

# Modelación hidrodinámica de reactor agitado para contacto gas-líquido

**Lidia A. Fernández García, Mayra Bataller Venta, Eliet Véliz Lorenzo y Caridad Álvarez Álvarez.**

Departamento de sustancias Ozonizadas, Centro de investigaciones del Ozono, Centro Nacional de Investigaciones Científicas, Apartado Postal 6414, Ciudad de La Habana, Cuba.

Recibido: 9 de febrero de 2005. Aceptado: 4 de julio de 2005.

Palabras clave: ozono, tanque agitado, pruebas estímulo-respuesta, patrón de flujo, modelo de Cholette Cloutier.

Key words: ozone, stirred tank, stimulus-response test, flow pattern, Cholette Cloutier model.

**RESUMEN.** El presente estudio fue realizado en un reactor agitado. El conocimiento de la distribución de tiempos de residencia de los fluidos que se ponen en contacto dentro del reactor, permite predecir su comportamiento y esta información puede obtenerse mediante la aplicación del método experimental estímulo-respuesta. Este ha sido el objetivo fundamental del presente trabajo por lo que empleando la técnica de trazadores que emplea cloruro de sodio se obtuvieron las curvas de  $E_\theta$   $f(\theta)$  para diferentes flujos de líquido, de gas y velocidad de agitación. Se determinó la velocidad mínima de agitación requerida en el reactor para obtener una dispersión eficiente del gas que es de 420 r/min. El patrón del flujo obtenido para la fase líquida resultó flujo de mezcla completa. La ausencia de zonas muertas y cortocircuitos fue verificado a partir del análisis de los parámetros fundamentales del modelo hidrodinámico aplicado, que caracterizan la distribución del tiempo de residencia para cada condición experimental. Los parámetros fundamentales son el tiempo medio de residencia teórico y experimental y la varianza, que indica la amplitud de la distribución. Finalmente, se aplicó el modelo propuesto por Cholette-Cloutier, lo que corroboró el patrón de flujo obtenido.

**ABSTRACT.** The study was performed in a gas-liquid stirred reactor. The knowledge of flow residence time distribution inside the reactor, allows the prediction of its behavior. This information can be obtained by the application of the stimulus-response experimental method. This is the main objective of this study. So in order to characterize the flow patterns through the stirred reactor, it was necessary to perform a tracer test. This test for the determination of the residence time distribution with the use of sodium chloride as a tracer was carried out.  $E_\theta$   $f(\theta)$  curves at different gas flow, liquid flow and agitation speed were obtained. The minimum agitation speed, which guarantees good gas dispersion into the liquid phase, was determined; the value obtained was 420 r/min. The model that adequately represents the flow pattern of the liquid phase was the one of well mixed reactor. The flow pattern of the liquid phase into the reactor was adequately represented by the well mixed reactor model. Moreover, the absence of dead zones and short-circuiting starting from the analysis of the fundamental parameters of the applied hydrodynamic pattern was verified. These parameters characterize the mean residence time distribution for each experimental condition. They are the theoretical and experimental mean time of residence and the variance that indicates the width of the distribution. Finally model proposed by Cholette-Cloutier to corroborate the flow pattern proposed was used.

## INTRODUCCION

El diseño de reactores para cualquier tipo de sistema reaccionante, está basado en el conocimiento de la cinética o velocidad a la que ocurre la reacción y en el patrón de flujo existente.<sup>1</sup> Los tanques que utilizan agitación mecánica son muy utilizados por sus excelentes resultados en el contacto gas-líquido. Uno de los mayores beneficios que proporcionan los reactores agitados, es que utilizando una elevada agitación, producen un aumento en el área interfacial, hasta alcanzar magnitudes cercanas a los de la columna empacada o de platos.<sup>2,3</sup>

Los agitadores son utilizados para producir turbulencia en la masa líquida, en este sentido, cada tipo de agitador provoca una elevada velocidad en el o los fluidos que atraviesan el sistema con un determinado comportamiento, a lo que se llama patrón de flujo. Las turbinas de paletas planas y curvas se utilizan para el mezclado de líquidos de viscosidad baja o media y producen patrones de flujo radiales que son perpendiculares a la pared del tanque,<sup>4</sup> lo que sin duda es favorable en los sistemas en que se mezcla un gas con un líquido.

