

ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UN REACTOR ANULAR DE FASE LÍQUIDA Y AGITADO CON AIRE

HYDRODYNAMIC STUDY OF AN ANNULAR LIQUID PHASE/AIR STIRRED REACTOR

 MSc. Daniela Montaña-Bello*,  Ph.D. Hugo Ricardo Zea Ramírez*

* **Universidad Nacional de Colombia**, Facultad de Ingeniería, Sede Bogotá.
Carrera 30 no 45 – 03, Bogotá Colombia.
Tel.: 57+1+3165000 ext. 14303.
E-mail: {dmontanob, hrzeaz} @unal.edu.co

Cómo citar: Montaña-Bello, D., & Zea Ramírez, H. R. (2023). ESTUDIO HIDRODINÁMICO DE UN REACTOR ANULAR DE FASE LÍQUIDA Y AGITADO CON AIRE. REVISTA COLOMBIANA DE TECNOLOGÍAS DE AVANZADA (RCTA), 2(42), 8–16.
<https://doi.org/10.24054/rcta.v2i42.2648>

Derechos de autor 2023 Revista Colombiana de Tecnologías de Avanzada (RCTA).
Esta obra está bajo una licencia internacional Creative Commons Atribución-NoComercial 4.0.



Resumen: La caracterización hidrodinámica de reactores químicos es un paso clave en el diseño de plantas piloto y reactores a escala industrial. En este trabajo se determinó la distribución del tiempo de residencia y el modelo de flujo para un reactor anular multifásico de 12 litros. Utilizando experimentos de entrada de pulsos, se determinó la distribución del tiempo de residencia (RTD) de acuerdo con las variaciones de los parámetros de flujo, empaquetado y agitación. Comparando la respuesta del trazador con los modelos de flujo, el modelo de tanques agitados en serie con $n=4$ se ajusta mejor al reactor sin agitación, mientras que el modelo CSTR es mejor para la configuración de un reactor agitado con aire.

Palabras clave: Hidrodinámica, distribución del tiempo de residencia RTD, dispersión, reactor CSTR

Abstract: Chemical reactors hydrodynamic characterization is a key step in the design of pilot plant and industrial scale reactors. In this work, the residence time distribution and the flow model were determined for a 12 liters annular multiphase reactor. Using pulse input experiments, the residence time distribution (RTD) was determined according to parameters variations of flow, packaging and stirring. Comparing tracer response with the flow models, stirred tanks in series model with $n=4$ fits the best for the reactor without agitation while the CSTR model is the better for the configuration of an air stirred reactor.

Keywords: Hydrodynamic, residence time distribution RTD, dispersion, CSTR reactor.

1. INTRODUCCIÓN

Muchos factores interactúan en el diseño y operación de reactores multifásicos: la cinética de reacción, la hidrodinámica de los fluidos

involucrados, el contacto entre las fases, la turbulencia generada y, en general, los fenómenos de transporte y superficie (Sangare et al., 2021; Vandewalle et al., 2019). En los sistemas multifásicos, la interacción de varias fases implica

que la velocidad de reacción es una fuerte función de la eficacia del contacto de las fases. La complejidad del comportamiento hidrodinámico fluctúa considerablemente en función de la relación de los caudales de las fases implicadas. Dada la extensa variedad de modelos hidrodinámicos existentes, no es fácil elegir un modelo que describa adecuadamente la hidrodinámica del sistema reactivo sin antes reconocer experimentalmente el comportamiento del diseño de reactor propuesto (Aparicio-Mauricio et al., 2017; Hissanaga et al., 2020; Shu et al., 2019). En la cinética de las reacciones químicas, la etapa controladora es siempre la más lenta, por lo que la velocidad de reacción global es igual a la etapa más lenta. Entonces, si las etapas de transferencia de masa controlan la velocidad, un cambio en las condiciones de flujo o de funcionamiento puede modificar la velocidad catalítica global (Ekambara et al., 2006; Shu et al., 2019). La transferencia de masa puede ser un factor que influya en la velocidad de reacción, por esta razón es importante conocer el comportamiento hidrodinámico en el reactor.

Antes de llevar a cabo cualquier experimento de reacción, es importante conocer la distribución del patrón de flujo del recipiente en el que tendrá lugar la reacción. Un reto importante para el desarrollo de aplicaciones industriales es la ampliación de los experimentos de laboratorio a plantas piloto y a escala industrial (Levenspiel, n.d.). En este trabajo se realiza un estudio detallado del comportamiento hidrodinámico de un reactor de flujo anular de 12 litros junto con un análisis de la distribución del tiempo de residencia (RTD).

2. MATERIALES Y MÉTODOS

El reactor catalítico objeto de estudio tiene forma tubular vertical y, en el centro, presenta un cilindro anular que sirve para encerrar el conjunto de lámparas LED, en el caso de que se quieran realizar reacciones foto catalíticas. La alimentación del reactor se encuentra en la parte inferior y la salida en la parte superior. El volumen del reactor es de 12 litros, alimentado continuamente por una bomba centrífuga. La figura 1 muestra un diagrama esquemático del reactor catalítico anular.

