

Estimación del tiempo de mezclado en un modelo de acrílico de un convertidor Peirce-Smith

Pantoja Neria Fabián Gabriel, Gallegos Pérez América, López López César,
Castro Sánchez Alejandro, Plascencia Barrera Gabriel

CIITEC - IPN. Cerrada de Cecati S/N. Col. Santa Catarina Azcapotzalco México D. F. CP 02250.

fgpnmax@yahoo.com.mx

Fecha de aceptación: 30 de Agosto de 2015

Fecha de publicación: 23 de Septiembre de 2015

RESUMEN

La distribución de tiempos de residencia (RTD) es un modelo estadístico que determina para un elemento diferencial de un fluido, el tiempo que este permanece dentro de un recipiente con o sin reacción; los datos obtenidos mediante esta técnica permite mejorar el diseño de reactores químicos, puesto que determina la magnitud de zonas muertas en las que la hidrodinámica en el reactor no permite el desarrollo de reacciones; además permite estimar la eficiencia de las reacciones involucradas. En este trabajo se presenta la estimación de tiempos de mezclado en un modelo de un convertidor metalúrgico de Cobre utilizando la RTD y un trazador químico.

Palabras clave: RTD, tiempo de mezclado, convertidor de Cobre, trazador.

ABSTRACT

The residence time distribution (RTD) function is a statistical model used to estimate the actual residence time of fluid differential elements in reactors and vessels. By using the RTD function it is possible to improve reactor design and to estimate up to what extent the hydrodynamics within the vessel would render the efficiency of those sought after reactions. This work presents the estimation of mixing times using a plexiglass model of a copper converter and a chemical tracer.

Key words: RTD function, mixing time, copper converter, tracer.

INTRODUCCIÓN

Distribución de tiempos de residencia

Caracterizar el flujo de fluidos en un reactor es de vital importancia, ya que la eficiencia de un reactor depende del flujo en él. Se puede describir el flujo de fluidos por medio de ecuaciones fundamentales, pero al usarlas, es necesario conocer las condiciones de frontera y otras variables del proceso, lo cual es muy difícil en un reactor de nivel industrial. De ahí surge la necesidad de utilizar un modelo físico, el cual, si bien no describe totalmente el flujo, lo caracteriza y da una interpretación racional del mismo (Szekely, 1971).

De esta necesidad se desprende el análisis de distribución de tiempo de residencia. Este análisis tiene como propósito conocer el tiempo que tarda un elemento de fluido en pasar o mezclarse a través de un reactor (Szekely, 1971). Este tiempo se determina mediante trazadores (químicos o radioactivos) que de alguna manera se pueden monitorear dentro del reactor, a su entrada, en un punto específico o bien a su salida. Se han desarrollado varios métodos (Shai, 1988) de adición y análisis de sus resultados, entre los que destacan:

- 1) Adición continua del trazador en la entrada del flujo, iniciando en un tiempo en particular (entrada escalonada)
- 2) Adición de una cantidad de trazador sobre intervalo de tiempo cortos, su duración es insignificante en comparación con el tiempo de residencia de reactor (entrada en pulso)

La elección del método de adición del trazador depende del tipo de proceso a analizar; por ejemplo la adición escalonada se usa en reactores continuos y la adición por pulso se usa en reactores que procesan en lote. Los datos recolectados se procesan y representan mediante curvas adimensionales (F o C) en el tiempo (τ) en que se realiza el experimento (Shai, 1988; Shah, 1978).

Adición por pulso a la entrada del reactor (curva C)

La curva C se construye a partir de la determinación de la concentración del trazador en cualquier punto del sistema a través del tiempo. La concentración (C) y la RTD (τ) se expresan de forma adimensional, por medio de las siguientes expresiones:

$$C = \frac{c}{Q} \quad (1)$$

$$\tau = \frac{t}{t'} \quad (2)$$

Donde c es la concentración [mol/m^3] en el punto de medición al tiempo t [s]; Q [mol] es la cantidad de trazador inyectado; V [m^3] el volumen del fluido; t [s] es el tiempo instantáneo y t' [s] es el tiempo promedio de residencia del fluido en el reactor. Los datos expresados de acuerdo a las ecuaciones anteriores se grafican para obtener las curvas C del proceso, el área bajo la curva C es la unidad, ya que esta representa la cantidad total de trazador añadido en la entrada del sistema y todo el trazador a su vez deja el sistema, por lo tanto:

$$\int_0^{\tau} C dt = 1 \quad (3)$$

La distribución del tiempo de residencia del fluido en el reactor se define por:

$$\tau = \int_0^{\tau} t C dt = 1 \quad (4)$$

METODOLOGÍA

Escalamiento y equipo experimental

El equipo experimental consta de un modelo de acrílico del convertidor de Cobre. El escalamiento del convertidor se realizó utilizando los grupos adimensionales de Reynolds y Froude modificado. Para determinar las medidas del modelo físico, se utilizaron datos de planta (López, 2010). A continuación se presentan los cálculos para escalar el modelo:

El número de Reynolds se define como:

$$Re = \frac{uD\rho}{\mu} \quad (5)$$

Este número se determina en el punto de inyección de gas en el Cobre fundido, de acuerdo a:

Tabla 1 Cálculo del número de Reynolds

Gas (Aire)	Densidad [kg/m ³]	Velocidad de inyección [m/s]	Diámetro de la tobera [m]	Viscosidad [Pa s]	Re
Convertidor	1.2	120	5.0 E-02	1.79E-05	402370
Modelo	1.2	15	4.0 E-03	1.79 E-05	4022

El número de Reynolds en ambos casos garantiza condiciones de flujo turbulento.

Por su parte, el número de Froude modificado se define como:

$$Fr' = \frac{u^2 \times \rho_l}{g \times \Delta\rho \times D} \quad (6)$$

Mediante el número de Froude modificado se encuentra el valor de la velocidad de inyección del gas en el modelo.

El cálculo del Fr' con los parámetros usados en la operación del convertidor son: $u = 120$ m/s (velocidad de inyección del aire en el convertidor), $\rho_g = 1.2$ kg/m³ (densidad del aire inyectado en el convertidor), $\rho_l = 4800$ kg/m³ (densidad de la mata), $g = 9.81$ m/s² (constante gravitacional):

$D = 5 \times 10^{-2}$ m (Diámetro de la tobera).

Con los datos mencionados se obtiene un $Fr' = 7.4$ en el proceso industrial. Con este Fr' , se resuelve la ecuación 6 para la velocidad de inyección u , con la cual se escaló el modelo:

$$u = \sqrt{\frac{Fr' \times g \times D \times \Delta \rho}{\rho_l}} \quad (7)$$

Dónde:

$Fr' = 7.4$, $\rho_g = 1.2$ kg/m³ (densidad del aire inyectado en el modelo), $\rho_l = 998$ kg/m³ (densidad del agua en el modelo), $g = 9.81$ m/s² (constante gravitacional), $D = 4 \times 10^{-3}$ m (diámetro interno de la tobera del modelo). En la tabla 2 se presentan los valores de las propiedades de los fluidos utilizadas en el escalamiento del modelo.

Tabla 2 Cálculo de la velocidad de inyección en el modelo a partir de Fr'

	Densidad [kg/m ³]		Diámetro de tobera [m]	Velocidad de inyección [m/s]	Fr'
	Líquido	Gas			
Convertidor	4800	1.2	5.0E-02	120	7.4
Modelo	998	1.2	4.0E-03	15	7.4

Con la velocidad escalada, el modelo se construyó en acrílico a escala de 1:6 del convertidor real, en la Figura 1 se presentan las medidas del modelo a escala.

El fluido que se utilizó en el modelo para representar a la mata líquida es agua. Para determinar el llenado del modelo se usó una relación la cual es usada en los convertidores a escala industrial (Fogler, 1999) esta relación toma en cuenta la altura del punto de inyección y la altura del llenado y se representa por $h/l=1/2$. (Figura 2)

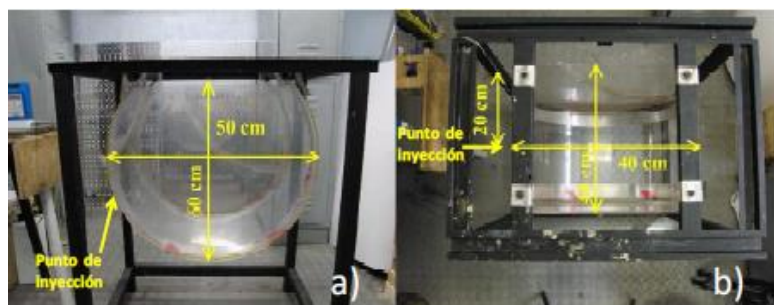


Figura 1 Medidas del modelo a escala del convertidor Peirce-Smith a) vista frontal, (b) vista superior

