

## ESTUDIO DE LA INFLUENCIA DE LAS FUERZAS INTERFACIALES EN LA HIDRODINÁMICA DE UN LECHO BORBOTEADO AIRE-AGUA USANDO CFD

JAIME RIERA ORTIZ<sup>1,2,4</sup>, MARÍA JOSÉ GUTIERREZ, PEDRO CASTANEDA, STEPHANY DE ABREU<sup>1,3</sup>,  
SUSANA ZEPPIERI BOTONI, SYLVANA DERJANI-BAYEH<sup>1,2</sup>

<sup>1</sup>Universidad Simón Bolívar, Departamento de termodinámica y fenómenos de transferencia, Caracas, Venezuela,

<sup>2</sup>Grupo Tadip,

<sup>3</sup>Grupo de transporte de fenómenos,

<sup>4</sup>autor a quien corresponder jariera@usb.ve

Recibido: enero 2014

Recibido en forma final revisado: marzo 2015

### RESUMEN

La hidrodinámica de un sistema bifásico, aire-agua, es estudiada en una columna de borboteo con tubo concéntrico mediante el simulador ANSYS-CFX, resolviendo los balances de masa y de momento acoplado al modelo de turbulencia SST (Menter, 1994) que da solución a la aproximación RANS. Se empleó el modelo de Ishii-Zuber(1979) para la fuerza de arrastre, el modelo de López de Bertodano (1991) para dispersión turbulenta y se tomaron los valores de 0,1 y 0,5 para el coeficiente de sustentación  $C_L$ . Se validaron los resultados empleando los resultados experimentales de Calvo *et al.* (1993) y de Pironti *et al.* (1995) para velocidades de entrada de gas 5,72, 9,44 y 16,05 cm/s. Los resultados obtenidos describen cualitativamente el sistema, donde el régimen de flujo es turbulento y donde predomina el mezclado sobre los efectos difusivos; estos resultados muestran concordancia en el comportamiento previsto y descrito en el trabajo de Calvo *et al.* (1993). Se muestra que la fuerza de arrastre sola no permite modelar la fracción volumétrica de aire en la columna, se requiere usar fuerza de sustentación y dispersión turbulenta. Estos resultados concuerdan con los presentados por Riera *et al.* (2012).

*Palabras clave:* Columna de burbujeo, fuerzas interfaciales, bifásico, CFD.

### INTERPHASE STUDIES INFLUENCE ON THE HYDRODYNAMIC AIR-WATER SYSTEM IN A SPOUTED BED USING CFD

#### ABSTRACT

The hydrodynamics of a two-phase system, air-water, is studied in a bubble column with draft tube using the commercial software ANSYS-CFX, solving momentum and mass balances coupled to the turbulence model SST (Menter, 1994) that solves the RANS approach. The model of Ishii-Zuber (1979) for the drag force, the model of Lopez de Bertodano (1991) for turbulent dispersion and the lift force using lift coefficient  $C_L$  values of 0.1 and 0.5 were employed. The results were validated against the experimental data reported by Calvo *et al.* (1993) and Pironti *et al.* (1995) in a draft tube spouted bed with gas inlet velocities of 5.72, 9.44 and 16.05 cm/s. The results qualitatively describe the system, where the flow regime is turbulent and where mixing effects dominates over diffusive effects; these results show the expected behavior of the system as described in the work of Calvo *et al.* (1993). The results showed that the drag force is unable to model the volume fraction of air in the column. The model requires using the lift and turbulent diffusion forces to improve the prediction of holdup in the column. These results agree with those presented by Riera *et al.* (2012).

*Keywords:* Bubble column, draft tube, two-phase, interphase forces, CFD.

#### INTRODUCCIÓN

Las columnas de burbujeo son de gran atractivo a nivel industrial para reacciones multifásicas en procesos bioquímicos, químicos y petroquímicos, por la reducción de limitaciones de transferencia de masa. La transferencia de calor previene la formación de zonas calientes y una

caída de presión moderada en comparación con reactores de lecho fijo. Pero, a pesar del esfuerzo de más de veinte años de investigación, aún existe un vacío en la comprensión de este tipo de sistemas.