Existen criterios acerca de la velocidad mínima de agitación que se debe aplicar al sistema para lograr una dispersión eficiente del gas en el líquido. Para ello, han sido desarrolladas ecuaciones empíricas que relacionan las propiedades físicas del fluido con las características del agitador empleado. En este sentido, las consideraciones conocidas no

son uniformes, por lo que se encuentra dispersión en los criterios empleados. La determinación de la velocidad mínima de agitación es muy importante en el estudio del comportamiento hidrodinámico de un reactor agitado.

La determinación del patrón de flujo permite seleccionar las ecuaciones adecuadas de diseño de reactor, que involucren los parámetros cinéticos y de transferencia de materia. El empleo de estas ecuaciones permitirá la estimación correcta de los parámetros de entrada y salida dentro de los que se destaca la conversión del sustrato de interés.

La distribución de tiempo de residencia o lo que es lo mismo, el grado de mezcla de las fases gaseosa y líquida es muy importante. El líquido en un tanque bien agitado está perfectamente mezclado, cuando en cualquier lugar del tanque tiene la misma composición. Sólo a muy bajas velocidades de agitación, se encuentran diferencias en la concentración del líquido en un reactor gas-líquido agitado.<sup>5</sup>

Para determinar experimentalmente el modelo de flujo de un contactor, se emplea usualmente la prueba de trazadores que tiene amplia utilidad hasta estos momentos.<sup>6,7</sup> Con este objetivo también se reportan técnicas computacionales<sup>8</sup> y otras que emplean la fluorescencia<sup>9</sup> con lo que se obtienen buenos resultados, pero dependen de equipos especializados de los que no siempre se dispone.

En el caso de reacciones en las que esté involucrada la transferencia de un gas a una fase líquida en la cual ocurre la reacción química, la ecuación cinética va a depender del valor de la constante cinética de la reacción, del coeficiente de transferencia de materia y de la concentración de reactivos.<sup>10</sup>

Para el estudio de la transferencia de materia en los sistemas gas-líquido, se ha desarrollado toda un conjunto de técnicas, encaminadas a determinar el coeficiente de transferencia ( $k_L$ ) y el área interfacial o el coeficiente volumétrico de transferencia de materia como un todo ( $k_L a$ ) estos métodos pueden ser físicos y químicos.<sup>1</sup> Para estimar estos parámetros es necesario conocer el patrón de flujo de las fases en contacto.

En general, el uso de los métodos químicos permite evaluar la influencia de las condiciones hidrodinámicas sobre el  $k_L a$ , pero no tiene en cuenta la naturaleza de las fases

que se ponen en contacto, lo que determina de manera muy importante el valor de este coeficiente.

Entre los métodos físicos, se encuentran los que se fundamentan en la desorción o la absorción de un gas en condiciones de estado no estacionario. Uno de los métodos más empleados con este fin, conocido como método dinámico, supone que la concentración en la fase gaseosa es constante, así como que las fases líquida y gaseosa están perfectamente mezcladas. Es decir, suponen un modelo de flujo para las fases en contacto.

El método dinámico que supone que las fases líquida y gaseosa estén perfectamente mezcladas se usa con éxito en el caso de sistemas que utilicen un solo impelente y cuando la viscosidad del medio no es elevada, lo que limita su utilización con fines industriales.<sup>11</sup> En el caso de un tanque agitado con impelentes múltiples se ha empleado el método dinámico a presión. Suponiendo como modelo de flujo, el de flujo pistón con dispersión axial para el gas y el de cuatro etapas perfectamente mezcladas para el líquido con buenos resultados.

Un método utilizado para la determinación de las variables que tienen mayor influencia en la velocidad de absorción del gas, es la determinación del régimen de reacción.<sup>12</sup> Esta determinación se realiza mediante la variación de la velocidad de agitación; logrando que un régimen de reacción intermedia pueda transformar su mecanismo de reacción, desde uno en que exista limitación por transferencia de masa, a uno en que limite la reacción química, lo que indica que se logra un aumento considerable de la transferencia de materia. A partir de lo que puede concluirse que tanto la potencia de agitación, como la velocidad superficial tienen una influencia importante en el valor de  $k_L a$ .<sup>13-15</sup>

Por lo tanto, la evaluación integral de un sistema reaccionante depende del patrón de flujo que se establece, del equipo seleccionado, así como de las condiciones de operación y las características físicas y químicas de los reactivos y productos.

