

Reactores aeróbios de lecho fluidizado trifásico con circulación interna: caracterización hidrodinámica y del soporte

Fluidised bed airlift reactors with internal circulation: hydrodynamics and carrier characterization

Iván Andrés Sánchez Ortiz^{1}, Gleyce Teixeira Correia², Leandro Santos de Araújo², Dib Gebara², Milton Dall'Aglio Sobrinho², Tsunao Matsumoto²*

¹ Universidad de Nariño, Departamento de Recursos Hidrobiológicos. Cl 18 Cra 50. Ciudad Universitaria, Torobajo, Pasto, Nariño, Colombia

² UNESP, Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira - Departamento de Engenharia Civil. Alameda Bahia, 550 - Ilha Solteira - SP - CEP: 15385-000, Brasil

(Recibido el 10 de diciembre de 2009. Aceptado el 30 de agosto de 2010)

Resumen

Los reactores aerobios de lecho fluidizado con circulación interna utilizan biomasa activa adherida a un medio soporte (biopelícula), con la ventaja de retener gran concentración de la misma, utilizando poco espacio físico y pudiendo remover, en un mismo reactor, materia carbonácea y nitrogenada. La circulación del líquido ocurre debido a la diferencia de presión hidrostática producida por la inyección de aire en el tubo de subida. En la condición de medio bifásico fueron estudiadas las velocidades de circulación, fracción volumétrica de aire y coeficiente de transferencia de oxígeno, utilizando cuatro configuraciones de reactores. En medio trifásico se evaluaron las velocidades de circulación, la fracción volumétrica de aire y el coeficiente de transferencia de oxígeno en una de dichas configuraciones. También se realizó la caracterización de tres posibles medios de soporte granulares. Se determinó que la relación de áreas entre los tubos interno y externo y la concentración de medio soporte influencian los valores de velocidad de circulación del líquido, de la fracción volumétrica de aire y de la transferencia de oxígeno y se observaron y compararon características importantes de los medios de soporte.

* Autor de correspondências: teléfono: + 57 + 2 + 731 14 49 ext. 239, fax + 57 + 2 + 731 44 82, correo electrónico: iaso@udenar.edu.co. (I. Sánchez)

----- *Palabras clave:* Reactor aerobio, lecho fluidizado, circulación interna, velocidad de circulación, fracción volumétrica de aire, transferencia de oxígeno

Abstract

Aerobic internal-loop reactors use active biomass attached in a supporting media (biofilm) with the advantage of retaining a big biomass concentration in a small physical space, removing carbonaceous matter and nitrogen in only one reactor. Liquid circulation occurs due to hydrostatic pressure difference produced by air injection in the riser. In biphasic conditions liquid circulation velocities, gas holdup and oxygen transfer coefficient in four different reactor configurations were studied. For the three-phase conditions, the same parameters in just one of those configurations were evaluated. Also, there were three granular supporting media characterized. On the other hand, the relationship between internal and external tube areas and supporting media concentrations influence the liquid velocity, gas holdup and oxygen mass transfer values and some important supporting media characteristics were observed and compared.

----- *Keywords:* Aerobic reactor, fluidized bed, internal loop, liquid velocity, gas holdup, oxygen mass transfer

Introducción

El tratamiento de aguas residuales por medio de reactores que utilizan la acción de biopelícula adherida a un soporte móvil, como es el caso de los reactores aeróbios de lecho fluidizado, también conocidos como *airlifts*, tiene como ventajas el uso de poco espacio, la retención de gran concentración de biomasa activa y la remoción eficiente y simultánea de materia carbonácea y nitrogenada. La biopelícula, se trata de un complejo ecosistema microbiano, formado principalmente, por células y productos extracelulares, cuyo espesor y estructura dependen del material soporte, las condiciones físico-químicas, y del régimen hidráulico empleados.

En los reactores *airlift* la circulación puede ser tanto externa como interna, y es generada después de la inyección del aire, por la diferencia en la presión hidrostática entre las dos secciones (*riser* y *downcomer*) [1]. Cuando la velocidad del líquido es mayor que la velocidad de sedimentación de las partículas, estas permanecen en suspensión, o sea, el lecho es considerado como fluidizado.

Ya que parte del oxígeno inyectado en el reactor es necesario para los procesos de oxidación de la materia carbonácea y nitrogenada, la cantidad de oxígeno transferido durante la inyección del aire se convierte en un parámetro de control. La capacidad de transferencia de oxígeno para el medio líquido es evaluada por índices calculados a partir de la determinación del coeficiente global de transferencia de este gas ($K_L a$), cuya determinación se basa en la cantidad de oxígeno disuelto.