En el diseño de columnas de borboteo se requiere conocer (Kantarci *et al.*, 2005): la transferencia de masa y calor,

la distribución de fases y la cinética química estudiada. Para conocer las dos primeras características se debe estudiar la dinámica de fluidos del sistema, para lograr este objetivo se han venido desarrollando trabajos en dinámica de fluidos computacional (CFD por su siglas en inglés) apoyado en trabajos experimentales con el fin de mejorar el conocimiento y la capacidad de estimar la dinámica de fluidos de las columnas de burbujeo como lo expresan los siguientes autores: Bertola *et al.* (2003), Jakobsen *et al.* (2005), dos Santos (2007) y Patel (2010).

Estudios en frío, sin reacción química, permiten determinar la distribución de fases, retención de gas y dispersión axial y radial del sistema (Bothe *et al.*, 2007), con esto se mejora el entendimiento de la dinámica de fluido del sistema. Generalmente, estos estudios se realizan empleando aire y agua como fluidos, debido a esto en este trabajo se consideró un sistema bifásico (agua-aire) en condiciones estándar, teniendo agua como fase continua y aire como fase dispersa. En este sistema se estudió su dinámica de fluidos considerando varias fuerzas interfaciales (sustentación, arrastre y dispersión turbulenta) y variando las velocidades de entrada de aire. Además, se compararon los resultados obtenidos de caída de presión y fracción volumétrica de aire con resultados experimentales correspondientes a trabajos de Calvo *et al.* (1993) y Pironti *et al.* (1995), con la finalidad de determinar si la simulación, con las consideraciones tomadas, modela adecuadamente el sistema.

Se pueden estudiar las columnas de burbujeo con flujo turbulento a través de la simulación en CFD que emplea métodos numéricos y algoritmos para resolver ecuaciones diferenciales que modelan un fenómeno y que no pueden ser resueltas analíticamente.

## FUNDAMENTOS TEÓRICOS

El estudio de la dinámica de fluidos se realizó utilizando el método de volúmenes finitos, en el cual el programa subdivide al sistema a través del diseño de un mallado, en pequeños volúmenes donde se resuelven las ecuaciones diferenciales simplificándolas a una aproximación lineal en cada nodo que compone dicho mallado.

El modelo empleado fue el euleriano-euleriano. En este modelo se trata la fase dispersa como fase continua, reduciendo los costos computacionales. De acuerdo a este modelo, la ecuación de continuidad para cada fase (q), considerando el sistema en estado estacionario y sin reacción química, se expresa de la siguiente manera:

$$\nabla \cdot (\varepsilon_q \rho_q \vec{u}_p \vec{u}_q) = 0 \quad (1)$$

El balance de momento se expresa a través de las ecuaciones de Navier-Stokes:

$$\nabla \cdot (\varepsilon_q \rho_q \vec{u}_p \vec{u}_q) = -\varepsilon_q \nabla P + \nabla \cdot \vec{\tau}_q + \sum F_i \quad (2)$$

donde u son las velocidades de cada fase, P es la presión,  $\tau$  son los esfuerzos viscosos,  $\varepsilon$  es la fracción en volumen de la fase y las  $F_i$  son las fuerzas interfaciales y externas a considerar en el fenómeno fluidodinámico. La fuerza externa existente en el proceso es la fuerza de gravedad, mientras que las fuerzas interfaciales son las presentes en la interacción de las fases.