El presente trabajo tuvo como objetivo la determinación del patrón de flujo de la fase líquida en un reactor agitado para el sistema gas-líquido agua-ozono, a partir de un estudio de trazadores seguido de una modelación hidrodinámica.

## MATERIALES Y METODOS

Los experimentos se realizaron en un reactor agitado de 1,6 L (Fig. 1). En su parte inferior posee una placa porosa para la dispersión de la mezcla oxígeno-ozono. Está provisto de un agitador de tipo turbina de seis paletas y deflectores para evitar la formación de vórtices. Además, dispone de diferentes entradas que permiten el control de la temperatura con el acoplamiento de un termómetro y un serpentín, y un toma de muestra. En la línea de entrada de la mezcla oxígeno-ozono al reactor, se colocó un manómetro que permitía la corrección del flujo por la caída de presión que experimenta el gas al atravesar la columna líquida.

### Determinación de la velocidad mínima de agitación

Este parámetro es necesario para la selección del intervalo de velocidades de agitación que garantice una dispersión adecuada del gas en el líquido, su valor se determina por la expresión siguiente:<sup>16</sup>

$$N_o = \frac{\sqrt[4]{\frac{\sigma_L \cdot g}{\rho_L}} \cdot D}{d_i^2} \quad (1)$$

$g$  aceleración de la gravedad ( $m/s^2$ ).  
 $\sigma_L$  tensión superficial del líquido (0,069 5 N/m).

$\rho_L$  densidad del líquido ( $1,3 \cdot 10^{-3} kg/m^3$ ).

$D$  diámetro del tanque (0,085 m).

$d_i$  diámetro del impelente (0,043 m).

### Determinación de la distribución de tiempo de residencia

La distribución del tiempo de residencia (RTD) en el reactor se determinó con el empleo de la técnica estímulo respuesta.<sup>17</sup> Para ello se aplicó una inyección de 20 mL de disolución saturada de NaCl, imponiendo de esta manera una señal en impulso. Las muestras a la salida fueron colectadas utilizando el método de copas,<sup>18</sup> el cual se utiliza cuando los intervalos de tiempo a que se colectan las muestras varían. La técnica operatoria seguida fue la siguiente: el fluido que sale del recipiente se recoge en pequeñas "copas" y se agita para uniformarla, la concentración de trazador corresponde al punto medio del intervalo de tiempo durante el que se estuvo colectando esa muestra. El tiempo total del experimento fue aproximadamente tres veces mayor que el teórico de residencia, para cada uno

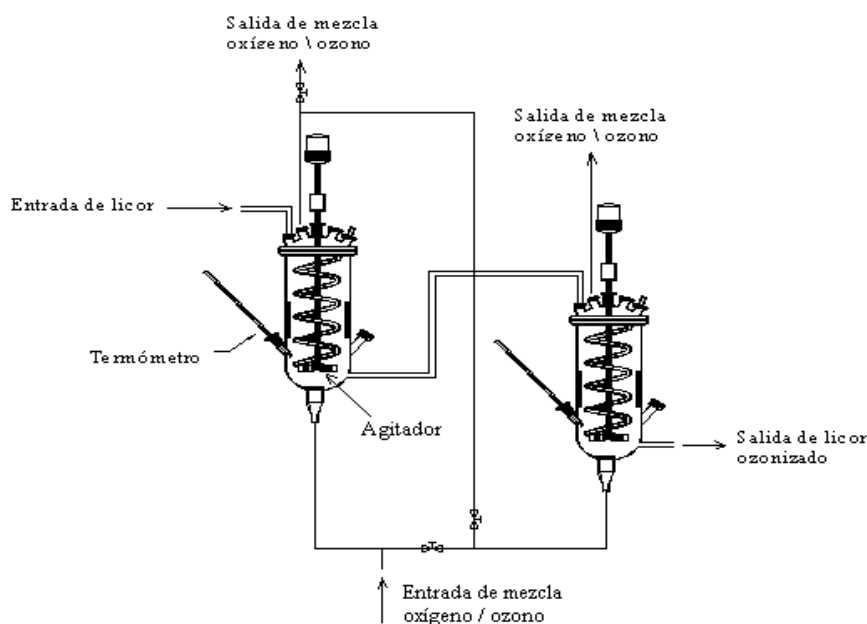


Fig. 1. Esquema de los reactores empleados.

de los flujos de líquido en estudio. La concentración de trazadores a la salida del reactor se midió mediante un conductímetro EQ-401 (Centro Nacional de Investigaciones Científicas, Ciudad de La Habana).