El modo de mezcla producida y los fenómenos de transporte que ocurren en estos reactores, dependen en gran medida del tipo de flujo predominante, y este a su vez, de los porcentajes de las fases participantes, de las propiedades de los fluidos, de la configuración geométrica, del tipo de distribución del gas, de las dimensiones del tubo interno y, si el sistema fuese trifásico, dependen también de la naturaleza del sistema, su composición y la concentración de los sólidos en suspensión [2].

En la configuración de los *airlifts*, la velocidad de circulación del líquido en un parámetro

importante, pues determina los procesos de mezcla líquida, recirculación de burbujas y suspensión de sólidos. Van Bentum y colaboradores [3], describieron tres regímenes de circulación de burbujas: Régimen I – no hay presencia de gas en el tubo externo, lo que ocurre en bajas cantidades de gas, donde la velocidad de la fase líquida es insuficiente para arrastrar las burbujas para el tubo externo; Régimen II – presencia de burbujas de gas en el tubo externo (parcial o completamente lleno de burbujas), no obstante, sin presentar grandes desplazamientos del líquido en la columna externa; Régimen III - completa circulación del gas, donde teóricamente las burbujas circulan hacia el tubo externo y retornan nuevamente al tubo interno.

Si dicho tipo de reactores son operados con velocidades bajas, las biopartículas podrán sedimentarse o presentar bajas tensiones de corte, aumentando el grosor de la biopelícula, provocando condiciones anaerobias, llevando a la formación de biomasa suspendida en exceso; y si son operados con alta velocidad puede ocurrir reducción del grosor de las biopartículas. En ambos casos los procesos de remoción de la materia orgánica se ven perjudicados [4].

La importancia del estudio de este tipo de reactor es la búsqueda de alternativas rápidas de tratamiento de efluentes, que no exhalen olores desagradables, dispensen la necesidad de pos-tratamientos, utilicen espacios reducidos, y presenten buena eficiencia en la remoción de materia orgánica y nitrógeno.

Experimentación

Se estudió la velocidad de circulación del medio bifásico (líquido-gas) en cuatro reactores, con diámetro de tubo externo fijo (250 mm), variándose los diámetros de tubo interno (100, 125, 150 y 200 mm). Las características geométricas de los reactores: área interna (A_i); área externa (A_e); altura del líquido en el reactor (H), longitud de circulación (L_c), se presentan en la tabla 1.

Tabla 1 Características geométricas de los reactores

Reactor	A_i (m ²)	A_e (m ²)	A_e/A_i	H (m)	L_c (m)
R100	0,00785	0,04123	5,25	2,35	4,70
R125	0,01227	0,03682	3,00	2,35	4,70
R150	0,00177	0,03142	1,78	2,35	4,70
R200	0,03142	0,01767	0,56	2,35	4,70

Se determinó la fracción volumétrica y los valores de $K_L a$, en medio bifásico y trifásico (utilizando arena). La inyección de aire en el reactor se realizó por medio de un inyector de aire confeccionado en un cilindro perforado de PVC de 40 mm de diámetro, dispuesto en la parte central de la base del reactor como se ilustra en la figura 1, donde también se especifica la configuración y las dimensiones del reactor para diámetro interno de 100 mm.

Caracterización de los soportes

Se realizó la caracterización de tres posibles soportes a saber: arena, carbón antracítico y carbón. Los ensayos se efectuaron siguiendo los procedimientos recomendados por la ABNT (1984) en las normas NBR 7181 [5] y 6508 [6].

Velocidad de circulación

El ensayo de velocidad de circulación se realizó utilizando un sistema de cuatro sondas medidoras de conductividad eléctrica del agua, siendo dos en cada tubo (interno y externo). Las sondas detectan la presencia de un trazador (NaCl) y emiten señales eléctricas a un acondicionador de señales. Entonces, un programa de adquisición de datos, previamente desarrollado [7], lee la señal por una interfaz de conversión analógico-digital y genera curvas cuyos picos muestran el instante en que la mayor concentración de trazador pasa por la sonda. Con el tiempo de pico en la tensión mínima y la distancia entre las sondas se calculó la velocidad de circulación del líquido. Los caudales de aire, para las cuatro combinaciones de reactor, utilizadas en los ensayos con agua limpia fueron 800, 1200, 1600, 2000, 3000, 4000, 5000 y 6000 L/h.

