricos de transferencia de masa del oxígeno para cada zona y posteriormente, Chern y Yu [3] propusieron una solución analítica a este modelo usando una serie de suposiciones para un estado pseudo-estable. El modelo de dos zonas presentó la virtud de describir con mejor exactitud el fenómeno de transferencia de masa, sin embargo, su resolución matemática es sumamente compleja. Más recientemente, Durán [6] propuso un modelo de dos zonas simplificado para la transferencia de oxígeno y obtuvo los coeficientes de transferencia en un sistema de aeración provisto de un difusor de poro fino; los resultados obtenidos fueron satisfactorios.

La idea con esta investigación fue plantear un modelo de dos zonas simplificado basado en la propuesta de Durán y adaptado a la emisión de los COV, con el cual sea posible llegar a una solución analítica simple y que a la vez permita estudiar los mecanismos de transferencia en forma más detallada. Además, a partir de pruebas experimentales de emisión con diferentes COV, obtener los factores ψ y con ellos un conjunto de ecuaciones que permitan predecirlos en forma adecuada.

II. Estimación de la emisión de COV usando el modelo convencional (ASCE)

Como se mencionó anteriormente, la transferencia de masa de los COV está relacionada directamente con la transferencia de masa del oxígeno, por lo que aplicando los principios del modelo ASCE para transferencia de oxígeno es posible obtener el modelo que predice la emisión de los COV en sistemas aerados. De igual manera que para el oxígeno, el modelo usa un único coeficiente volumétrico de transferencia de masa para el COV, el cual se calcula a partir del coeficiente de proporcionalidad ψ y el coeficiente volumétrico de transferencia de masa del oxígeno, según se establece en la ecuación (1).

$$\psi = \frac{K_L a_{COV}}{K_L a_{O_2}} \quad (1)$$

De acuerdo a este modelo, el grado de saturación (S_d) del COV en las burbujas de gas se calcula de la siguiente manera [2]:

$$S_d = 1 - \exp\left(\frac{-K_L a_{COV} V_L}{Q_G H_c}\right) \quad (2)$$

En sistemas por tandas aerados, donde no hay entradas ni salidas de agua del tanque, la concentración de COV en la fase líquida puede ser calculada como sigue [2]:

$$C_{COV} = C_{COV,0} \exp\left[-\frac{Q_G H_c}{V_L} S_d t\right] \quad (3)$$

El modelo ASCE predice que la concentración de COV disuelto en el agua contenida en el tanque por tandas decrece exponencialmente con el tiempo de aeración. La ecuación (3) se debe evaluar con el flujo de gas, Q_G , calculado a la presión del agua a la profundidad media:

$$Q_G = Q_{GSTD} \left[\frac{P_{atm}}{P_{atm} + \left(\frac{Z_S}{2}\right) \rho g (1 - \epsilon)} \right] \quad (4)$$

III. El nuevo modelo de dos zonas simplificado para estimar la emisión de COV

Para llevar a cabo el desarrollo de este modelo se utilizó una suposición adicional a las de McWhirter y Hutter [11] y que Durán [6] también propuso en su modelo simplificado: que la retención gaseosa en el sistema es despreciable. Esta suposición es bastante aceptable para este tipo de sistemas ya que típicamente es menor al 0,5 por ciento.

Siendo esto así, la ecuación del balance de masa en la fase líquida tendría la siguiente forma:

$$\frac{dC_{COV}}{dt} = \frac{1}{Z_S} \int_0^{Z_S} -K_{LB} a_{BCOV} (C_{COV} - C_{COV,B}^*) dZ - K_{LS} a_{SCOV} (C_{COV} - C_{COV,S}^*) \quad (5)$$

Aplicando la suposición que las concentraciones de COV en el aire sobre la superficie ($C_{COV,S}^*$) es nula, y aplicando la Ley de Henry en la zona de dispersión de las burbujas, para la cual rige que:

$$C_{COV,B}^* = \frac{C_{G,COV}}{H_c} \quad (6)$$

la ecuación (5) se transforma en:

$$\frac{dC_{COV}}{dt} = -\frac{1}{Z_S} \int_0^{Z_S} K_{LB} a_{B,COV} C_{COV} \left(1 - \frac{C_{G,COV}}{H_c C_{COV}}\right) dZ - K_{LS} a_{SCOV} C_{COV} \quad (7)$$

donde $C_{G,COV} / H_c C_{COV}$ no es más que el grado de saturación que se propone en la ecuación (2). Esta expresión del grado de saturación es aplicable a la zona de dispersión, ya que esta zona se comporta según lo predice el modelo ASCE. Sustituyendo el S_d y teniendo en cuenta que $A_t^* Z_S = V_L$ se evalúa la integral y se obtiene:

$$\frac{dC_{COV}}{C_{COV}} = -\left\{ \frac{Q_G H_c}{V_L} \left(1 - \exp\left[-\frac{K_{LB} a_{B,COV} V_L}{H_c Q_G}\right]\right) + K_{LS} a_{SCOV} \right\} dt \quad (8)$$

la ecuación (8) con las condiciones que en $t = 0$, $C_{COV} = C_{COV,0}$ y que en $t = t$, $C_{COV} = C_{COV}$ ésta se convierte en:

$$\frac{C_{COV}}{C_{COV,0}} = \exp\left(-\left\{ \frac{Q_G H_c}{V_L} \left(1 - \exp\left[-\frac{K_{LB} a_{B,COV} V_L}{H_c Q_G}\right]\right) + K_{LS} a_{SCOV} \right\} t\right) \quad (9)$$

La ecuación (9) corresponde al modelo de dos zonas simplificado adaptado a la transferencia de los COV desde sistemas aireados con difusores, ecuación que al igual que el modelo basado en la norma ASCE [1], presenta un decrecimiento exponencial. Este modelo presenta la ventaja de un manejo matemático simple. Ahora, ya que los coeficientes volumétricos de transferencia de masa para ambas zonas se pueden calcular a partir de los coeficientes de proporcionalidad ψ y de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa para el oxígeno, sustituyendo el ψ y los coeficientes del oxígeno, la ecuación (9) se puede expresar como:

$$\frac{C_{COV}}{C_{COV,0}} = \exp\left(-\left\{\frac{Q_G H_C}{V_L} \left(1 - \exp\left[-\frac{K_{LB} a_{B,O_2} \psi V_L}{H_C Q_G}\right]\right) + K_{LS} a_{O_2} \psi\right\}t\right) \quad (10)$$

Nótese que el término $\frac{Q_G H_C}{V_L} \left(1 - \exp\left[-\frac{K_{LB} a_{B,O_2} \psi V_L}{H_C Q_G}\right]\right) + K_{LS} a_{O_2} \psi$ es una constante para una prueba dada, por lo que desde la perspectiva del modelo, vendría a ser una constante de decaimiento exponencial. En adelante esta constante se expresará en el modelo como α :

$$\alpha = \frac{Q_G H_C}{V_L} \left(1 - \exp\left[-\frac{K_{LB} a_{B,O_2} \psi V_L}{H_C Q_G}\right]\right) + K_{LS} a_{O_2} \psi \quad (11)$$

IV. Estimación del factor de proporcionalidad ψ

El factor o coeficiente de proporcionalidad ψ se define según la ecuación (1), como la razón de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa del COV y del oxígeno. Dado que el oxígeno y muchos COV que son escasamente solubles en agua, la resistencia de la película líquida controla la razón de transferencia de masa; así, el coeficiente global de transferencia de masa en la fase líquida es el mismo que el coeficiente individual de transferencia de masa. Se ha propuesto que los coeficientes de transferencia son proporcionales al coeficiente molecular de difusión (D) elevados a una potencia semi-empírica n , de la cual se han reportado en la literatura valores cercanos desde 0,5 (Gilliland and Sherwood, 1964), y hasta 1 (Dobbins, 1964) para operaciones específicas de contacto gas-líquido [2]. Según lo anterior, el factor ψ sería:

$$\psi = \frac{K_{L,COV}}{K_{L,O_2}} = \left(\frac{D_{COV}}{D_{O_2}}\right)^n \quad (12)$$

Donde D_{COV} y D_{O_2} corresponden a los coeficientes de difusión moleculares de difusión del COV y del oxígeno respectivamente. Ahora, Wilke y Chang encontraron [18] que los coeficientes de difusión molecular son proporcionales a los volúmenes molares a sus puntos normales de ebullición elevados a la 0,6 y si el volumen molar del oxígeno es $25,6 \text{ cm}^3/\text{mol}$, el del COV se puede calcular por medio de [14]:

$$V_{COV} = 0,285V_c^{1,048} \quad (13)$$

donde V_c es el volumen crítico del COV, al sustituirse todo en la ecuación (12), el ψ se podría calcular con la siguiente relación [2]:

$$\psi = \frac{14,86^n}{V_c^{0,6288 n}} \quad (14)$$

V. Metodología, equipo experimental y materiales

En la sección experimental de esta investigación se realizaron una serie de pruebas de aeración a diferentes flujos de aire (30, 40, 60 y 80 l/min), utilizando un difusor de poro fino en un tanque con aproximadamente 1000 litros de agua con presencia de un compuesto orgánico volátil a la vez. Se utilizaron como sustancias de estudio: benceno (Merck), tolueno (ANACHEMIA), p-xileno (Merck), tricloroetileno (Merck) y tetracloroetileno (BDH Chemical Ltd), las cuales se alimentaban en soluciones que lograban una concentración inicial entre 100 y 150 ppm en el tanque. Se colocó un abanico justo sobre la superficie del agua en el tanque, el cual tenía la finalidad de lograr que la concentración del COV en el aire de la superficie fuese cero, tal y como se planteó en el modelo. Luego de inyectar el COV y de aerar por aproximadamente 10 minutos el tanque con el propósito de homogenizar la mezcla, se recolectaron muestras de agua en dos posiciones dentro del tanque con la ayuda de dos bombas peristálticas; el tiempo de aeración y los intervalos de muestreo se variaron adecuadamente dependiendo del flujo de aire utilizado. El análisis de las muestras se realizó mediante espectrofotometría UV. En la Figura 1 se puede observar una representación esquemática de la configuración de los equipos empleados en la experimentación.

A los datos experimentales se les ajustó una curva exponencial de mejor ajuste según el modelo de la ecuación (10). Con base en los resultados obtenidos y los coeficientes de transferencia de masa para el oxígeno obtenidos por Durán (2005), se determinaron los coeficientes de proporcionalidad ψ , y por consiguiente, los correspondientes coeficientes volumétricos de transferencia de COV de ambas zonas. Además, con los valores del factor ψ obtenidos, se encontraron un par de ecuaciones que permiten predecirlos adecuadamente.

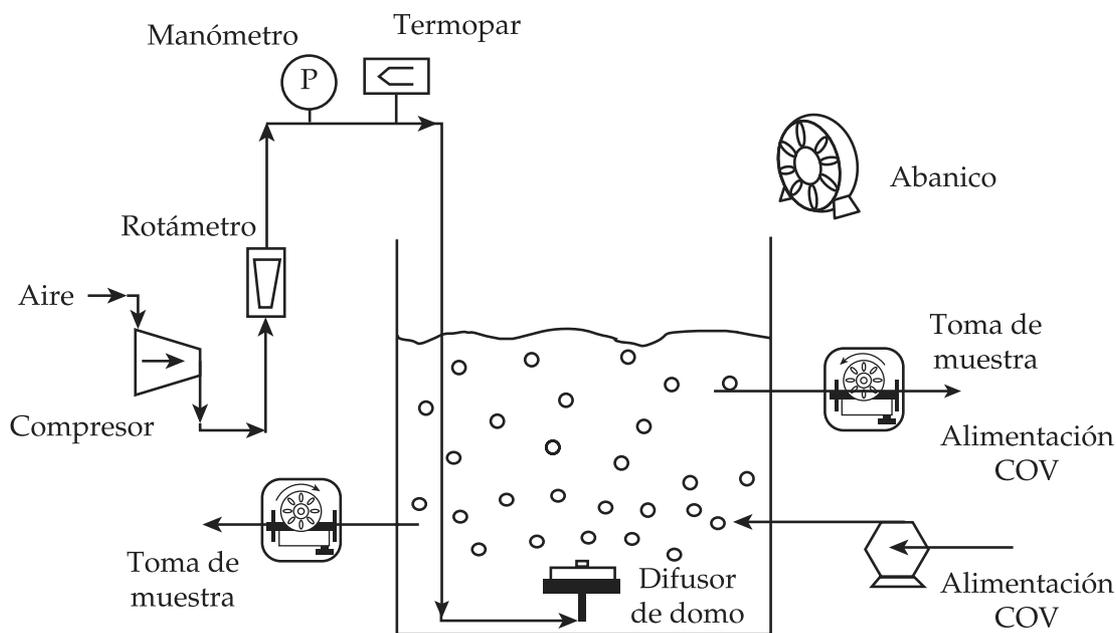


Figura 1. Representación esquemática de la configuración del equipo experimental.

VI. Resultados experimentales y su discusión

Cada corrida de la etapa experimental se iniciaba inyectando el compuesto orgánico volátil al tanque con agua y conforme transcurría el tiempo de aeración, la concentración de la sustancia decrecía debido a la transferencia de masa del COV contenido en el líquido hacia el aire.