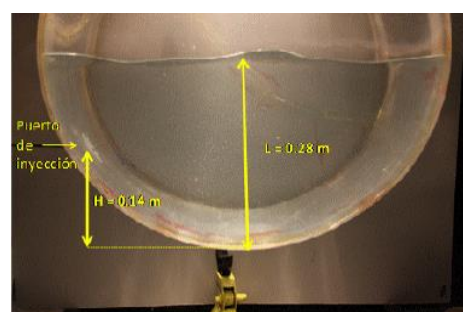


Figura 2 Nivel de llenado del modelo con agua.

Tabla 3 Parámetros escalados del convertidor

			Líquido		
Geometría			Densidad [kg/m³]	4800 (mata)	998 (agua)
	Convertidor	Modelo	Viscosidad [Pa s]	0.001 (mata)	0.004 (agua)
Diámetro interno del convertidor (m)	4	0.5	Viscosidad cinemática [m²/s]	4×10 ⁻⁴ (mata)	2×10 ⁻⁷ (agua)
Longitud (m)	10	0.4	Temperatura [°C]	1200 (mata)	25 (agua)
Gas inyectado			Toberas		
Flujo volumétrico [Nm³/s]	7.7	0.04	Diámetro interno [cm]	5 (convertidor)	0.4 (modelo)
Densidad [kg/m³]	1.2		Velocidad del gas [m/s]	120 (convertidor)	15 (modelo)
Viscosidad [Pa s]	1.79×10 ⁻³		Sumergencia [m]	1 (convertidor)	0.43 (modelo)

El sistema de inyección consta de una tubería de acero inoxidable sin costura de 4 mm de diámetro interno a través de la cual se inyecta aire desde un compresor hasta el interior del modelo parcialmente lleno con agua. El flujo de aire se controla por medio de una válvula de aguja; después de la válvula se toman mediciones de caída de presión por medio de un transductor de presión y se registran estos datos a través de un sistema de adquisición de datos marca FLUKE conectado a una PC. El flujo de aire se mide de manera continua por medio de un flujómetro digital marca OMEGA. El arreglo del sistema de inyección se muestra en la figura 3.

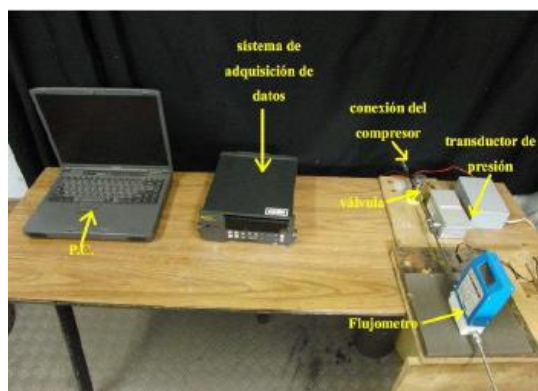


Figura 3. Sistema de inyección del gas

Además de utilizar la velocidad y el flujo antes indicados, se hicieron experimentos con diferentes condiciones de velocidad. Esto se indica en la tabla 4. La utilización de estas velocidades permite estudiar diferentes regímenes de inyección, es decir burbujeo o jet abierto.

Tabla 4 Condiciones de inyección usadas en el modelo físico

Número de Froude modificado	Velocidad de inyección m/s	Flujo volumétrico L/min
1.4	6.7	5.0
*7.4	16.7	12.5
12.2	20.0	15.0
34.0	33.3	25.0

* Valor usado en el escalamiento

Los tiempos de residencia se determinaron por medio de la inyección de un trazador químico (ácido sulfúrico 1 M) en el modelo físico. En cada inyección se colocaron 5 ml de solución ácida. Los valores de pH se midieron por medio de un electrodo de calomel conectado a un potenciómetro que a su vez se conectó a una PC mediante un sistema de adquisición de datos para registrar los valores de pH. Cada medición de pH se realizó en los puntos indicados en la figura 4. Estas mediciones se realizaron variando la altura del nivel de agua con respecto al punto de inyección.