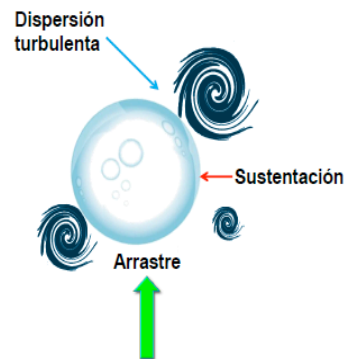


Figura 1. Fuerzas interfaciales actuando sobre una burbuja

Las fuerzas interfaciales son aquellas producidas por la interacción entre fases y se presentan en la superficie de contacto de ambas fases. Para efectos prácticos las fuerzas interfaciales más influyentes e importantes en la hidrodinámica del sistema estudiado son la fuerza de arrastre, de sustentación y de dispersión turbulenta como sugieren los resultados de Riera *et al.* (2012). Varios autores indican que las fuerzas interfaciales más importantes en sistemas gas-líquido son la fuerza de arrastre y la de sustentación como Jakobsen *et al.* (2005), Zhang *et al.* (2006) y Tabid *et al.* (2007).

La fuerza de arrastre es aquella que es ejercida por un fluido oponiéndose al movimiento de un cuerpo u otro fluido que se mueve dentro de este fluido. La fuerza de arrastre se produce debido a la diferencia de velocidades de las fases y se puede expresar como:

$$f_d = -\frac{3}{4} v_g \rho_L \frac{C_D}{d_p} |\vec{u}_g - \vec{u}_L| (\vec{u}_g - \vec{u}_L) \quad (3)$$

donde  $v_g$  es la fracción volumétrica de la fase dispersa,  $u_g$  es la velocidad de la fase dispersa,  $u_L$  es la velocidad de la fase continua,  $d_p$  es el diámetro de la partícula,  $\rho_L$  la densidad de la fase líquida y el coeficiente de arrastre  $C_D$  se puede determinar por el modelo de Ishii Zuber (1979) entre otros modelos de coeficiente de arrastre.

Otra fuerza importante es la fuerza de sustentación que es provocada por el fluido en la dirección perpendicular a la dirección del recorrido del cuerpo (Mott, 1995). En una columna de burbujeo, la sustentación es causada por efecto de la tensión y la presión en la superficie de la burbuja y puede ser modelada de la siguiente manera (Zhang *et al.*, 2006):

$$f_L = C_L \rho_L v_g (\bar{u}_g - \bar{u}_L) x (\nabla x \bar{u}_L) \quad (4)$$

donde el coeficiente de sustentación  $C_L$  varía entre 0,1 y 0,5, según la forma de la partícula o burbuja.

Por su parte, la fuerza de dispersión turbulenta mide el efecto de los remolinos producidos por la fase continua en la fase discontinua. El modelo a considerar para esta fuerza es el de Lopes de Bertolano (1991) expresado de la siguiente manera:

$$f_{TD} = -C_{TD} \rho_L k \nabla v_L \quad (5)$$

donde  $k$  es la energía cinética turbulenta y el coeficiente de dispersión turbulenta  $C_{TD}$  varía entre 0,1 y 0,5.

Para resolver las ecuaciones de continuidad y de Navier-Stokes, se empleó la formulación bajo el modelo RANS (Reynolds Averaged Navier-Stokes) donde cada variable puede ser expresada como la suma de su promedio y su fluctuación (Rojas, 2008):

$$\phi(x_i, t) = \bar{\phi}(x_i) + \phi'(x_i, t) \quad (6)$$

donde

$$\bar{\phi}(x_i) = \lim_{T \rightarrow \infty} \frac{1}{T} \int_0^T \phi(x_i, t) \quad (7)$$

En la ecuación anterior,  $t$  es el tiempo y  $T$  es el intervalo promedio. Este intervalo debe ser mayor en comparación a la típica escala de tiempo de la fluctuación para que  $\bar{\phi}$  no dependa del intervalo de tiempo.