En la Figura 2 se puede apreciar el comportamiento de las concentraciones relativas (C/C_0) de cada uno de los COV estudiados. Como se puede observar en dicha figura, conforme se aumenta el suministro de aire las curvas presentan un decaimiento más rápido y su pendiente es mayor que la presentada por las curvas a flujos de aire bajos. Este fenómeno se debe principalmente a que para flujos de aeración altos, la turbulencia o grado de agitación es mayor y como consecuencia el proceso de transferencia de masa que se está suscitando entre la fase líquida y la gaseosa se acelera en gran medida. De los resultados obtenidos, los correspondientes al benceno (gráfico (e)) son los que se comportan con una mayor dispersión.

A los datos obtenidos se les aplicó una regresión exponencial según el modelo propuesto (ecuación (10)) y con el valor obtenido de la constante de decaimiento se calculó el coeficiente de proporcionalidad ψ . Los resultados aparecen reportados en el Cuadro 1 y en la Figura 2 se puede apreciar lo bien que el modelo se ajusta a los datos experimentales.

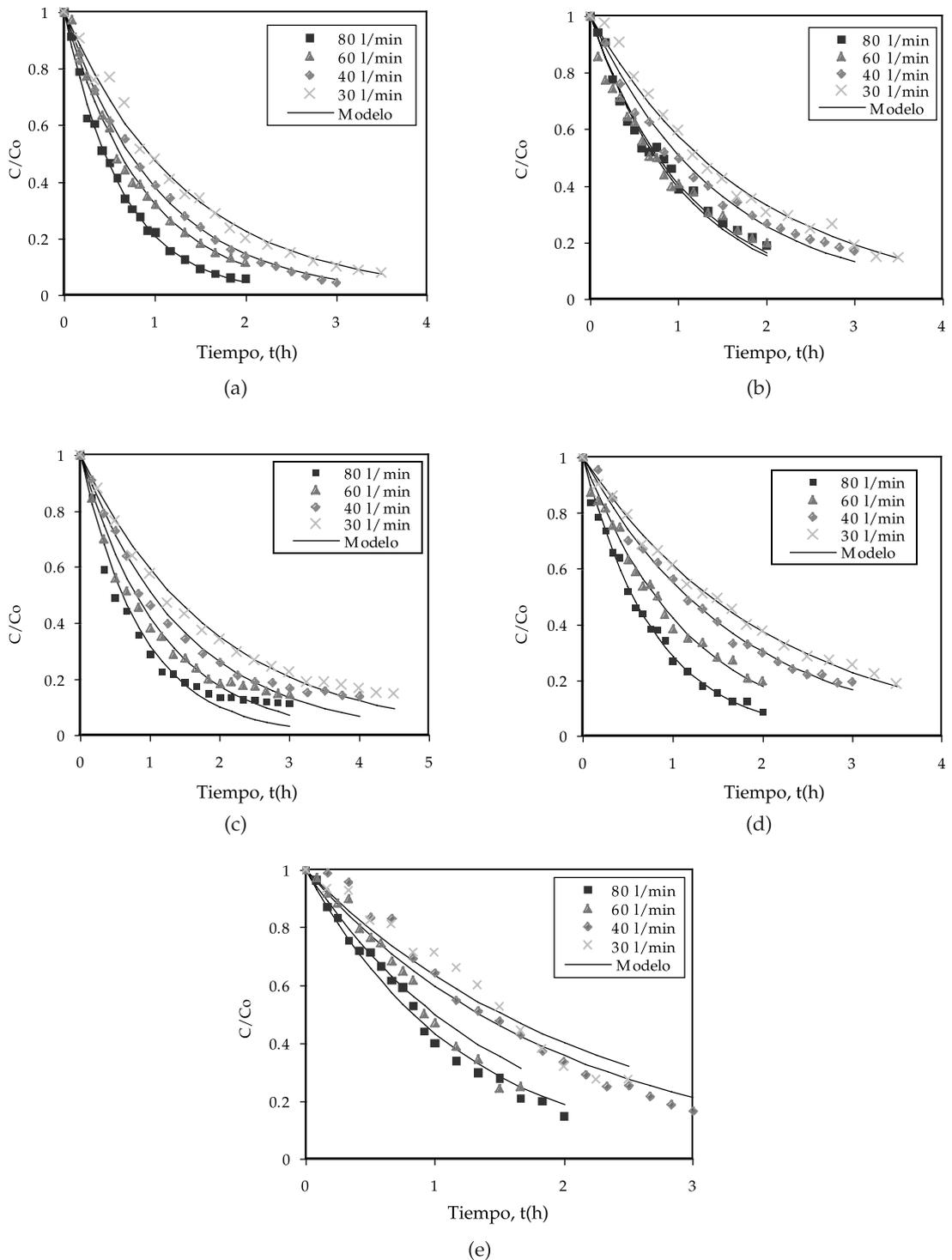


Figura 2. C/C_0 experimentales y predichas por el modelo a diferentes flujos de aire: (a) Tetrachloroetileno, (b) p-xileno, (c) Tricloroetileno, (d) Tolueno y (e) Benceno.