2.1. Experimento de entrada de pulsos

Para el estudio hidrodinámico se utiliza una solución de colorante Naranja II. Mediante un experimento de entrada de pulsos, se inyectan 60 ml de una solución con una concentración de 2 g/L de colorante Naranja II y, a continuación, se mide la concentración de salida del reactor a lo largo del tiempo. La concentración de colorante a la salida se determina midiendo la absorbancia de las muestras

recogidas utilizando un espectrofotómetro, para ello se realiza previamente una curva de calibración. Para un experimento de entrada de pulsos, la curva $E(t)$ viene dada por la siguiente ecuación, donde $C(t)$ se refiere a la respuesta de salida del trazador (Fogler, 1999).

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t) dt} \quad (1)$$

Además, se construye la función de distribución acumulativa $F(t)$ para conocer la fracción de vertido que ha estado en el reactor menos del tiempo t (Fogler, n.d.):

$$\int_0^t E(t) dt = F(t) \quad (2)$$

Asimismo, la fracción de vertido que ha permanecido en el reactor durante un tiempo superior a t (Fogler, n.d.):

$$\int_t^{\infty} E(t) dt = 1 - F(t) \quad (3)$$

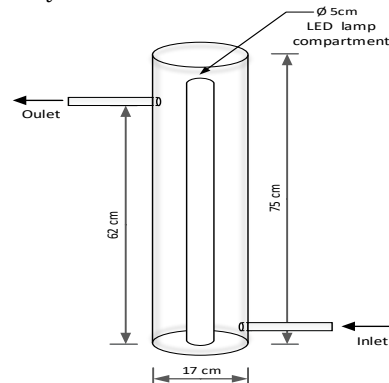


Fig. 1. Diagrama esquemático del reactor catalítico anular.

2.2. Diseño factorial experimental

Para estudiar el efecto de los parámetros en el reactor catalítico anular, se utiliza un diseño factorial 2^k para ver si hay efectos añadidos de los parámetros. En el comportamiento hidrodinámico intervienen 3 factores, que son el flujo, el empaquetamiento y la agitación. Con 2 niveles se necesitan $2 \times 2 \times 2 = 8$ experimentos [9] para obtener todas las combinaciones posibles. Midiendo la concentración de salida durante un tiempo dado, se obtiene la curva de concentración del trazador para determinar la distribución del tiempo de residencia (RTD). Se construyeron las curvas $E(t)$, $F(t)$ y $1-F(t)$ y la función de distribución adimensional $E(\theta)$. Además, se calcularon los momentos de la RTD, como el tiempo de residencia medio y la varianza. Las integrales de las distintas ecuaciones se han realizado por integración numérica de la regla de Simpsons de 1/3 y 3/8 según el intervalo seleccionado. La función de distribución

adimensional $E(\theta)$ se utiliza para determinar el modelo de flujo del reactor en comparación con los modelos de dispersión, tanques agitados en serie y CSTR.

3. RESULTADO Y DISCUSIÓN

Dado que el reactor catalítico funciona con agua del grifo, no debe haber interferencias de otros componentes presentes en el agua del grifo (como el hierro procedente de tuberías viejas) en la detección del máximo de absorbancia del colorante Naranja II. Para ello, se realizó una comparación entre las soluciones de colorante con agua destilada y con agua del grifo para comprobar si el máximo de detección de la curva para el Naranja II era el mismo en ambos casos. La figura 2 muestra la curva de absorbancia del agua destilada y del agua del grifo (ambas con una concentración de 30,9 mg/L) a diferentes longitudes de onda. Para todas las longitudes de onda, las soluciones de agua del grifo presentaron valores de absorbancia superiores a los de las soluciones de agua destilada. Sin embargo, el punto máximo en ambos casos se encontraba a 484 nm. También se realizó la misma prueba para soluciones con una concentración de 25,6 mg/L, obteniéndose el mismo resultado de absorbancia máxima a 484 nm.

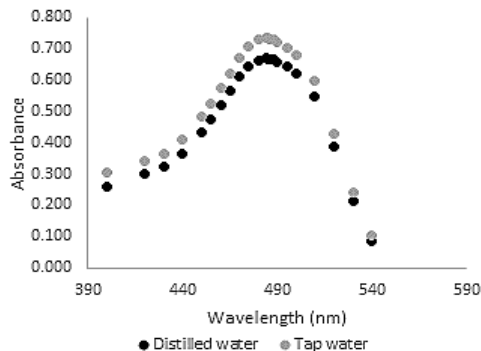


Fig. 2. Absorbancia a diferentes longitudes de onda para soluciones colorantes (Naranja II), con agua destilada y agua del grifo.