Los flujos de líquido ( $Q_L$ ) empleados fueron 6, 13 y 22 L/h y los de gas ( $Q_G$ ) 20 y 30 L/h. Se trabajó a dos niveles de velocidad de agitación (N) 600 y 800 r/min. A partir de los resultados de la medición de la conductividad en función del tiempo para cada condición experimental, se obtuvo la curva  $E_\theta f(\theta)$ , con la que se ajusta el modelo de flujo real que caracteriza el funcionamiento del contactor.<sup>17</sup> Entre los parámetros empleados para describir los resultados experimentales del estudio de trazadores, se encuentra, el tiempo de residencia medio del líquido ( $t_m$ ) y la varianza ( $\sigma^2$ ) o cuadrado de la desviación estándar, que indica la amplitud de la distribución. Las expresiones utilizadas para la estimación de estos parámetros se relacionan a continuación:

$$E_\theta = \frac{C(t)t_m}{\int_0^\infty C(t)dt} \quad (2)$$

$$\sigma^2 \cong \frac{\sum (t-t_m)^2 C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} = \frac{\sum t_i^2 C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} - t_m^2 \quad (3)$$

$$t_m \cong \frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad (4)$$

$$\theta = t / t_m \quad (5)$$

donde:

$E_\theta$  distribución de tiempos de residencia a la entrada.

$t_m$  tiempo de residencia medio del líquido (s).

$C$  concentración de trazador en el tiempo  $i$ .

$\Delta t$  intervalo de tiempo en el que se realiza el análisis correspondiente (s).

$\sigma^2$  cuadrado de la desviación estándar.

$\theta$  tiempo reducido.

### Modelación hidrodinámica

Un reactor agitado que opera como un reactor mezcla perfecta cumple con la expresión (6) de balance de materia para la fase líquida<sup>17</sup> y se empleó como modelo matemático para evaluar el patrón de flujo de esta fase:

$$E_{\theta 2} = E_{\theta 1} + \frac{dE_{\theta 2}}{d\theta} \quad (6)$$

donde:

$E_{\theta 1}$  y  $E_{\theta 2}$  concentración de trazador a la entrada y la salida respectivamente.

Por otra parte, para representar el modelo de flujo de un tanque continuo con agitación se indica el uso del modelo de Cholette-Cloutier, el cual consiste en una zona de mezcla perfecta en paralelo con una zona muerta y un cortocircuito. La ecuación de la curva de respuesta del modelo a un estímulo tipo pulso es:<sup>19</sup>

$$E_\theta = \left( \frac{v_1}{v} \right)^2 \frac{V}{V_b} \exp \left( - \frac{v_1}{v} \frac{V}{V_b} \theta \right) \quad (7)$$

donde:

$v, v_1$  flujos de entrada al sistema y a la mezcla respectivamente.

$V, V_b$  volúmenes del sistema y de la mezcla respectivamente.

### Procesamiento de los datos experimentales

La modelación hidrodinámica, se ejecutó mediante un programa desarrollado en PASCAL (ModH 1997).

### RESULTADOS Y DISCUSION

Las tablas 1 y 2 muestran los resultados obtenidos con la aplicación del método de estímulo respuesta al reactor en estudio.

Realizando un análisis de los resultado que se obtuvieron, se puede plantear, que en el caso de la varianza ( $\sigma^2$ ), que es una medida de cuán dispersos están los puntos respecto al tiempo medio de residencia ( $t_m$ ), se observa una mayor dispersión de los resultados experimentales a los flujos menores de líquido utilizados. Esto pudiera explicarse teniendo en cuenta que el aumento en el caudal de líquido disminuye el tiempo de residencia en el tanque. De lo anterior, se deduce que a medida que los tiempos de residencia son mayores, puede obtenerse mayor dispersión en la salida del trazador y por tanto, mayor dispersión de la curva que representa la concentración de trazador en el tiempo.