CUADRO 1.
VALORES DE ψ AJUSTADOS A LOS DATOS EXPERIMENTALES PARA CADA SUSTANCIA Y FLUJO DE AIRE SELECCIONADO

Flujo de aire Q_{GSTD} (l/min)	ψ ajustados				
	Tetracloroetileno	p-xileno	Tolueno	Tricloroetileno	Benceno
30	0,228	0,183	0,160	0,165	0,150
40	0,232	0,174	0,150	0,165	0,130
60	0,215	0,189	0,172	0,170	0,138
80	0,222	0,130	0,186	0,166	0,122

Diferentes autores, como Robert, *et al* [15], reportaron valores para ψ en el intervalo de 0,55 a 0,65, y como se nota, éste es un rango relativamente pequeño de posibles valores, los cuales han sido estimados experimentalmente y con base en el método tradicionalmente empleado de la ASCE, el cual considera un único coeficiente volumétrico de transferencia de masa. El Cuadro 1 presenta los valores de ψ obtenidos y se observa que la variación entre flujos de aire no es tan apreciable; no obstante, la diferencia que se da entre cada compuesto orgánico volátil seleccionado sí es un poco más significativa.

Otro aspecto importante que se debe mencionar es que aunque en este proyecto se proponen dos zonas diferentes de transferencia de masa, el coeficiente de proporcionalidad ψ , se supuso igual para ambas zonas; esta suposición es válida cuando la mayor resistencia a la transferencia de masa está en la fase líquida. Según Mackay, *et al* [9] para la transferencia de compuestos con $H_c > 0,1$ se estima que la resistencia es controlada por la fase líquida y como las sustancias utilizadas en esta investigación poseen constantes de la Ley de Henry que están entre 0,1 y 0,85, la suposición hecha se puede tener por válida.

A partir de los valores de ψ calculados anteriormente se obtuvieron los coeficientes volumétricos de transferencia de masa para los COV usando la relación que se muestra en la ecuación (1) y los coeficientes de transferencia del oxígeno obtenidos por Durán [6] en su investigación. Los valores reportados en el Cuadro 2 muestran que en la zona de reaireación de la superficie los valores de los coeficientes son mucho mayores que en la zona de dispersión de las burbujas, esto debido a la mayor turbulencia que se da en esta parte del sistema y que favorece el proceso de transferencia de masa. Por otro lado, se observa también del Cuadro 2, que los coeficientes son mayores a medida que se incrementa el flujo estándar de aire, este comportamiento también es propiciado por la mayor turbulencia en ambas zonas con

los mayores flujos de aire suministrado.

CUADRO 2.

COEFICIENTES VOLUMÉTRICOS DE TRANSFERENCIA DE MASA DE LOS COV AJUSTADOS A LOS DATOS EXPERIMENTALES PARA SENDAS ZONAS DE TRANSFERENCIA.

Sustancia	Flujo de aire Q_{GSTD} (l/min)	$K_{LB}a_{BCOV}$ (h ⁻¹)	$K_{LS}a_{SCOV}$ (h ⁻¹)
Tetracloroetileno	30	0,315	0,461
	40	0,387	0,616
	60	0,445	0,720
	80	0,598	1,014
p-xileno	30	0,253	0,371
	40	0,290	0,462
	60	0,391	0,633
	80	0,357	0,605
Tricloroetileno	30	0,228	0,334
	40	0,275	0,438
	60	0,352	0,570
	80	0,447	0,759
Tolueno	30	0,221	0,323
	40	0,251	0,400
	60	0,355	0,575
	80	0,503	0,854
Benceno	30	0,207	0,303
	40	0,217	0,345
	60	0,286	0,462
	80	0,330	0,560

La siguiente etapa de la investigación consistió en encontrar una correlación que permitiera estimar los factores ψ . Para ello se partió de la ecuación (14), con la cual se calculó el valor de la potencia n para cada uno de los factores de proporcionalidad ψ ajustados a los datos experimentales; los resultados obtenidos se muestran en el Cuadro 3. Como se expone en este cuadro, los valores de n para cada sustancia son diferentes entre sí; sin embargo, entre flujos de aire la diferencia es muy pequeña, indicando que este parámetro, bajo las condiciones de operación a las que se trabajó en esta investigación, depende exclusivamente de la naturaleza del compuesto como tal y no de las condiciones hidrodinámicas en el tanque. Por esta razón se procedió a

calcular una n promedio para cada sustancia.