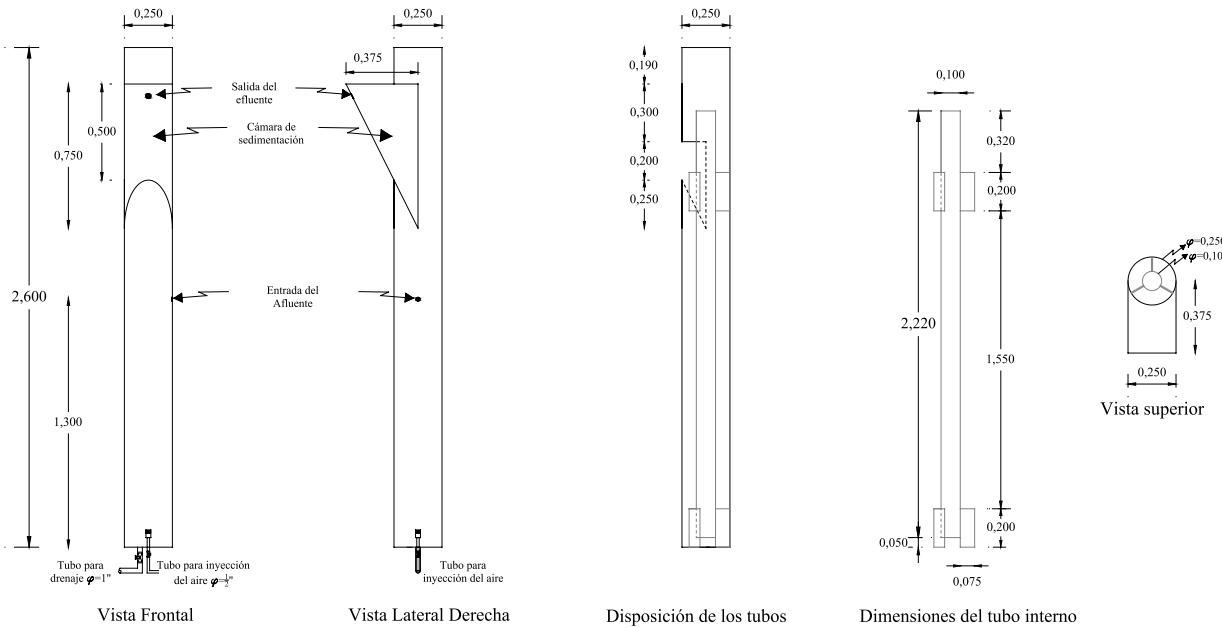


Figura 1 Disposición y dimensiones de tubos en el reactor para diámetro interno 100 mm

Expansión y fracción volumétrica de aire

Se registraron los valores de la expansión en función de la cantidad de aire inyectada para medio bifásico, en los cuatro reactores, con caudales de 300 a 7000 L/h y para medio trifásico, en el reactor de tubo interno de 100 mm, variando las concentraciones del medio soporte en 30, 70, 100 y 150 g/L. La expansión del lecho es dada por la diferencia de volúmenes entre el lecho aerado y sin aereación, pudiendo ser determinada por medio de piezómetros. El volumen de líquido contenido en la columna es, en el caso de la mezcla bifásica, indicado por la lectura del piezómetro (h_i) multiplicada por el área del tubo, y la altura de la columna líquida dentro del reactor es H_i . La expansión (e_i) del lecho entre el punto i y la superficie está dada por la ecuación 1. La expansión relativa al tamaño total de la columna aireada representa el volumen de gas dividido por el volumen total de agua y gas, siendo, por lo tanto, equivalente a la fracción volumétrica de aire (ε_i) (ecuación 2).

$$e_i = H_i - h_i \quad (1)$$

$$\varepsilon_i = \frac{e_i}{H_i} = \frac{H_i - h_i}{H_i} = 1 - \frac{h_i}{H_i} \quad (2)$$

En el caso de la condición trifásica la fracción volumétrica de aire (ecuación 3) depende del índice de vacíos (ecuación 4), donde C_s es la concentración de la arena, ρ_L y ρ_S la masa específica del líquido y del medio soporte, respectivamente.

$$\varepsilon_i = \frac{1}{\frac{1}{n} + 1} \quad (3)$$

$$n = \frac{H_i}{h_i} \left[\left(1 + \frac{C_s}{\rho_L} \right) \left(1 + \frac{C_s}{\rho_S} \right) \right] \quad (4)$$

Transferencia de oxígeno

Los ensayos para determinación del K_{La} se realizaron en medio bifásico y trifásico (medio soporte = 100 g/L), aplicando caudales de aire de 1000, 1200, 1500, 1800 y 2100 L/h. Para tal ensayo, se utilizó un medidor portátil de oxígeno disuelto. La determinación experimental de

dicho coeficiente se realizó por el método de la desoxigenación del agua por sulfito de sodio (Na_2SO_3), cuyo catalizador es la presencia de cobalto [8]. Cuando el sulfito es completamente oxidado a sulfato, la concentración de oxígeno disuelto en el agua (C) aumenta, tendiendo a la concentración de saturación (C_s). El valor de $K_L a$ es el coeficiente angular de la recta obtenida a partir del gráfico del $\ln((\text{Cs}-C)/\text{Cs})$ por el tiempo, cuya ecuación proviene de la integración de la Ecuación 5 (considerando $t = 0$ y $C = 0$ como condiciones iniciales).

$$-K_L a = \ln \frac{(C_s - C)}{C_s} \quad (5)$$

Para facilitar la comparación de los valores, se buscó estandarizar los resultados obtenidos de $K_L a$ de acuerdo con la temperatura medida en el momento del ensayo; para ello, se calculó el valor de $K_L a$ con corrección para temperatura de 20°C ($K_{L20} a$).