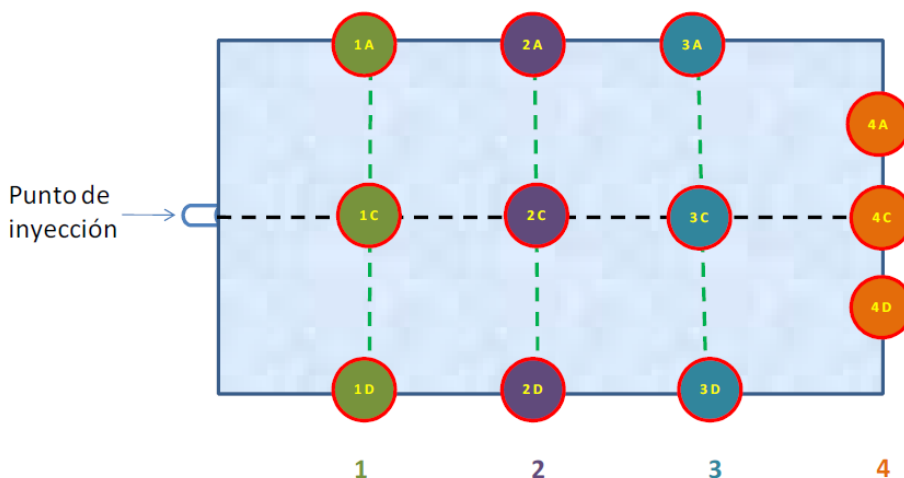


Figura 4 Esquema de la vista superior del modelo, mostrando los puntos de medición del pH

Una vez que se estabilizó el pH en los puntos de medición se agregó una solución 1 M de NaOH para neutralizar el agua, y repetir las pruebas añadiendo ácido, para asegurar reproducibilidad.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Análisis de tiempo de residencia

El escalamiento del análisis de los tiempos de residencia en modelos a escala y reactores en general fue originalmente establecido por Danckwerts a través de los siguientes criterios (Danckwerts, 1958):

- a) el modelo debe ser geoméricamente similar al sistema
- b) el número de Reynolds debe ser el mismo entre el modelo y el sistema
- c) las ondas gravitacionales, diferencias de densidad, la tensión superficial y otras influencias se consideran sin importancia en el flujo del sistema.

Lo anterior significa que los únicos criterios que tienen impacto en el escalamiento del tiempo de residencia son la similitud geométrica y el número de Reynolds (Danckwerts, 1958; Ambwani, 1966)

Para el modelo utilizado en este trabajo, no se puede igualar el número de Reynolds debido a la diferencia de magnitudes entre el modelo y el convertidor. La magnitud de la velocidad no se puede escalar directamente a través del factor de escalamiento utilizado, debido a la diferencia másica entre los sistemas. Además, el escalamiento se realizó mediante el número de Froude modificado (Fr') para escalar la velocidad de inyección. Este número se usó debido a que expresa la relación de fuerzas gravitacionales contra fuerzas inerciales.

Al escalar la velocidad del gas inyectado, se impone una velocidad en el modelo que es equivalente a aquella que se emplea en el convertidor. Por ende el Reynolds obtenido para el modelo será equivalente al del convertidor. Esto último permite satisfacer los criterios previamente establecidos (Ambwani, 1966).

A continuación se presentan las curvas C en cada punto de medición sobre la superficie del líquido del modelo para presentar los puntos de medición indicados en la figura 4.

Se aprecia que la modificación del flujo de gas no afecta significativamente el comportamiento de las curvas obtenidas en cada punto. En las gráficas que se muestran en la figura 5 se aprecian fluctuaciones en las mediciones debido a que es la posición más cercana al punto de inyección. Si comparamos, el punto 1C con el punto 4C, el cual es el punto más alejado del de inyección, se aprecia que en el punto 1C, el mezclado es más rápido que en el 4C. El mezclado ocurre por pulsos, lo que indica que el mezclado no es homogéneo y depende principalmente del oleaje inducido por el flujo del agua.

Al cuantificar el tiempo de residencia promedio (Figura 6) en cada punto y bajo diferentes flujos de inyección se aprecia que al aumentar el flujo de gas no se afecta de manera considerable el mezclado, en algunos puntos al aumentar el flujo de inyección se aumenta el tiempo de mezcla promedio en los puntos 4C y 4A.

Este comportamiento se debe a la turbulencia del flujo dentro del convertidor. La turbulencia provoca que el flujo sea errático y aleatorio. El efecto turbulento hace que la energía suministrada al sistema se disipe a través del movimiento de remolinos; esto último no mejora el mezclado (López et al., 2010).