CUADRO 3.
VALORES DE LA POTENCIA n CALCULADOS A PARTIR DE LOS ψ AJUSTADOS

Flujo de aire Q_{GSTD} (l/min)	n ajustados				
	Tetracloroetileno	p-xileno	Tolueno	Tricloroetileno	Benceno
30	1,706	1,639	1,991	2,282	2,384
40	1,690	1,692	2,059	2,288	2,567
60	1,776	1,610	1,914	2,248	2,490
80	1,741	1,956	1,825	2,281	2,642
Promedio	1,728	1,724	1,947	2,275	2,521

El siguiente paso fue conseguir alguna relación de este parámetro con al menos una de las propiedades físicas del COV. Se analizaron diferentes características físicas como por ejemplo la volatilidad, presión de vapor, constante de la ley de Henry y volumen crítico de cada sustancia; se encontró que los valores promedio de la potencia n guarda una relación proporcional con la volatilidad del compuesto, por lo que se buscó una forma para relacionar la volatilidad de cada compuesto con una propiedad fácilmente determinable o bien, que se encuentre ampliamente reportada en la literatura; por esta razón se decidió utilizar la temperatura normal de ebullición. En el Cuadro 4 se reportan las n promedio y los respectivos puntos de ebullición normal y en la Figura 3 se observa el comportamiento de los mismos.

CUADRO 4.
RELACIÓN DE LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN CON LA POTENCIA n PROMEDIO

Sustancia	Temperatura de ebullición (K)	n promedio
Benceno	353	2,521
Tricloroetileno	360	2,275
Tolueno	384	1,947
Tetracloroetileno	394	1,728

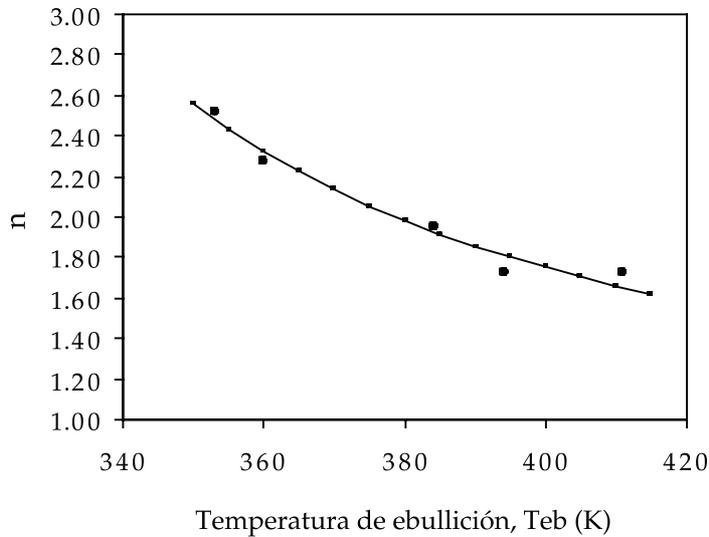


Figura 3. Gráfica de mejor ajuste de n en función de la temperatura de ebullición normal

p-Xileno

411

1,724

Los datos del Cuadro 4 se ajustaron con el siguiente modelo, el cual representa adecuadamente el comportamiento (coeficiente de correlación de 0,984 y un error estándar de 0,0732) y cuyos parámetros de mejor ajuste se reportan en el Cuadro 5. Este modelo se seleccionó además por su sentido físico, ya que presenta una tendencia de decrecimiento constante.

$$n = \frac{aT_{eb}}{T_{eb} + b} \quad (15)$$

CUADRO 5.
VALORES DE LOS PARÁMETROS DE MEJOR AJUSTE DE LA CORRELACIÓN
PROPUESTA ENTRE n Y LA TEMPERATURA NORMAL DE EBULLICIÓN

Coefficiente	Valor
a (<i>adim</i>)	0,5453
b (K)	-275,384

De esta forma, haciendo uso de las ecuaciones (14) y (15) es posible estimar los factores de proporcionalidad ψ , y con ellos y coeficientes de transferencia de oxígeno, los coeficientes de transferencia de los COV para ambas zonas. Para analizar lo preciso

de estas estimaciones, se calcularon los coeficientes de transferencia de los COV haciendo uso de estas dos correlaciones y se compararon con los datos experimentales obtenidos. Dicha comparación se puede apreciar en la Figura 4, donde se ve claramente