3.1 Experimentos sin agitación

3.1.1. Caudal mínimo, sin embalaje.

El experimento se realizó con la válvula de entrada entreabierta, el reactor sin la malla de envasado y sin agitación. Los caudales para las tres pruebas son: 11,94 ml / s para la prueba 1, para la prueba 2 es de 18,50 ml / s y para la prueba 3 es de 18,32 ml / s.

En el reactor se observó que, una vez inyectado el colorante trazador, las líneas de corriente fluyen radialmente hacia la pared enfrentada del cilindro interior y finalmente lo rodean. Este comportamiento también se ha descrito en artículos

de simulación CFD donde la separación del flujo alrededor de la trayectoria radial de la línea de corriente introduce un movimiento de aleteo, haciendo que el flujo sea perpendicular al eje principal del reactor (Sozzi & Taghipour, 2006).

Observando la Figura 3-a, aunque el caudal para la primera prueba E1 es mucho menor en comparación con las pruebas E2 y E3, las curvas de distribución tienen un comportamiento similar. En la curva $E(t)$, se observa que el colorante comenzó a salir después de casi dos minutos y medio tras la inyección. Este retraso significa que dentro del reactor hay un efecto combinado de flujo de tapón en serie con flujo de tanque agitado (Levenspiel, n.d.). Además, el comportamiento escalonado indica una circulación interna lenta que sugiere una mezcla inadecuada (Levenspiel, n.d.).

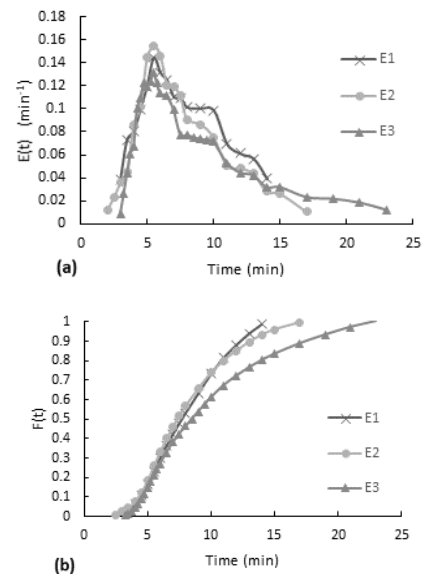


Fig. 3. Curvas de distribución del tiempo de residencia para el experimento de caudal mínimo, sin envasado y sin agitación. (a) Curva $E(t)$, (b) función de distribución acumulativa $F(t)$.

Además, la distribución acumulativa (véase la figura 3b), para las tres pruebas el 60% del colorante permaneció de 6,5 a 10 minutos en el reactor.

3.1.2. Caudal máximo, sin embalaje.

El experimento se realizó con la válvula de entrada totalmente abierta, el reactor sin la malla de envasado y sin agitación. El caudal medio es de 40,46 ml/s.

La distribución acumulativa (véase la Fig. 4b) para las pruebas 2 y 3 alcanza los 10 minutos, por lo que todo el colorante abandona el reactor después de 10

minutos. En general, el 80% del colorante permaneció menos de 6 minutos en el reactor.

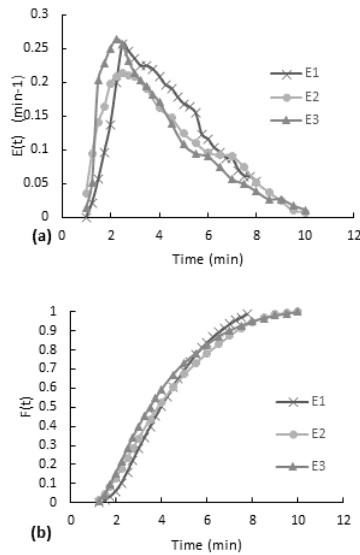


Fig. 4. Curvas de distribución del tiempo de residencia para el experimento de flujo máximo, sin envasado y sin agitación. (a) Curva $E(t)$, (b) función de distribución acumulativa $F(t)$.

En el experimento de entrada de pulsos, el trazador empezó a salir del reactor al cabo de un minuto y medio después de la inyección del colorante (véase la Figura 4-a). Este retraso significa que en el reactor se comporta como un flujo tapón en serie con flujo mixto como en el experimento de flujo mínimo. El tiempo de retardo es la mitad del tiempo de retardo del experimento anterior que se realizó utilizando un caudal inferior.

3.1.3. Caudal mínimo, con embalaje.

El experimento se realizó con la válvula de entrada entreabierta, el reactor con la malla de envasado y sin agitación. Los caudales medios para las 3 pruebas son 18,85ml/s para la prueba 1, para la prueba 2 es 17,65ml/s y para la prueba 3 es 21,98ml/s.