Resultados y discusión

Caracterización de los medios de soporte

La figura 2 presenta la curva granulométrica para la caracterización de los medios granulares: arena, carbón activado granular (CAG) y carbón antracitoso (C.Ant.), con $r_s = 2,57$; 1,64; y 1,74 g/cm³, respectivamente.

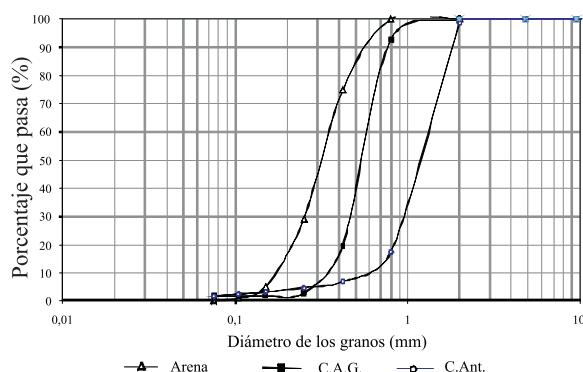


Figura 2 Curvas granulométricas para arena, carbón activado y carbón antracitoso

Se observó que las granulometrías de la arena y del CAG fueron bastante uniformes, presentando coeficiente de uniformidad ($CU = D_{60}/D_{10}$) de 1,8 y 1,7, respectivamente. Por su parte, el carbón antracitoso presentó menor uniformidad ($CU = 2,2$); por ello, este tipo de carbón no se consideró apropiado como medio soporte para este tipo de reactores. En general, la arena presentó diámetros menores que 0,8 mm, con tamaño medio de 0,36 mm. La mayor parte de granos del CAG presentó diámetro inferior a 0,8 mm, y su tamaño medio fue de 0,53 mm. En la tabla 2 se presenta un resumen de los valores obtenidos en la caracterización de dichos soportes.

Tabla 2 Resumen de los valores obtenidos en la caracterización de los tres soportes

Parámetro/Material	Arena	CAG	C.Ant.
Humedad Natural (%)	0,13	13,90	2,34
Densidad Aparente (g/cm ³)	2,57	1,64	1,74
D10 (mm)	0,16	0,34	0,60
CU	2,13	1,68	2,17

Entre las características que ejercen influencia en la adhesión y desarrollo de la biopelícula están las propiedades del material soporte escogido (densidad, rugosidad, porosidad, tamaño de los poros y forma de la superficie), de los microorganismos involucrados, las propiedades de los mismos y del medio acuoso (pH, temperatura, velocidad de flujo, tiempo de exposición, concentración de microorganismos, tensión superficial y fuerza iónica del medio) [9]. En relación a los coeficientes de uniformidad (CU) de los materiales analizados, cuanto más cercano al valor unitario mayor predominancia de un tamaño de material; o sea, el material será más uniforme. Para materiales granulares, se definen como materiales bien gradados aquellos que tienen valores de $CU > 6$ [10, 11]. Por lo tanto, cuanto mayor el valor de tal coeficiente mayor diversidad de tamaños de material en la muestra analizada. Con base en los valores obtenidos, el CAG se presenta como una buena alternativa para medio soporte por la baja densidad aparente que hace que el material sea más fácilmente sometido a la

suspensión requiriendo menores caudales de aire. La alta superficie específica de este material hace que tal material ofrezca buenas condiciones para desarrollo de la biopelícula [12].

Velocidades de circulación

Los caudales de 800, 1200, 1600, 2000, 3000, 4000, 5000 y 6000 L/h se aplicaron, en agua limpia, con presión constante de 2,5 MPa, en los reactores de tubo interno de 100, 125, 150 y 200 mm. La cantidad de trazador (NaCl) utilizado fue de 15 g/L, en cada análisis. La figura 3 muestra las velocidades, en los tubos interno y externo, obtenidas en las cuatro configuraciones del reactor.