Resolviendo el álgebra del sistema a través del modelo RANS se llega a un término conocido como tensores de Reynolds, los cuales pueden ser expresados como una fuerza impulsora por la viscosidad turbulenta, aproximación conocida como aproximación de Boussinesq (1887).

$$u'_i u'_j = \mu_{turb} \left( \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{u}_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \rho \delta_{ij} k \quad (8)$$

donde la viscosidad turbulenta ( $\mu_{turb}$ ) puede ser calculada a través de los modelos de turbulencia como:  $k-\varepsilon$ ,  $k-\omega$  y SST. Por ejemplo, para el modelo de SST (Mester, 1994) emplean los balances o ecuaciones de transporte de la energía cinética turbulenta y de la disipación de ésta:

$$\frac{\partial \kappa}{\partial t} + u_j \frac{\partial \kappa}{\partial x_j} = P_k - \beta \cdot \kappa \cdot \omega + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ (v + \sigma_k v_T) \frac{\partial \kappa}{\partial x_j} \right] \quad (9)$$

$$\frac{\partial \omega}{\partial t} + u_j \frac{\partial \omega}{\partial x_j} = \alpha S^2 - \beta^* \cdot \omega^2 + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ (v + \sigma_\omega v_T) \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right] + 2 \cdot (1 - F_1) \sigma_{\omega 2} \frac{1}{\omega} \frac{\partial \kappa}{\partial x_i} \frac{\partial \omega}{\partial x_i} \quad (10)$$

Los números adimensionales son necesarios para la determinación de la forma de las burbujas y el patrón de flujo. Un mapa de forma de burbujas se puede observar en la figura 2.

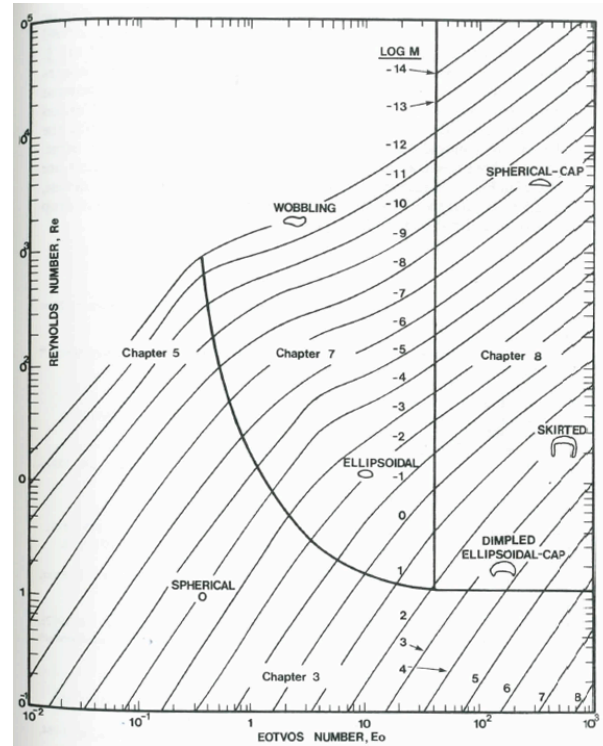


Figura 2. Regímenes para burbujas (Clift *et al.*, 2005)

En mecánica de fluidos, el número de Morton (Mo) es un número adimensional utilizado conjuntamente con el número de Eötvös (Eo) para caracterizar la forma de burbujas y gotas. El número de Morton se define como (Clift *et al.*, 1978):

$$M_o = \frac{g \mu_L^4}{\rho_L \sigma^3} \quad (11)$$

Por su parte, el número de Eötvös (Eo) es proporcional al cociente entre las fuerzas de flotación y las fuerzas debidas a la tensión superficial.

$$E_o = \frac{\Delta\rho g L^2}{\sigma} \quad (12)$$

El número de Reynolds (Re) es la relación entre los términos convectivos y los términos viscosos de las ecuaciones de Navier-Stokes que gobiernan el movimiento de los fluidos. Este número adimensional viene dado por:

$$Re = \frac{\rho v_s D}{\mu} \quad (13)$$

## METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

La simulación del sistema bifásico aire-agua se realizó en el programa ANSYS CFX 12.1, en el cual se usaron velocidades de entrada de aire de 0,0572; 0,0944 y 0,1605 m/s. Se consideró también que el sistema se encuentra en estado estacionario y en condiciones estándar, no hay reacción química y no hay salida ni entrada de agua.