La figura 2 representa la adecuación de la curva de distribución de tiempos de residencia (DTR) experimental a la del modelo propuesto para diferentes condiciones experimentales. Se observó un ajuste perfecto del modelo a los resultados prácticos, con lo cual, se concluye que el patrón de flujo de la fase líquida corresponde a un flujo ideal de mezcla completa.

Al graficar (Fig. 2)  $E_\theta f(\theta)$ , se observó que para velocidad de agitación y flujo de gas constantes, el

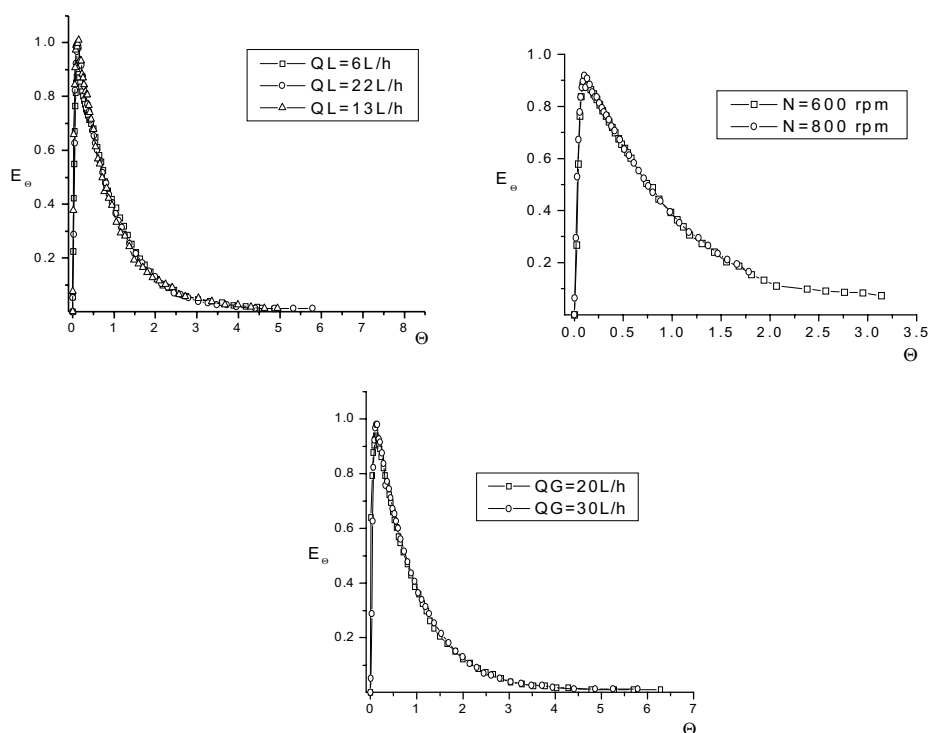
**Tabla 1.** Resultados correspondientes a la medición de la conductividad en función del tiempo a la salida del reactor agitado.  $Q_G$  30 L/h .  $Q_L$  10 L/h .  $N$  800 r/min .

| t<br>(s) | Conductividad<br>(mS) | t<br>(s) | Conductividad<br>(mS) | t<br>(s) | Conductividad<br>(mS) |
|----------|-----------------------|----------|-----------------------|----------|-----------------------|
| 0        | 0                     | 155      | 5,792 5               | 850      | 0,792 5               |
| 2,5      | 0,592 5               | 170      | 5,592 5               | 910      | 0,692 5               |
| 12,5     | 5,142 5               | 210      | 4,792 5               | 1 030    | 0,442 5               |
| 17,5     | 6,592 5               | 230      | 4,442 5               | 1 150    | 0,392 5               |
| 27,5     | 7,592 5               | 270      | 3,892 5               | 1 390    | 0,192 5               |
| 32,5     | 7,742 5               | 290      | 3,592 5               | 1 510    | 0,192 5               |
| 42,5     | 7,692 5               | 330      | 3,392 5               | 1 750    | 0,092 5               |
| 55       | 7,892 5               | 400      | 2,592 5               | 1 920    | 0,092 5               |
| 65       | 7,292 5               | 440      | 2,292 5               | 2 040    | 0,092 5               |
| 85       | 6,892 5               | 520      | 1,892 5               |          |                       |
| 95       | 6,792 5               | 560      | 1,492 5               |          |                       |
| 115      | 6,292 5               | 640      | 1,292 5               |          |                       |
| 135      | 6,392 5               | 720      | 0,992 5               |          |                       |