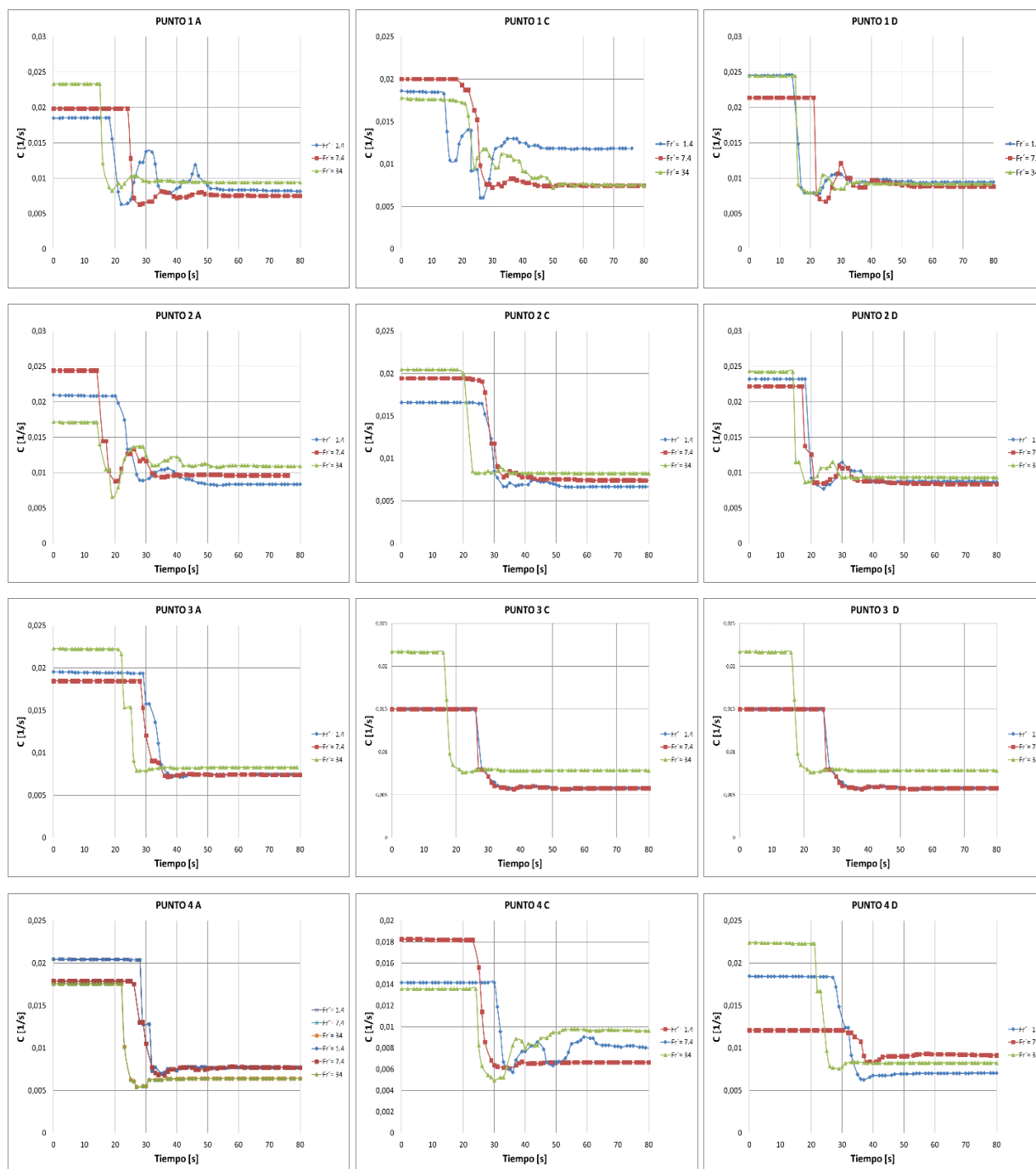


Figura 5. Curvas “C” en los puntos indicados en la Figura 4 para condiciones de flujo diferentes