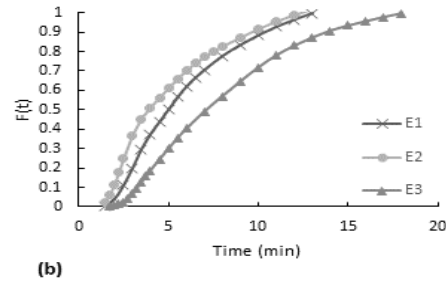
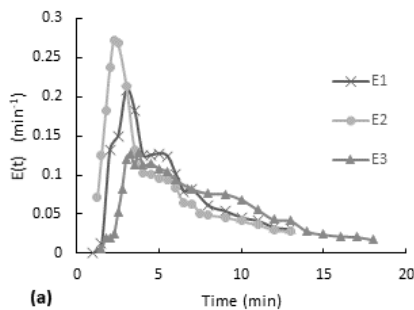


Fig. 5. Curvas de distribución del tiempo de residencia para el experimento de caudal mínimo, con envasado y sin agitación. (a) Curva $C(t)$, (b) función de distribución acumulativa $F(t)$.

En la curva $E(t)$, se observa que el colorante comenzó a salir un minuto y medio después de la inyección (ver Figura 5-a), también se observa que la prueba 2 presenta un comportamiento diferente a las otras pruebas, obteniendo un máximo significativamente mayor en comparación con las pruebas 1 y 3. En las tres pruebas se utilizó la misma concentración de colorante y el mismo volumen de inyección, por lo tanto, el comportamiento de la prueba 2 es extraño. En los tres ensayos se utilizó la misma concentración de colorante y el mismo volumen de inyección, por lo que el comportamiento del ensayo 2 es extraño. Aunque tiene el caudal más bajo de las tres pruebas, el colorante sale mucho más rápido. Por otro lado, el doble máximo de la curva $C(t)$ de la prueba 3 indica que existen trayectorias paralelas (Levenspiel, n.d.). Pueden existir aguas estancadas o zonas muertas. La distribución acumulativa se simula para los ensayos 2 y 3 (véase la figura 5-b). Si se compara E1 con E3, en el primero el 80% del colorante permanece entre 3 y 9 minutos en el reactor, en el segundo el 80% de las partículas pasan entre 4 y 12 minutos dentro del reactor

3.1.4. Caudal máximo, con embalaje.

El experimento se realizó con la válvula de entrada totalmente abierta, el reactor con la malla de envasado y sin agitación. En la Figura 6, se observa la secuencia del comportamiento del colorante dentro del reactor. Al principio, se inyecta una solución concentrada, que se va diluyendo a medida que asciende por el reactor, y en este ascenso se observa una especie de remolino que no cubre completamente todas las zonas. Al cabo de unos minutos, gran parte del colorante ha salido del reactor y el resto se distribuye de una forma particular, la parte inferior se vuelve transparente, y la intensidad del colorante aumenta gradualmente hacia arriba, hacia la salida del reactor. Este mismo

comportamiento de gradiente de color se observó en todos los experimentos sin agitación.

La distribución acumulativa para las pruebas 1 y 2, el 60% del colorante pasa entre 3,5 y 5 minutos dentro del reactor. Mientras que para la prueba 1, el 60% de las partículas permanecieron menos de 2 minutos en el reactor. Además, hay un desplazamiento hacia la izquierda en la curva $F(t)$ para la prueba 3, el cambio en la forma de esta curva predice problemas de flujo del reactor como cortocircuitos.

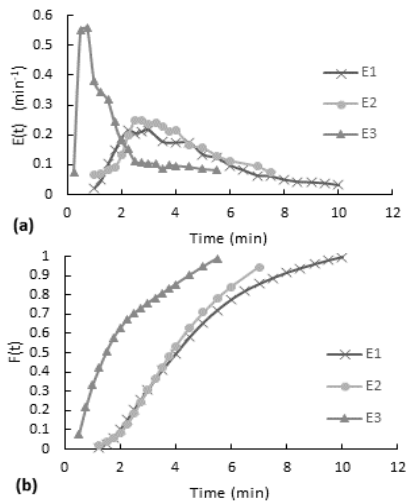


Fig. 6. Curvas de distribución del tiempo de residencia para el experimento de caudal máximo, con envasado y sin agitación. (a) Curva $E(t)$, (b) función de distribución acumulativa $F(t)$.

Según los resultados, se observa que la prueba E3 tiene un comportamiento diferente a las pruebas E1 y E2 a pesar de tener la misma concentración de colorante y el mismo volumen de inyección. Al igual que en el experimento con flujo mínimo y envasado, una de las pruebas tiene un máximo mucho mayor que el resto de pruebas. Además, el colorante empezó a salir al cabo de un minuto para las pruebas E1 y E2. En cambio, para la prueba E3 la respuesta fue casi instantánea, la primera muestra se recogió a los 15 segundos debido a la rápida salida del colorante. En este caso, el comportamiento de la prueba 3 puede explicarse por un cortocircuito en la vía de flujo del reactor, ya que el tiempo de salida es casi instantáneo.

Tras caracterizar el comportamiento del flujo en el interior del reactor para los diferentes experimentos y determinar los posibles problemas hidráulicos como los cortocircuitos y las zonas muertas, se realizó una evaluación para comparar los resultados obtenidos experimentalmente frente al modelo matemático de los reactores.