Existen múltiples configuraciones de estas columnas de borboteo, la de interés en este artículo consta de una sección cilíndrica de tubos concéntricos y una sección cónica de entrada. La fase discontinua se inyecta al reactor, entra en contacto con una fase continua y, por efecto de la diferencia de densidad de las fases y el diseño de tubos concéntricos, se produce una recirculación constante de ambas fases en todo el sistema. Esta configuración es muy empleada en los bioreactores.

La forma en la que se operó el reactor en 1993 (Calvo *et al.*, 1993) consistió en llenar el reactor con agua hasta cierta altura y luego inyectar aire por la entrada inferior de la zona cónica. Por esto se usó un modelo de cálculo heterogéneo, el cual considera que las fases presentes en el sistema no se encuentran a la misma velocidad.

El modelo de turbulencia k-ε se aplica muy bien a flujos libres. Este modelo es sencillo y da una buena aproximación sobre la turbulencia generada en el sistema (Riera *et al.*, 2012). Sin embargo, en este estudio se empleó el modelo SST, que combina los modelos k-ε y k-ω según su cercanía a la pared, ya que en estudios anteriores (Riera *et al.*, 2011) se consideró el modelo de k-ω, el cual tuvo un mayor error en la estimación de la retención de gas. Por esta causa, se usó el modelo SST debido a que si bien se han obtenido resultados con desviación de los datos experimentales bajos (menores al 2%), al realizar un estudio de los valores de y+ se observa que se encuentran por encima de los valores recomendados para k-ε según el manual de usuario de ANSYS CFX 12.

Para la fuerza de arrastre, se eligió el modelo de Ishii Zuber

(1979) debido a que en trabajos anteriores (Riera *et al.*, 2011 y 2012) se demostró que modela muy bien la fuerza de arrastre sin necesidad de ajustar otros parámetros como en el modelo de arrastre de Grace (dos Santos *et al.*, 2007 y Riera *et al.*, 2011). Para las fuerzas de sustentación se asignó el valor del coeficiente de sustentación y para la fuerza de dispersión turbulenta se usó el modelo de Lopes de Bertolano (1991).

Sólo se consideran las fuerzas de arrastre, de sustentación y de dispersión turbulenta porque, en experiencias anteriores (Riera *et al.*, 2011 y 2012), se demostró que otro tipo de fuerzas interfaciales, como por ejemplo la fuerza de masa virtual, no influyen notablemente en el sistema estudiado. Otros autores indican que la fuerza de masa virtual es significativa en el sistema transitorio pero pierde importancia para sistemas estacionarios (Hamidipour *et al.*, 2012, Tabid *et al.*, 2007 y Zhang *et al.*, 2006).

Las ecuaciones se resolvieron en estado estacionario porque los datos experimentales con los que se validan fueron obtenidos en ese estado, además este tipo de simulación tiene un menor costo computacional. Aunque varios autores indican que es necesaria una simulación transitoria (Michele-Hempel, 2007, Schalleberg 2005, Jakobsen *et al.*, 2005), ya que no logran una simulación en estado estacionaria coherente.

Las dimensiones de la columna son 3 m de altura en la sección cilíndrica, 0,47 m de altura de la sección cónica, un diámetro interno de 0,30 m en la sección cilíndrica (Calvo *et al.*, 1993 y Pironti *et al.*, 1995):

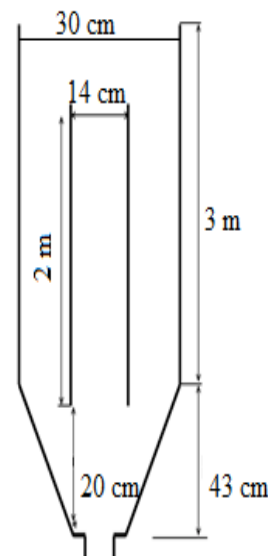


Figura 3. Esquema equipo experimental

Se verificó la independencia del mallado para todas las velocidades de entrada de gas, en la verificación del mallado sólo se consideró la fuerza de arrastre como única responsable de la transferencia de momento de interfases. Se requirió una malla de 113557 nodos para asegurar en todas las velocidades la independencia del mallado, se verificó que la caída de presión predicha con ambas mallas fuera menor al 1%, así como la retención de gas (tabla 1).