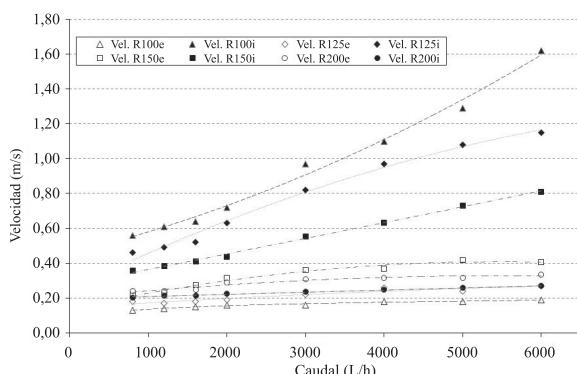


Figura 3 Velocidad de circulación en los tubos externos (R100e, R125e, R150e y R200e) e internos (R100i, R125i, R150i y R200i) de los cuatro reactores

Se observó que cuanto mayor el diámetro del tubo interno, menor fue la velocidad de subida y mayor la de descenso, disminuyendo así, la diferencia entre tales velocidades. En el reactor R150, donde las áreas de subida y descenso fueron similares, las velocidades presentaron valores semejantes. En el reactor R200 se invirtieron los valores, pues el área de subida fue mayor que la de descenso y la velocidad de subida fue menor, obedeciendo a la ecuación de continuidad.

Fracción volumétrica de aire

En la figura 4 se puede observar que hubo presencia de burbujas tanto en el tubo interno

como en el externo, lo que define los regímenes II y III [3], caracterizados por la presencia parcial o total de las burbujas en el tubo externo. La posible razón para ello es que exista, en todos los caudales, inclusive para los menores valores (< 1000 L/h), burbujas de diámetro pequeño que se mueven para el tubo externo en bajas velocidades superficiales de aire debido a su menor velocidad de ascenso, lo que facilita su arrastre para el tubo de descenso por medio del flujo del líquido.

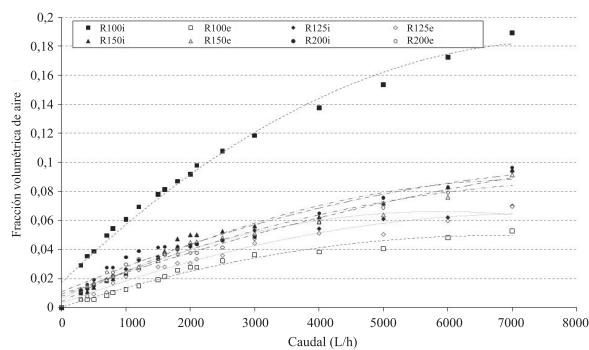


Figura 4 Fracción volumétrica de aire para medio bifásico en los tubos (interno y externo) de los cuatro reactores

El tubo interno del reactor R100 registró altos valores de expansiones en relación a los valores calculados para los mismos caudales de aire en los tubos R125, R150 y R200, presentando fracciones volumétricas de aire casi dos veces mayores que las obtenidas en las otras configuraciones. A medida que aumentó el valor del diámetro interno para cantidades de aire iguales, los valores de las expansiones en el *riser* y en el *downcomer* fueron cada vez más similares, propiciando así velocidades de subida y de descenso cada vez más parecidas, confirmando de esta manera lo observado en los ensayos de velocidades en los cuatro reactores. La figura 5 esquematiza los valores de la fracción volumétrica de aire (ϵ) medida en el reactor R100 para caudal de aire de 2500 L/h en diferentes concentraciones de arena (C_s), en ella se puede verificar la disminución de ϵ con el aumento de la concentración de arena en el reactor.

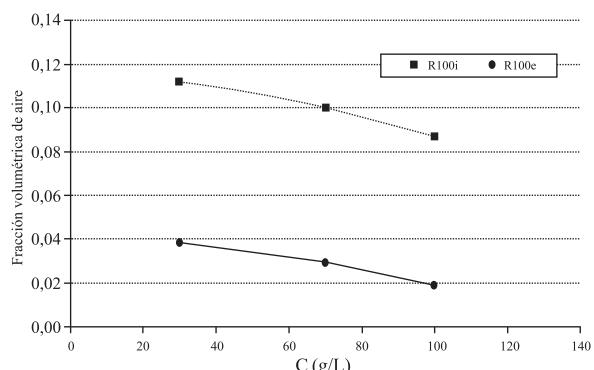


Figura 5 Fracción volumétrica de aire en los tubos de subida y de descenso en función de la concentración de arena

Según algunos autores, existe una disminución de la velocidad de circulación del líquido con el aumento de la masa específica de los sólidos [13], lo que confirma los datos obtenidos en la presente investigación. Esta situación puede afectar los procesos de transferencia de oxígeno, pues los aumentos en la cantidad de sólidos mantenidos en reactores aeróbios trifásicos con circulación interna y pequeños incrementos en la densidad de dichos sólidos, reducen la eficiencia en la transferencia del gas [14]. Se apreció que la fracción volumétrica de aire en el medio trifásico, así como en el bifásico, es mayor en el tubo interno que en el tubo externo, pues pese a que buena parte de las burbujas de aire que son inyectadas en la parte inferior del tubo interno consiga recircular al tubo de descenso, una cantidad considerable sale del reactor por la parte superior. El Régimen II fue percibido en los cuatro modelos, pues se observó la creciente fracción volumétrica de aire en el *downcomer*, lo que indica que con el aumento del caudal de aire, la presencia de burbujas en este tubo también aumentó. El Régimen III no pudo ser constatado, pues este régimen es representado por la estabilización de los valores de ϵ en el tubo externo después del intervalo correspondiente al Régimen II, lo que indicaría que hay proporcionalmente, igual cantidad de aire en los dos tubos, y eso no ocurrió como lo evidencia la figura 5. El estudio de parámetros como las velocidades de circulación y ϵ son importantes