**Tabla 2.** Resultados correspondientes al estudio de trazadores.

| No. | N<br>(r/min) | $Q_G$<br>(L/h) | $Q_L$<br>(L/h) | $\tau$<br>(min) | $t_m$<br>(min) | $t_m/\tau$ | $\sigma^2$<br>(min <sup>2</sup> ) |
|-----|--------------|----------------|----------------|-----------------|----------------|------------|-----------------------------------|
| 1   | 800          | 30             | 6,0            | 14,00           | 11,90          | 0,85       | 40,78                             |
| 2   | 600          | 20             | 13,0           | 6,46            | 5,27           | 0,82       | 16,36                             |
| 3   | 600          | 20             | 22,0           | 3,80            | 3,03           | 0,80       | 7,66                              |
| 4   | 800          | 20             | 22,0           | 3,80            | 4,00           | 1,06       | 17,25                             |
| 5   | 800          | 30             | 22,0           | 3,80            | 4,30           | 1,14       | 18,33                             |
| 6   | 800          | 20             | 13,0           | 6,46            | 5,82           | 0,90       | 38,89                             |
| 7   | 800          | 30             | 13,0           | 6,46            | 6,31           | 0,98       | 40,71                             |

$N$  Velocidad de agitación.  $Q_G$  Flujo de gas.  $Q_L$  Flujo de líquido.  $\tau$  Tiempo de residencia teórico.  $t_m$  Tiempo de residencia experimental medio del líquido.  $\sigma^2$  Varianza.

**Fig. 2.** Influencia de la variación de los flujos de líquido ( $Q_L$ ) y de gas ( $Q_G$ ) y la velocidad de agitación ( $N$ ) sobre las curvas respuesta del sistema.

cambio en el flujo de líquido no influye sobre la forma de la curva.

La relación entre el tiempo de residencia experimental promedio ( $t_m$ ) y el tiempo de residencia teórico ( $\tau$ ),<sup>20</sup> representa la presencia o no de zonas muertas y canalizaciones dentro del reactor. En este sentido, los valores alejados de la unidad revelan la existencia de estos fenómenos. De acuerdo con los resultados (Tabla 2), es evidente que en todas las experiencias realizadas esta relación se encuentra muy cercana a la unidad, por lo que es posible descartar la presencia de estos fenómenos. Esto pudiera explicarse por el hecho de que las velocidades de agitación empleadas fueron elevadas y por tanto, su variación no reporta cambios importantes en las curvas de  $E_0 f(\theta)$  como se observó (Fig. 2) en los resultados de dos experiencias realizadas a flujo de gas 20 L/h y de líquido 13 L/h para velocidades de agitación de 600 y 800 r/min. Este comportamiento resulta lógico para el caso de velocidades de agitación superiores a la velocidad crítica, que en este caso fue de 420 r/min. Por lo tanto, al aplicar al sistema elevadas velocidades de agitación, la dispersión del gas dentro del líquido ocurre de manera completa y efectiva.<sup>2,21</sup>

Para comprobar los resultados anteriores, se realizaron experiencias de ozonización de un sustrato disuelto en medio acuoso. En este sistema se determinó la eliminación (conversión, XB) del sustrato obtenida frente a diferentes velocidades de agitación (N) (Tabla 3). El resultado corroboró lo anteriormente expresado, ya que se observó que a velocidades de agitación superiores a 500 r/min, no hay variación en el grado de conversión que se alcanza.

También fue objeto de estudio el efecto que podría ocasionar la variación del flujo de gas sobre las curvas de respuesta del sistema, y se obtuvo como resultado que la variación en este parámetro no influye de manera apreciable (Fig. 2) al comparar las experiencias realizadas con un flujo de líquido de 22 L/h, velocidad de agitación de 800 r/min y flujos de gas de 20 y 30 L/h.

De acuerdo con estos resultados, se puede concluir que dentro del intervalo estudiado, en el sis-

tema no se obtienen cambios importantes en las curvas de  $E_0 f(\theta)$  al variar los flujos de líquido y de gas y la velocidad de agitación, lo que implica que no existe una influencia marcada de estos parámetros en el comportamiento hidrodinámico del reactor. A partir de lo cual, es lógico pensar que en ese intervalo de trabajo no deben existir variaciones del patrón de flujo.