**Tabla 1.** Diferentes mallas tetraédricas usadas en las simulaciones

Malla	Nodos	Elementos
Media (1)	113557	404472
Fina (2)	187942	733425

Las condiciones de bordes empleadas se muestran en la tabla 2. Se empleó un algoritmo de 2° orden en la solución del sistema de ecuaciones.

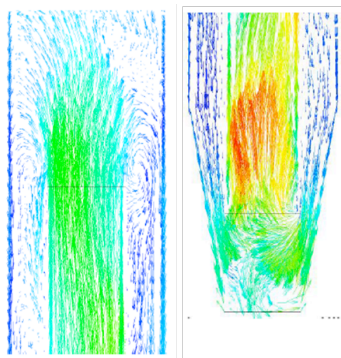
**Tabla 2.** Condiciones de borde de las simulaciones

Salida	Presión	1 atm
Entrada	Velocidad	0,0572, 0,0944, 0,1605 m/s
Pared	Sin deslizamiento	Agua

Luego se procedió a realizar las simulaciones considerando fuerza de arrastre y fuerza de sustentación ( $C_L = 0,1$  y  $0,5$ ). Posteriormente, se continuó con tres fuerzas interfasiales: fuerza de arrastre, fuerza de sustentación ( $C_L = 0,1$  y  $0,5$ ) y fuerza de dispersión turbulenta ( $C_{TD} = 0,1$  y  $0,5$ ).

## RESULTADOS EXPERIMENTALES Y DISCUSIÓN

Las distintas simulaciones bifásicas muestran que predicen el comportamiento cualitativo esperado del tipo de reactor simulado, un efecto fuente a la salida del tubo concéntrico y una zona de alta turbulencia en la zona cónica. La alta turbulencia se puede ver en la presencia de remolinos a la entrada del tubo concéntrico como puede verse en la figura 4.

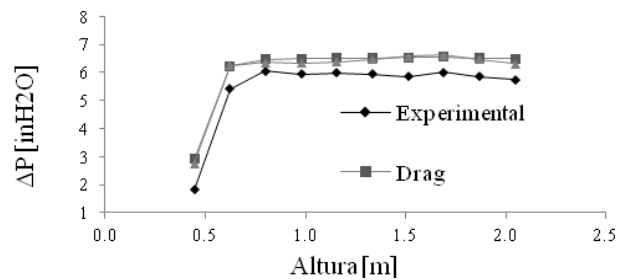


**Figura 4.** Velocidad del aire en la columna de burbujeo

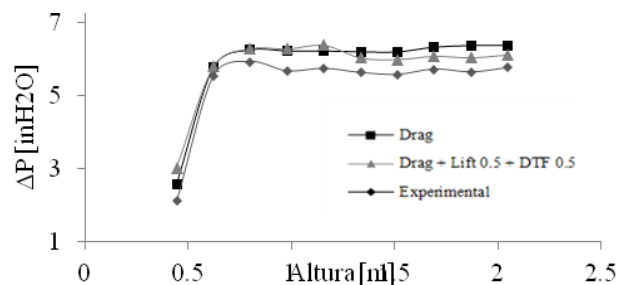
Un fenómeno importante corresponde a la aparición de remolinos como consecuencia del flujo turbulento dentro del reactor. Este fenómeno es favorable a la transferencia de masa ya que, al igual que el reciclo, promueve el contacto interfacial. Hay que destacar que los remolinos de pequeña escala tienen un carácter caótico, es decir, no pueden ser predichos. Los remolinos de mayor escala sí pueden ser estimados por el método RANS empleado en la simulación. Como se discutió en el marco teórico la hidrodinámica de los sistemas bifásicos dependen de las fuerzas interfaciales presentes. Por esa razón se presenta a continuación un análisis donde se muestra el efecto de la fuerza de arrastre de sustentación y dispersión turbulenta sobre las simulaciones de la hidrodinámica bifásicas.