En el modelo de tanques agitados en serie, la curva $E(t)$ para n tanques es (Fogler, n.d.):

$$E(t) = \frac{t^{n-1}}{(n-1)! \tau_i^n} e^{-t/\tau_i} \quad (4)$$

Para la construcción de la curva adimensional $E(\Theta)$, donde $\Theta=t/\tau$ y $\tau_i=\tau/n$ entonces las ecuaciones se convierten en (Fogler, n.d.; Levenspiel, n.d.),

$$E(\theta) = \frac{n (n\theta)^{n-1}}{(n-1)!} e^{-n\theta} \quad (5)$$

En el modelo de dispersión, la curva $E(\Theta)$ se construye mediante la ecuación [12]:

$$E(\theta) = \frac{1}{2\sqrt{\pi\theta(D/uL)}} e^{\left[\frac{(1-\theta)^2}{4\theta(D/uL)}\right]} \quad (6)$$

Este término adimensional (D/uL) puede agruparse en un término adimensional denominado número de Peclet del reactor (Pe_r):

$$Pe_r = \frac{uL}{D} \quad (7)$$

Donde L se refiere a la longitud del reactor, u es la velocidad del fluido. Cuando la dispersión es despreciable (D/uL) este término tiende a cero y por tanto Pe_r tiende a infinito, entonces se comporta más como un flujo pistón. Si Pe_r tiende a cero es porque la dispersión es grande (D/uL) tiende a infinito y se acerca más a un flujo de mezcla completa (Levenspiel, n.d.).

$$\frac{D}{uL} \rightarrow 0 \quad Pe_r \rightarrow \infty \quad \text{tiende a PFR}$$

$$\frac{D}{uL} \rightarrow 0 \quad Pe_r \rightarrow \infty \quad \text{tiende a CSTR}$$

Cuando la distribución del tiempo de residencia es asimétrica, la dispersión puede ser grande (Levenspiel, n.d.). Entonces la variación σ_θ^2 está dada por:

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{\tau^2} = 2\left(\frac{D}{uL}\right) - 2\left(\frac{D}{uL}\right)^2 \left(1 - e^{-\frac{uL}{D}}\right) \quad (8)$$

Para el modelo de dispersión es necesario conocer el valor de la variación (σ_θ^2) , para calcular el número adimensional de Peclet y obtener a continuación el valor de $E(\Theta)$, mediante las ecuaciones 6 y 8. En la

tabla I, se muestran los parámetros para el cálculo del modelo de dispersión.

Table 1: Parámetros calculados para el modelo de dispersión.

| Experimento | σ_θ^2 | D/uL | Pe _r |
|-------------|-------------------|-------|-----------------|
| --- | 0.214 | 0.122 | 8.197 |
| +- | 0.230 | 0.133 | 7.519 |
| -+- | 0.268 | 0.159 | 6.289 |
| ++- | 0.229 | 0.133 | 7.519 |

En general, para todos los experimentos realizados variando el caudal y el envasado en el reactor sin agitación, el modelo que mejor se ajusta a los datos experimentales es el modelo de tanques en serie con cuatro tanques (n = 4).

El experimento con flujo y envasado mínimos presenta la menor correlación con el modelo de dispersión (véase la tabla 2). Se puede observar que el modelo de dispersión se ajusta a la cola larga de la curva E (Θ) pero no se ajusta al máximo.

Table 2: Análisis de correlación entre los valores experimentales y del modelo de e(Θ)

| Experimento | Coeficiente de correlación | | | |
|-------------|----------------------------|-------|-------|-------|
| | Modelo de dispersión | n=4 | n=6 | n=8 |
| --- | 0.861 | 0.940 | 0.924 | 0.902 |
| +- | 0.701 | 0.959 | 0.858 | 0.759 |
| -+- | 0.574 | 0.816 | 0.678 | 0.566 |
| ++- | 0.710 | 0.956 | 0.870 | 0.776 |

La distribución del tiempo de residencia (RTD), el tiempo de residencia medio y la variación se evaluaron para cada prueba de los experimentos sin agitación de acuerdo con las siguientes ecuaciones. El tiempo medio (tm) viene dado por

$$t_m = \frac{\int_0^\infty t E(t) dt}{\int_0^\infty E(t) dt} = \int_0^\infty t E(t) dt \quad (9)$$

La variación (σ^2) viene dada por

$$\sigma^2 = \int_0^\infty (t - t_m)^2 E(t) dt \quad (10)$$

La tabla 3 muestra el tiempo medio de retención de los experimentos y sus repeticiones, el experimento de flujo mínimo y sin embalaje tiene el tiempo medio más alto. Comparando los experimentos de caudal mínimo, los que tienen la malla tienen tiempos de residencia más cortos comparados con los experimentos sin envase. Por lo tanto, en la operación de bajo flujo, el empaquetamiento debe considerarse como un parámetro que afecta directamente al tiempo de residencia en el reactor catalítico anular de 12 litros. En cierto modo, la malla modifica el movimiento de las partículas en el reactor cuando se trabaja a bajos caudales.