en este tipo de reactores pues, la formación de la biopelícula es influenciada por las condiciones hidrodinámicas del reactor, que pueden alterar el grosor y la masa específica de la biopartícula, que a su vez influencian en el buen desempeño del sistema de tratamiento de aguas residuales.

Transferencia de oxígeno

En los procesos aeróbios, la velocidad de transferencia de oxígeno para las células microbianas es un factor limitante, que puede determinar la velocidad de conversión biológica; por eso, la disponibilidad de oxígeno para los microorganismos depende de su solubilidad en el medio, de la transferencia de masa y de la velocidad de consumo del oxígeno disuelto [15]. En un reactor aireado sin soporte, el difusor de burbujas finas es muy superior en términos de transferencia de oxígeno que un difusor de burbujas gruesas; sin embargo cuando el soporte es colocado en el reactor, el difusor de burbujas gruesas mejora significativamente la transferencia de oxígeno, mientras que el difusor de burbujas finas mantiene la misma franja de valores de $K_L a$ [16]. Los resultados obtenidos de $K_L a$ fueron corregidos para temperatura de 20°C, denominado $K_{L a_{20}}$. La figura 6 presenta los valores de $K_{L a_{20}}$ para los ensayos en medio bifásico en función de la velocidad superficial del aire.

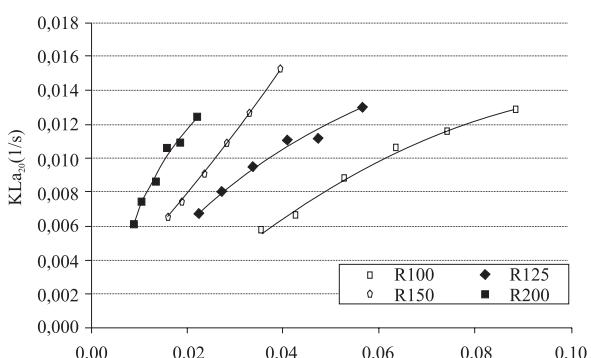


Figura 6 Valores de $K_{L a_{20}}$ obtenidos en medio bifásico

Los valores calculados son semejantes a los encontrados en otros trabajos. La comparación

de los mismos se facilita al analizar los reactores R100, R125, R150 y R200 de acuerdo con la relación A_e/A_i , que son respectivamente, 5,25; 3,00; 1,78; y 0,56. En otras investigaciones se han reportado valores de $K_L a_{20}$ que oscilaron entre aproximadamente $0,006 \text{ s}^{-1}$ a $0,011 \text{ s}^{-1}$ para una relación A_e/A_i igual a 3,00 [17], que es el mismo valor de la relación del reactor R125. Estos valores son muy semejantes a los representados en la figura 5, en un rango de valores de caudal de aire compatible, toda vez que 2500 L/h , por ejemplo, equivale a una potencia inyectada por volumen unitario de 686 W/m^3 . Para una relación A_e/A_i igual a 0,69 y con caudales menores otros autores han obtenido valores de $K_L a$ próximos a $0,0085 \text{ s}^{-1}$ [17], valor semejante al del reactor R200, para caudales semejantes, conforme la figura 6. Al estudiar el $K_L a$ en reactores aeróbios de lecho fluidizado con tubos concéntricos con diámetros interno de 100 mm y externo de 200 mm y altura de 6 m, se han obtenido valores de $K_L a$ entre $0,008 \text{ s}^{-1}$ y $0,018 \text{ s}^{-1}$ para tubo interno con salida sumergida y entre $0,006 \text{ s}^{-1}$ y $0,014 \text{ s}^{-1}$, para salida libre con caudales de aire entre 800 y 2500 L/h [18]. Nótese que los valores son parecidos a los obtenidos con el reactor R125 cuya relación A_e/A_i es la misma. La figura 6 explica que para mayores velocidades de gas la transferencia de oxígeno para el medio líquido es mayor. Los valores de $K_L a$ tienden a estabilizarse para mayores velocidades de gas, lo que se evidencia en los resultados para los reactores R100 y R125. Esto ocurre, pues tales reactores presentan velocidades del líquido mayores en el tubo interno para iguales U_g . Como la transferencia de oxígeno se da principalmente en el *riser* y se logra una alta velocidad del líquido, en comparación con los otros reactores, se torna evidente una limitación de $K_L a$ para los caudales de aire más altos en virtud del menor tiempo de contacto líquido-gas.