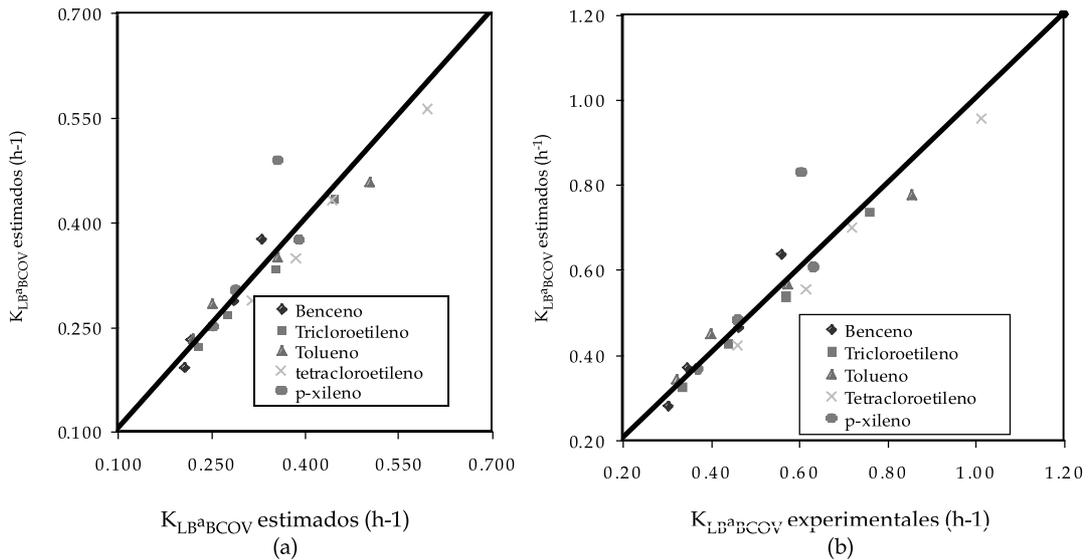


Figura 4. Comparación de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa de los COV experimentales contra los estimados a partir de las correlaciones: (a) Zona de dispersión de las burbujas y (b) Zona de la superficie turbulenta.

que las estimaciones son buenas, ya que todos los puntos caen muy cerca de la línea de pendiente unitaria; de hecho, si se calcula el coeficiente de correlación para con esta recta se obtienen valores superiores a 0,95 para ambos coeficientes.

También se calcularon los errores estándar de la estimación y se determinó que representan menos de un 15 por ciento para cada compuesto, excepto con el p-xileno en la zona de superficie (para un flujo de 80 l/min) donde representaría aproximadamente un 30 por ciento.

VII. Conclusiones

El modelo de dos zonas simplificado planteado describe de una forma sencilla, pero completa, el proceso que involucra la transferencia de masa de los COV cuando éstos están contenidos en un líquido al que se le introduce gas por medio de un difusor.

Por medio de este modelo fue posible calcular los valores del coeficiente

de proporcionalidad ψ de mejor ajuste y con ello se logró obtener una correlación que permite estimarlos adecuadamente. Con esta correlación es posible calcular los coeficientes volumétricos de transferencia de masa de COV sabiéndose únicamente las temperaturas de ebullición normal de los compuestos y los coeficientes volumétricos de transferencia de oxígeno en un sistema de aeración dado.

Con el modelo de dos zonas simplificado, es posible predecir la razón de emisiones de los COV y por consiguiente buscar formas de control para mitigar la contaminación causada por estos compuestos en las plantas de tratamiento de aguas residuales.

VIII. Nomenclatura

A_t	área de sección transversal del tanque, m^2
COV	compuesto orgánico volátil
C_{COV}	concentración de COV disuelto en un tiempo t , kg/m^3
$C_{COV,S}^*$	concentración de equilibrio de COV disuelto en la superficie del líquido, kg/m^3
$C_{L,COV}$	concentración del COV en el volumen del líquido, kg/m^3
$C_{L,COV}^*$	concentración en la fase líquida del COV en equilibrio con la concentración en la fase gaseosa, kg/m^3
$C_{G,COV}$	concentración de COV en la fase gaseosa, kg/m^3
C_o	concentración de oxígeno disuelto al inicio de la aereación, kg/m^3
D_{COV}	coeficiente molecular de difusión del COV, m^2/s
D_{O_2}	coeficiente molecular de difusión del oxígeno, m^2/s
H_c	constante de la ley de Henry, adim
$K_{LB}a_{BCOV}$	coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la zona de las burbujas, h^{-1}
$K_{LS}a_{SCOV}$	coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la zona de la superficie, h^{-1}
$K_{LB}a_{BO_2}$	coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la zona de burbujas para el oxígeno, h^{-1}
$K_{LS}a_{SO_2}$	coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la zona de superficie para el oxígeno, h^{-1}
$K_{LB}a_B$	coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la zona de burbujas para el oxígeno, h^{-1}