Table 3: Tiempo medio de los cuatro experimentos con repeticiones.

| Experiment | Mean time (min) | | |
|------------|-----------------|-----|-----|
| | E 1 | E2 | E3 |
| --- | 7.9 | 8.0 | 9.8 |
| +- | 4.2 | 4.2 | 4.0 |
| -+- | 5.6 | 5.0 | 7.8 |
| ++- | 4.4 | 4.0 | 1.9 |

Por otro lado, en una comparación entre los experimentos con caudal máximo, los tiempos de residencia están muy próximos excepto en la tercera prueba con un tiempo medio de 1,9 minutos. Donde puede deberse a un cortocircuito o by-pass que permitió que el marcador saliera mucho más rápido que en la otra prueba del mismo experimento. En consecuencia, el efecto de la malla para caudales bajos no es el mismo para caudales altos.

En la Tabla 4 se muestra la variación de cada prueba de los cuatro experimentos; las variaciones más elevadas corresponden a los experimentos de flujo mínimo. La magnitud de la variación indica la dispersión de la distribución (Fogler, n.d.), por lo que los experimentos con caudal mínimo tienen una mayor dispersión en la distribución del tiempo de residencia (RTD).

Table 4: Variación de los 4 experimentos con repeticiones.

| Experimento | Variación (min ²) | | |
|-------------|-------------------------------|------|------|
| | E 1 | E2 | E3 |
| --- | 8.0 | 13.6 | 24.0 |
| +- | 2.6 | 4.1 | 4.0 |
| -+- | 8.5 | 9.4 | 15.6 |
| ++- | 4.5 | 2.4 | 2.0 |

En general, los valores de la variación difieren significativamente de una prueba a otra del mismo experimento, especialmente en el caso de los

experimentos con caudal mínimo. Esto se debe a la diferencia en las curvas de respuesta de las pruebas de un mismo experimento, como se ha comentado anteriormente.

3.2 Experimentos con agitación.

3.2.1 Caudal máximo, sin embalaje.

El experimento se realizó con la válvula de entrada totalmente abierta, el reactor sin la malla de envasado y con burbuja de aire como mecanismo de agitación. Se realizaron dos pruebas con diferentes valores de flujo de aire, la primera con un flujo de aire mínimo de 85 ml/s aproximadamente y la segunda con un flujo de aire máximo de 224 ml/s aproximadamente. El caudal mínimo de aire se definió como el caudal que hace circular el aire por todos los orificios del distribuidor.

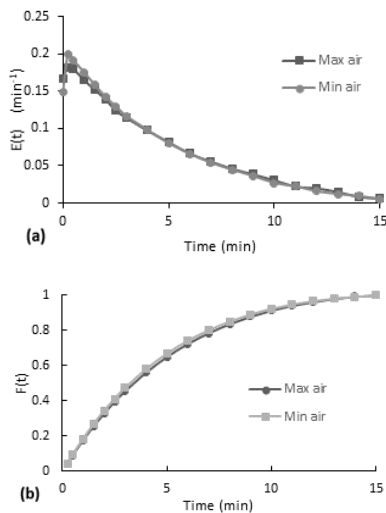


Fig. 7. Curvas de distribución del tiempo de residencia para el experimento agitado sin la malla de envasado. (a) Curva $E(t)$, (b) función de distribución acumulativa $F(t)$

Según la figura 7-a, las curvas $E(t)$ presentan un comportamiento decreciente. Al principio, hay un pequeño aumento hasta el máximo y después empieza a disminuir. Aunque la segunda prueba se realiza con casi el doble de caudal de aire, ambas curvas tienen un comportamiento similar.

Además, la distribución acumulativa (ver Figura 10-b), el 60% del colorante permaneció menos de 5 minutos en el reactor. Tras la inyección del colorante, el flujo dentro del reactor adquirió la misma coloración naranja en pocos segundos (menos de 20 segundos). La intensidad del color disminuyó gradualmente a lo largo del tiempo.

En una comparación del comportamiento del colorante dentro del reactor entre los experimentos sin agitación y los experimentos con agitación por aire, se observa que en los experimentos sin agitación se tarda varios minutos en colorear homogéneamente todo el fluido, mientras que en los experimentos con agitación por aire se tarda sólo unos segundos. Además, al final cuando sale el último colorante, para los experimentos sin agitación el fondo se volvió transparente y más naranja en la parte superior en una escala de degradación, tan diferente al comportamiento del reactor con agitación de aire que tienen el mismo tono de color a lo largo del reactor.

3.2.2 Caudal mínimo, con embalaje.

El experimento se realizó con la válvula de entrada entreabierta con un caudal medio de 10,31 ml/s, el reactor con la malla de envasado y con agitación por aire (caudal de aire 118,7 ml/s). En este experimento no se puede ver claramente si hay un efecto de mezcla de la malla en el reactor debido al flujo de aire, mientras que en los experimentos sin agitación se pudo observar este comportamiento.