Se observa en la figura 6 que los reactores con relaciones A_e/A_i menores logran valores de $K_L a$ mayores para una misma velocidad superficial de aire, esto debido al hecho de que los reactores con mayores diámetros de tubo interno presentan

velocidades de líquido menores para las mismas velocidades superficiales de gas. Se definió la ecuación 6 para la determinación de $K_L a$ capaz de atender a los reactores utilizados en este trabajo y, posiblemente, a otros reactores de lecho fluidizado con circulación interna ya que dicha ecuación fue probada para cuatro configuraciones geométricas diferentes, con relación A_e/A_i variando entre 0,56 y 5,25.

$$K_L a = 0,815 * \frac{U_g^{-0,466}}{(U_g^{-1,4} - 1)} * \frac{A_i}{(A_e + A_i)} \quad (6)$$

Las Tasas Estándar de Transferencia de Oxígeno SOTR (Standard Oxygen Transfer Rate) transferido por el aire para el medio líquido se calcularon para los cuatro reactores de acuerdo con el método recomendado por la ASCE (1990), presentadas en la tabla 3.

Tabla 3 Tasas estándar de transferencia de oxígeno (SOTR) en función de la velocidad superficial de aire para medio bifásico

Caudal de aire	R100	R125	R150	R200
1000	8,09	9,73	9,50	9,11
1200	9,45	11,77	10,73	11,12
1500	12,56	13,85	13,26	12,86
1800	15,29	16,15	15,68	15,42
2100	17,26	15,93	18,68	16,04
2500	20,42	18,65	22,46	18,39

Desde el punto de vista económico, la mayor transferencia de oxígeno no implica necesariamente un menor costo por unidad de masa de oxígeno transferido. Este análisis es proporcionado por la tasa de transferencia de oxígeno por unidad de potencia del sistema de aeración (SAE) o por medio de los datos de la fracción de oxígeno disponible transferido al medio líquido SOTE, que en el experimento variaron entre 0,10 y 0,12, valores inferiores a los presentados por Gebara (2006) en reactores de 12 m para los mismos caudales de aire de esta

investigación; tal situación fue atribuida al mayor tiempo de contacto que dicho reactor ofrece.

En los ensayos para medio trifásico se verificó la dificultad de mantener la arena en suspensión, principalmente para bajos caudales de aire. Únicamente en los reactores R100 y R125 fue posible realizar los ensayos con al menos tres de los caudales de aire utilizados en medio bifásico, por ello no se evaluaron los reactores R150 y R200. Es previsible que cuando los reactores operen con aguas residuales, la presencia de la biopelícula adherida al material soporte cause una disminución del peso específico de las partículas, lo que favorecerá la suspensión de las mismas.

La figura 7 compara los valores de $K_L a_{20}$ obtenidos en los reactores R100 y R125. Como era esperado, el reactor con mayor diámetro interno es capaz de transferir una mayor cantidad de oxígeno, para igual caudal de aire.

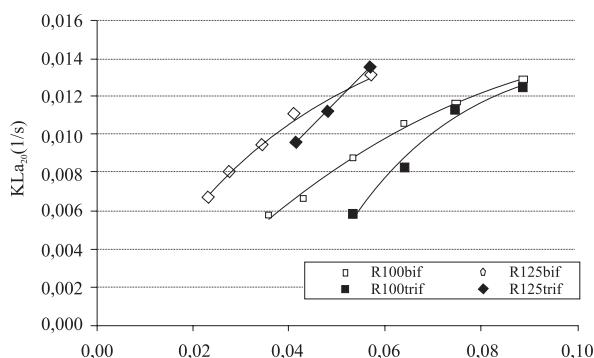


Figura 7 Comparación de la media aritmética de los valores de $K_L a_{20}$ obtenidos en los reactores R100 y R125 en medios bifásico y trifásico

En la figura 7 se nota que la transferencia de oxígeno en medio trifásico fue inferior en relación a la obtenida en los ensayos en medio bifásico en los dos reactores. En el reactor R100, la diferencia entre los valores llegó a ser del 34,1% a una velocidad superficial de aire (U_g) de 0,053 m/s, y la menor diferencia fue de 1,7% con U_g de 0,074 m/s. En el reactor R125, la mayor diferencia fue 28,4% para U_g de 0,041 m/s; sin embargo, la menor diferencia permaneció alta, siendo igual a 15,1% para una velocidad del gas de 0,057 m/s.