Para comprobar el planteamiento anterior, se aplicó a los resultados experimentales, el ajuste del modelo de acuerdo con la ecuación 7 desarrollada por Cholette-Cloutier y se observó (Fig. 3) el comportamiento general encontrado. Tanto el ajuste de los puntos experimentales como la pendiente (1,025) y el intercepto (1,065), corroboran la validez del modelo propuesto, ya que no existen ni cortocircuitos ni zonas muertas de importancia. Por lo que de acuerdo con este resultado queda definido que el patrón de flujo de la fase líquida se corresponde con el modelo evaluado. Por lo tanto, es posible utilizar en la evaluación de este sistema, la ecuación de balance de materia del reactor mezcla completa (ecuación 6) bajo las condiciones experimentales estudiadas.

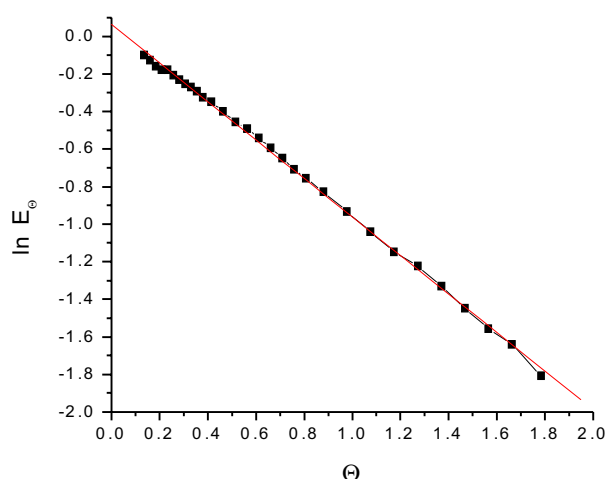
## CONCLUSIONES

El estudio hidrodinámico realizado al reactor agitado permitió comprobar, que dentro del intervalo de condiciones experimentales evaluadas, el sistema se comporta como

un reactor de mezcla completa, lo que permite a partir del conocimiento de este patrón de flujo, estimar la conversión del sustrato de interés en el interior del reactor teniendo en cuenta los parámetros cinéticos y de transferencia de materia.

## BIBLIOGRAFIA

1. Charpentier J.C. Mass transfer rates in gas-liquid absorbers and reactors. *Advances in Chemical Engineering*, Ed. Academic Press, New York, 67 y 87, 1981.
2. Mehta V.D. y Sharma M.M. Mass transfer in mechanically agitated gas-liquid contactors. *Chem. Eng. Sci.*, **26**, 461, 1971.
3. Kuo C.H. Mass transfer in ozone absorption. *Environm. Progress*, **1**, 3, 1982.
4. Holland F.A. and Chapman F.S. Liquid mixing and processing in stirred tanks. Reinhold Publishing Corporation, New York, 1966.
5. Westerterp K.R. and van Dierendonck L.L. Interfacial areas in agitated gas-liquid contactors. *Chem. Eng. Sci.*, **18**, 157, 1963.
6. Courbat R., Urfer D., Walther J.L., Mironova T. A. Proc. 15th Ozone World Congress, Londres, 235, 2001.
7. Ni C.H., Chen J.N., Tsai Y.C., Chen W.B., Chen C.H. ozonation of Domestic Secondary Effluent for recycling and Reuse. Proc. 15th Ozone World Congress, Londres, 332, 2001.
8. Bujalski *et al.* The influence of the addition position of a tracer on CFD simulated mixing times in a vessel agitated by Roushton turbine. Transactions of the Institution of Chemical Engineers. Part A. *Research and Design*, **80**, 824, 2002.
9. Guillard F., Tragard C., Fucks L. A study of turbulent mixing in a turbine-agitated tank using a fluorescence technique. *Experiments in fluids*, **3**, 225, 2000.