De acuerdo con la Figura 8-a, las curvas $E(t)$ también tuvieron un comportamiento decreciente excepto en el primer punto. Como se muestra en la Figura 8-b, la curva de distribución acumulativa $F(t)$ el 60% del colorante permaneció menos de 7 minutos y más de 4 minutos dentro del reactor.

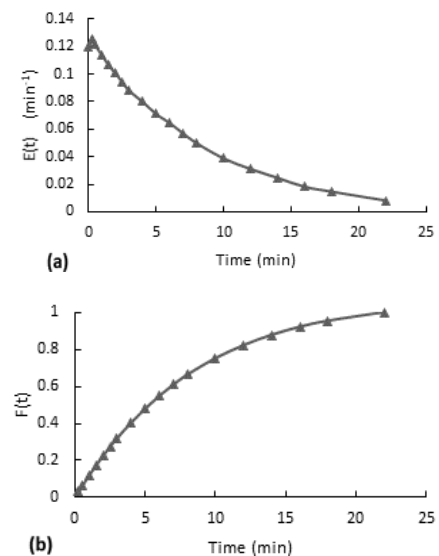


Fig. 8. Curvas de distribución del tiempo de residencia para el experimento agitado con la malla de envasado y el caudal mínimo. (a) Curva $E(t)$, (b) función de distribución acumulativa $F(t)$

3.2.3 Caudal máximo, con embalaje.

El experimento se realizó con la válvula de entrada totalmente abierta, el reactor con la malla de embalaje y agitación por aire (flujo de aire 125,8ml/s). En la curva $E(t)$ (ver Figura 9-a), desde el primer punto la curva presenta un comportamiento decreciente. Esta primera medición se ha realizado una vez finalizada la inyección. En este experimento, la inyección duró 13 segundos, lo que significa que el colorante se homogeniza en el reactor en menos de 13 segundos.

Según la distribución acumulativa $F(t)$ de la Figura 9-b, el 80% de las partículas permanecieron entre 1 minuto y 6 minutos en el interior del reactor.

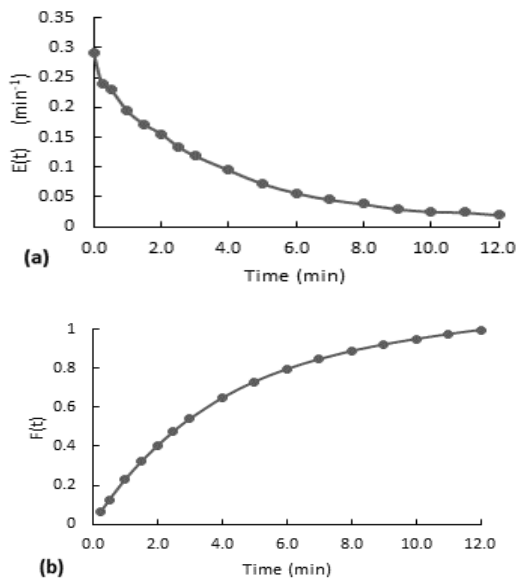


Fig. 9. Curvas de distribución del tiempo de residencia para el experimento agitado con la malla de envasado y el caudal mínimo. (a) Curva $E(t)$, (b) función de distribución acumulativa $F(t)$

Para evaluar un modelo de flujo para experimentos con aire agitado, es necesario observar el comportamiento de las curvas. De acuerdo con las Figuras 7, 8 y 9, todas las curvas $E(t)$ tuvieron un comportamiento decreciente como el modelo de reactor de flujo continuo con tanque agitado (CSTR), que es un tipo de reactor ideal. Para un CSTR ideal, la curva $E(t)$ viene dada por la siguiente ecuación (Fogler, n.d.).

$$E(t) = \frac{e^{-t/\tau}}{\tau} \quad (11)$$

Recordando que $\Theta=t/\tau$ y $E(\Theta)=\tau E(t)$ [9], entonces

$$E(\theta) = e^{-\theta} \quad (12)$$

Todos los experimentos tienen un comportamiento similar al modelo de reactor CSTR ideal, pero sólo el experimento con la malla de empaquetamiento y flujo máximo comienza en 1 como lo hace el modelo CSTR. En general, los experimentos con la malla de envasado tienen el mejor coeficiente de correlación con el CSTR (ver tabla 5).

Tabla 5: Análisis de correlación entre los valores experimentales y modelizados de $E(\Theta)$

| Experimento | Correlación Coeficiente con CSTR |
|----------------------------------|----------------------------------|
| Sin malla y flujo de aire mínimo | 0.971 |
| Sin malla y flujo de aire máximo | 0.985 |
| Malla y caudal mínimo | 0.995 |
| Malla y caudal máximo | 0.996 |

En otros estudios de RTD en reactores anulares agitados, también han observado en fase gaseosa con un agitador magnético que una mayor velocidad de agitación ensanchaba drásticamente la curva RTD y el reactor se comportaba cada vez más como un reactor de tanque agitado simple (Sahle-Demessie et al., 2003). Comparando un agitador magnético y un agitador de aire, los primeros necesitan velocidades más altas para producir un cambio significativo en la curva RTD, mientras que el segundo agita todo el flujo a lo largo del reactor.