Conclusiones

- La arena y el carbón activado se muestran como alternativas factibles de ser usadas en este tipo de reactor por las características físicas favorables (uniformidad granulométrica y baja masa específica). En este trabajo se utilizó la arena como medio soporte; sin embargo, se sugiere realizar ensayos con carbón, para alcanzar la fluidización del medio con menores potencias en relación a las necesarias para medios como la arena.
- Variando el diámetro del tubo interno fue posible observar que cuanto mayor es dicho diámetro, menor es la velocidad en el *riser* y mayor en el *downcomer*.
- En medio trifásico a medida que se aumentó la concentración de medio soporte las velocidades de circulación del líquido se tornaron menores.
- La fracción volumétrica de aire tanto para medio trifásico como bifásico fue siempre mayor en el tubo interno que en el externo.
- La metodología empleada para la determinación de la transferencia de oxígeno fue satisfactoria. Los valores de $K_L a$ tienden a estabilizarse para mayores velocidades de gas.
- En condiciones de medio bifásico la transferencia de oxígeno es mayor que en medio trifásico para iguales cantidades de aire inyectadas.

Estos estudios son importantes para un mejor conocimiento del funcionamiento de este tipo de reactor, y para realizar nuevas investigaciones como la identificación de biopelículas formadas con la aplicación de aguas residuales y la influencia ejercida por las características hidrodinámicas aquí estudiadas.

Referencias

1. J. C. Merchuk, I. Berzin. "Distribution of energy dissipation in airlift reactors". *Chemical Engineering Science*. Vol. 50. 1995. pp. 2225-2233.

2. R. Díaz Martín. *Estudio del flujo en reactores con tres fases por simulación*. Tesis de Doctorado. Facultad de Ciencias Químicas – Universidad Complutense de Madrid. España. 2005. pp. 222.
3. W. A. J. Van Bentum, J. H. A. Van Den Hoogen, R. G. J. M. Van der Lans, M. C. M. Van Loosdrecht, J. J. Heijnen. “The biofilm airlift suspension extension reactor. Part I: Design and two-phase hidrodynamics”. *Chemical Engineering Science*. Vol. 54. 1999. pp. 1909-1924.
4. W. N. Martins Jr. *Perdas de carga e velocidades induzidas em reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação*. Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira – UNESP. Ilha Solteira. SP. Brasil. 2005. pp. 104.
5. ABNT. NBR 6508. Determinação da Massa Específica: Grãos de Solos que Passam na Peneira de 4,9mm. Rio de Janeiro. 1984. pp.8.
6. ABNT. NBR 7181. Análise Granulométrica: Solo. Rio de Janeiro. 1984. pp.13.
7. L. E. Guardia Filho. “Sistema de aquisição de dados de condutividade elétrica e software para investigação da hidrodinâmica de reatores FBBR”. *Ilha Solteira: UNESP/FEIS*. (Relatório científico ao CNPq-PIBIC) 2001. pp. 45.
8. ASCE. Standard Measurement of oxygen transfer in clean water. ANSI/ASCE 2. 1990. pp. 66
9. J. M. M. Mello. *Biodegradação dos compostos btex em um reator com biofilme*. Dissertação Mestrado em Engenharia Química. Centro Tecnológico da Universida de Federal de Santa Catarina. Florianópolis. 2007. p.151.
10. W. Lambe, R. Whitman. *Mecánica de suelos*. Ed. Limusa. México. 2004. pp. 582.
11. E. B. Juárez, A. R. Rico. *Mecánica de suelos: fundamentos de la mecánica de suelos*. 3^a. ed. Ed. Limusa. México. 2002. pp. 642.
12. T. B. Lawson. *Fundamentals of aquacultural engineering*. Ed. Chapman & Hall. New York. 1995. pp. 355.
13. C. Freitas, M. Fialová, J. Zahrandník, J. A. Teixeira. “Hydrodynamics of a three-phase external-loop airlift bioreactor”. *Chemical Engineering Science*. Vol. 55. 2000. pp. 4961-4972.
14. C. Freitas, J. A. Teixeira. “Oxygen mass transfer in a high solids loading three-phase internal-loop airlift reactor”. *Chemical Engineering Journal*. Vol. 84. 2001. pp. 57-61.
15. G. G. Reis. *Influência da carga orgânica no desempenho de reatores de leito móvel com biofilme (MBBR)*. Dissertação Mestrado em Engenharia Química. Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2007. pp.134.
16. B. V. B. Codas, W. Schmidell, P. Alem. “Avaliação da transferência de oxigênio em um biorreator aerado submerso com enchimento”. *XXVIII Congresso Interamericano de Ingenieria Sanitaria y Ambiental*. México. 2002. pp. 8.
17. R. A. Bello, C. W. Robinson, M. Moo-Young. “Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contactors”. *Chemical Engineering Science*. Vol. 27. 1984. pp. 369-381.
18. T. N. Hernández. *Coeficiente de transferência de oxigênio em reatores aeróbios de tubos concêntricos e leito fluidizado*. Ilha Solteira. Dissertação Mestrado em Engenharia Civil - Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Universidade Estadual Paulista. 2002. pp.125.