**Fig. 3.** Aplicación de la ecuación de Cholette-Cloutier a los resultados obtenidos con el reactor agitado.

**Tabla 3.** Valores de velocidad de agitación contra porcentaje de conversión.

| N (r/min) | 60   | 150  | 300  | 500  | 700  | 800  |
|-----------|------|------|------|------|------|------|
| XB (%)    | 35,2 | 36,4 | 40,2 | 41,8 | 42,4 | 42,7 |

10. Beltrán F.J., Gómez-Serrano V. y Durán A. Degradation kinetics of p-nitrophenol ozonation in water. **Water Research**, **26**, 9, 1992.
11. Linek V., Moucha T. and Sinkule J. Gas-liquid mass transfer in vessels stirred with multiple impellers. I. Gas-liquid mass transfer characteristics in individual stages. **Chemical Engineering Science**, **51**, 3203, 1996.
12. Galindo E. Curso-Taller. Operaciones de mezclado en la industria de proceso. Mezclado y transferencia de oxígeno en fermentadores. Instituto de Biotecnología, UNAM, México, 2000.
13. Wang D.I. Fermentation and Enzyme Technology. Ed. John Wiley and Sons, New York, 183, 1979.
14. Dickey D.S. and Hicks R.W. Fundamentals of agitation. Chemineer, Ed. McGraw-Hill Book Company, New York, 14, 1985.
15. Lema J.M. Escalado de equipos de fermentación. Curso de posgrado, Universidad de Valparaíso, 1992.
16. Froment G.F. and Bischoff K.B. Chemical reactor analysis and design. Ed. John Wiley and Sons. New York, 1979.
17. Levenspiel O. Ingeniería de las reacciones químicas. Ed. Pueblo y Educación, Ciudad de La Habana, 1979.
18. Levenspiel O. Omnilibro de los reactores químicos. Editorial Reverté. 1985.
19. Levenspiel O. Chemical reaction engineering and the introduction to the design of chemical reactors. Ed. Revolucionaria, La Habana, 175, 1966.
20. Roustan M., Beck C., Wable O. *et al.* Modelling hydraulics and performance of ozone contactors. Proc. 10th Ozone World Congress, Mónaco, 93, 1991.
21. Mann R. Gas-liquid stirred vessel mixers: Towards a unified theory based on networks of zones. **Chem. Eng. Res. Des.**, **64**, 23, 1986.

## CORROSIÓN Y PROTECCIÓN

**Grupo de Corrosión e Ingeniería de Materiales,  
Facultad de Ingeniería Química,  
Instituto Superior Politécnico "José A. Echeverría".**



Calle 114 y 127, Marianao, Ciudad de La Habana, Cuba.  
Tel.: (537) 204 0745. Fax: 204 0641. email: ggei@ceta.inf.cu  
rigo@quimica.cujae.edu.cu jdom@quimica.cujae.edu.cu

### DIRECCIONES DE TRABAJO:

- ☐ Formación profesional de pre y postgrado (cursos, adiestramientos, maestrías y doctorados) en Cuba y en el extranjero.
- ☐ Desarrollo de una amplia actividad de investigación científica y técnica en los campos de la Corrosión y la Protección Anticorrosiva, así como de su impacto ambiental.
- ☐ Consultorías, asesoramientos y servicios científico-técnicos a organismos e instituciones del país y del exterior.

### CONSULTORÍAS, ASESORAMIENTO Y SERVICIOS:

- ☐ Diseño y evaluación de sistemas de protección catódica: estudios de campo, proyectos, equipos y montaje.
- ☐ Selección, evaluación y aplicación de inhibidores de corrosión en sistemas industriales.
- ☐ Preparación de superficies metálicas con fines anticorrosivos y decorativos.
- ☐ Electrodeposición de metales y tratamiento de sus residuos.
- ☐ Diseño mecánico y anticorrosivo de equipos de la industria química.
- ☐ Problemas de corrosión en estructuras de hormigón armado.
- ☐ Deterioro y protección de instalaciones industriales diversas: petróleo y gas, energética, alimentaria, médico-farmacéutica y otras.
- ☐ Corrosión y protección de sistemas de enfriamiento, climatización, suministro de agua y vapor en la industria o en instalaciones de servicios turísticos, hospitalarios y similares.

### POSTGRADOS:

- ☐ Cursos, diplomados, maestrías y doctorados a solicitud que abarcan desde temáticas básicas de Corrosión y Protección hasta temas específicos para la preparación dirigida del personal hacia las particularidades productivas de sus Centros e instituciones respectivos.

**Vasta experiencia profesional avalada por más de 30 años de trabajo.**