También se evaluó la distribución del tiempo de residencia (RTD) como tiempo de residencia medio y variación, de acuerdo con las ecuaciones 9 y 10. Para los experimentos con agitación de aire, el tiempo de residencia medio mínimo corresponde al experimento con la malla de envasado con una operación de flujo máximo (véase la tabla 6). Asimismo, el valor más bajo de la varianza corresponde a este experimento.

Tabla 6: Tiempo medio y variación de los experimentos con agitación

| Experimento | Tiempo medido (min) | Variación (min^2) |
|----------------------------------|---------------------|------------------------------|
| Sin malla y flujo de aire mínimo | 4.1 | 11.6 |
| Sin malla y flujo de aire máximo | 4.3 | 12.2 |
| Malla y caudal mínimo | 6.6 | 28.8 |
| Malla y caudal máximo | 3.5 | 9.1 |

Una comparación entre los experimentos sin la malla, un cambio en el flujo de aire no crea un gran impacto en el tiempo medio observado. Por lo tanto, incluso un flujo de aire mínimo para la agitación hará una buena agitación del fluido a lo largo de todo el reactor.

4. CONCLUSIONES

El experimento de entrada de pulsos permitió observar el comportamiento hidrodinámico en el interior del reactor sin agitación, con presencia de zonas muertas y trayectorias paralelas. Además, el envase del reactor es un factor influyente en el movimiento de las partículas en su interior, especialmente cuando se trabaja con caudales bajos. Además, se determinó que el tiempo de residencia en el reactor sin agitación oscila entre 4 y 10 minutos y para el reactor de aire, el tiempo de residencia oscila entre 3,5 y 6,6 minutos, dependiendo de las condiciones de operación de flujo y empaquetamiento. El análisis de la distribución del tiempo de residencia permitió validar el modelo que mejor predice el comportamiento del reactor anular de 12 litros sin agitación. El modelo de tanques agitados en serie con $n=4$ es el que mejor se ajusta al reactor sin agitación, mientras que el modelo CSTR es el que mejor se ajusta a la configuración del reactor airlift.

REFERENCES

- Aparicio-Mauricio, G., Ruiz, R. S., López-Isunza, F., & Castillo-Araiza, C. O. (2017). A simple approach to describe hydrodynamics and its effect on heat and mass transport in an industrial wall-cooled fixed bed catalytic reactor: ODH of ethane on a MoVNbTeO formulation. *Chemical Engineering Journal*, *321*, 584–599. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.cej.2017.03.043>
- Ekambara, K., Dhotre, M. T., & Joshi, J. B. (2006). CFD simulation of homogeneous reactions in turbulent pipe flows—Tubular non-catalytic reactors. *Chemical Engineering Journal*, *117*(1), 23–29. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.cej.2005.12.006>
- Fogler, H. S. (n.d.). *Elements of chemical reaction engineering*. Third edition. Upper Saddle River, N.J.: Prentice Hall PTR, [1999] ©1999. <https://search.library.wisc.edu/catalog/999810177702121>
- Hissanaga, A. M., Padoin, N., & Paladino, E. E. (2020). Mass transfer modeling and simulation of a transient homogeneous bubbly flow in a bubble column. *Chemical Engineering Science*, *218*, 115531. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ces.2020.115531>
- Levenspiel, O. (n.d.). *Chemical reaction engineering*. Third edition. New York: Wiley, [1999] ©1999. <https://search.library.wisc.edu/catalog/999917971402121>
- Sahle-Demessie, E., Bekele, S., & Pillai, U. R. (2003). Residence time distribution of fluids in stirred annular photoreactor. *Catalysis Today*, *88*(1), 61–72. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.catto.2003.08.009>
- Sangare, D., Bostyn, S., Moscossa-Santillan, M., & Gökalp, I. (2021). Hydrodynamics, heat transfer and kinetics reaction of CFD modeling of a batch stirred reactor under hydrothermal carbonization conditions. *Energy*, *219*, 119635. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.119635>
- Shu, S., Vidal, D., Bertrand, F., & Chaouki, J. (2019). Multiscale multiphase phenomena in bubble column reactors: A review. *Renewable Energy*, *141*, 613–631. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.04.020>
- Sozzi, D. A., & Taghipour, F. (2006). Computational and experimental study of annular photo-reactor hydrodynamics. *International Journal of Heat and Fluid Flow*, *27*(6), 1043–1053. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ijheatfluidflow.2006.01.006>
- Vandewalle, L. A., Van de Vijver, R., Van Geem, K. M., & Marin, G. B. (2019). The role of mass and heat transfer in the design of novel reactors for oxidative coupling of methane. *Chemical Engineering Science*, *198*, 268–289. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ces.2018.09.022>