$K_{L S^a_S}$	coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la zona de superficie para el oxígeno, h^{-1}
Q_G	flujo de aire, m^3/s
Q_{GSTD}	flujo de aire estándar, m^3/s
S_d	grado de saturación del COV en las burbujas del gas, adim
T_{eb}	temperatura de ebullición, K
V_c	volumen crítico, $m^3/kmol$
V_{COV}	volumen molar del COV a su punto normal de ebullición, $m^3/kmol$
V_{O_2}	volumen molar del oxígeno a su punto normal de ebullición, $m^3/kmol$
V_L	volumen total de líquido, m^3
Z_S	profundidad del agua por encima del difusor, m
a	área interfacial por unidad de volumen de líquido, m^2/m^3
g	aceleración de la gravedad, m/s^2
n	constante empírica, adim
t	tiempo, h
t_0	tiempo inicial, h
Letras griegas	
Ψ	coeficiente de proporcionalidad entre los coeficientes volumétricos de transferencia de masa, adim
ρ	densidad del agua, kg/m^3
Subíndices	
B	Se refiere a la zona de dispersión de las burbujas
S	Se refiere a la zona de la superficie turbulenta

IX. Bibliografía

1. ASCE, *A standard for the measurement of oxygen transfer in clean water*, 2 Ed., New York, 1991

2. Chern, J.M. y Yu, C.F., *Volatile Organic Compound Emission Rate from Diffused Aeration Systems. 1. Mass transfer modeling*, *Ind. Eng. Chem. Res.* **1995**, 34, 2634-2643.
3. Chern, J.M. y Yu, C.F., *Oxygen Transfer Modeling of Diffused Aeration Systems*, *Ind. Eng. Chem. Res.* **1997**, 36, 5447-5453.
4. Chern, J.M; Yu, CF., *Volatile compound emisión from diffused aeration systems: experiment and modeling*, *Ind. Eng. Chem. Res.* **1999**, 38, 2156-2159.
5. Dobbins, W., *The nature of the oxygen transfer coefficient in aeration systems in biological treatment fo sewage and industrial waster*, Editorial Reinhold, New York, 1956.
6. Durán, J. E., *Modelación de la transferencia de oxígeno en sistemas de aeración mediante un modelo de dos zonas simplificado*, *Cienc. Tecnol.* **2006**, 24, artículo precedente.
7. Higbie, R., *The rate of absorption of pure gas into a still liquid during short periods of exposure*, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.* **1935**, 31, 365.
8. Lewis, W; Whitman, W., *Principles of gas absorption*, *Ind. Eng. Chem.*, **1924**, 16, 1215-1220.
9. Mackay, D; Leinonen, P., *Rate of evaporation of low solubility contaminants from water bodies to the atmosphere*, *Envir. Sci. Technol.*, **1975**, 9, 1178-1180.
10. Matter-Müller, C., *et al.*, *Transfer of volatile substances from water to the atmosphere*, *Water Research*, **1981**, 15, 1271-1279.
11. McWhirter, J.R; Hutter, J.C., *Improved oxygen mass transfer modeling for diffused/ subsurface aeration systems*, *AIChE J.*, **1989**, 35, 1527-1534.
12. Metcalf & Eddy, *Ingeniería de las aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización*, Vol 1., 3 Ed., McGraw-Hill, México, 1996.
13. Munz, C; Roberts, P., *Gas and Liquid phase mass transfer resistances of organic compounds during mechanical surface aeration*, *Water Research*, **1989**, 23, 589-601.
14. Reid, R; Prausnitz, J. *The properties of gases and liquids*, 4 Ed., McGraw-Hill, New York, 1987.
15. Roberts, P, Munz,C; Dandiker, P, *Modeling volatile organic solute removal by surface and bubble aeration*, *J. WPCF*, **1984**, 56, 157.

16. Roberts, P., *Mass transfer of volatile organic contaminants from aqueous solution to the atmosphere during surface aeration*, *Environ. Sci. Technol.*, **1983**, 17, 484-489.
17. Treybal, R.E., *Operaciones de Transferencia de Masa*, 2 Ed., McGraw-Hill, México, 1988.
18. Welty, J. R., *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*, 2 Ed., Limusa, México, 2000.