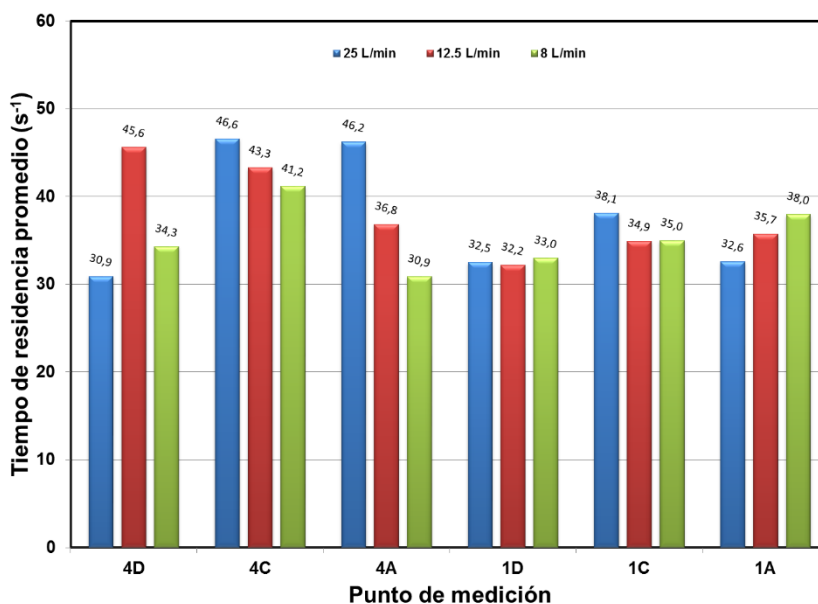


Figura 6 Tiempos de residencia promedio en diferentes puntos de inyección bajo diferentes flujos de inyección

CONCLUSIONES

La forma de las curvas C obtenidas en este trabajo, indican que una fracción del líquido ha quedado atrapado por la formación de remolinos (eddies); estos remolinos se deben a la interacción entre el líquido y el gas. La interacción líquido-gas, es responsable de que el tiempo de residencia se alargue. Por lo tanto, la fracción del reactivo que reacciona durante su estancia en el reactor depende de la difusividad longitudinal (Dackwerts, 1958; Shai, 1988). Por lo anterior, es de esperarse que para una serie de parámetros operacionales, se pueda incurrir en un error considerable al estimar la concentración de las especies producidas en el flujo de salida del reactor.

(Danckwerts, 1958), propuso que en aquellos reactores donde ocurre una reacción de primer orden, el calor asociado a la reacción induce gradientes de temperatura que a su vez influyen en variaciones puntuales de las constantes de rapidez de reacción; por lo que las posibilidades de que un elemento de fluido reaccione, no solo depende de su trayectoria en el reactor, sino también de su tiempo de residencia en él.

Además de lo anterior, en reactores donde existe mezclado, si se llega a presentar segregación de reactantes, se incrementara el tiempo de residencia lo que limitara la eficiencia del reactor en cuestión. Esto obedece a que en un reactor agitado, fluye material cuya composición cambia continuamente, ya que los elementos de fluido que entran al reactor en tiempos diferentes no se mezclan del todo homogéneamente, por lo que el (los) producto (s) de reacción, salgan del reactor con una variación de composición menor a la observada en la alimentación al reactor.

Estas diferencias hacen necesario complementar la información generada por el análisis del tiempo de residencia con datos concernientes a la cinética química del sistema, así como con aquellos efectos del transporte de masa y calor que prevalecen en un reactor dado (Shah, 1978).

REFERENCIAS

- Ambwani D.S., Adler R.J. (1966). Scale-up of Residence Time Distribution. *AIChE J*, 12: 612 – 613
- Dackwerts P.V. (1958). Continuous flow systems: distribution of residence times. *Chem. Eng. Sci.*, 2: 1 – 13.
- Fogler H.S., (1999). Elements of Chemical Reaction Engineering 2nd Ed, Prentice Hall, New York, USA,
- López C., Almaraz A., Plascencia G., Hernández B., Reyes F., (2010), “Experimental estimation of the residence time distribution in a P-S converter” 7th International Copper Conference Copper 2010, Hamburg.
- Shah Y.T., Stiegel G.J., Sharma M.M., (1978), “Backmixing in gas-liquid reactors”, *AIChE J*, 24, 369 – 400.
- Shai Y., (1988), “Fluid dynamics in channel reactors stirred by submerged gas injection” *Met Trans B*, 19B, 603-612
- Szekely J., Themelis N., (1971), Rate Phenomena in Process Metallurgy, Wiley, New York, USA.