El motivo por el cual se muestra la fuerza de arrastre para todos los casos estudiados se debe a que es la fuerza interfacial de mayor contribución al momento interfacial. Por esta razón se escogió como base para analizar las demás contribuciones.

En las siguientes seis figuras se muestran los perfiles de caída de presión para la zona axial y anular del reactor para cada una de las velocidades de entradas estudiadas (0,0572; 0,0944 y 0,1605 m/s). Las primeras tres gráficas representan caída de presión a lo largo del reactor en la zona axial.



**Figura 5.** Caída de presión en la zona axial para 0,0572 m/s



**Figura 6.** Caída de presión en la zona axial para 0,0944 m/s



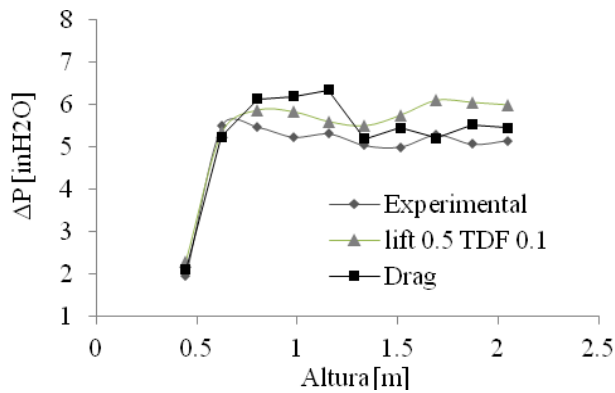


Figura 7. Caída de presión en la zona axial para 0,1605 m/s

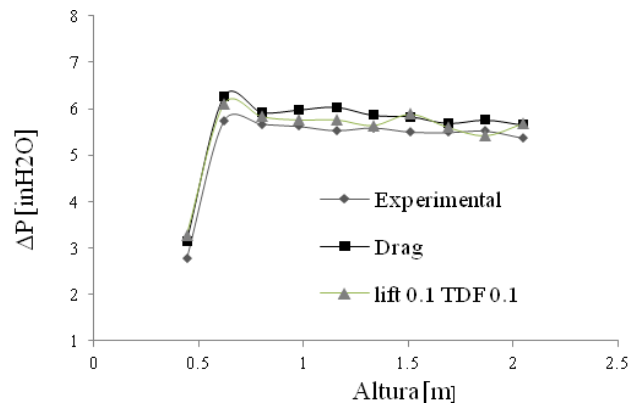


Figura 10. Caída de presión en la zona anular ( $r = 10,5 \text{ cm}$ ) para 0,1605 m/s

En todos los casos se puede notar un comportamiento común; en las gráficas existe una primera zona de crecimiento pronunciado y posteriormente una zona relativamente constante. Esto se debe a que los primeros dos puntos de las gráficas corresponden a la entrada del tubo concéntrico que es donde se presenta la mayor turbulencia. A medida que el aire avanza disminuye su velocidad, debido a efectos de esfuerzos entre las fases y paredes del reactor.

Es posible distinguir en el reactor de la izquierda el efecto de fuente que ocurre en la zona superior del tubo concéntrico (*draft tube*), donde una vez que sale el aire de esta zona se direcciona de manera tal que se logra el reciclo. Para la zona inferior de la figura de la derecha se aprecia la continuidad del reciclo anterior, donde gran parte del flujo proveniente de la zona anular ingresa al reactor por la zona central, sumado a este flujo la corriente de aire alimentada. Si bien en las figuras se muestra un comportamiento global similar, también se presentan diferencias debido a las distintas velocidades y zonas en estudio. Se observa que para la zona axial, conforme aumenta la velocidad, aumentan las fluctuaciones en la caída de presión en la zona media del reactor. Un factor que incide en la simulación es el diámetro de burbuja que se está considerando constante para todas las velocidades y que debería variar dependiendo de la velocidad de entrada, puesto que las fuerzas interfaciales presentan distinta intensidad y esto afecta la transferencia de momento entre las fases.

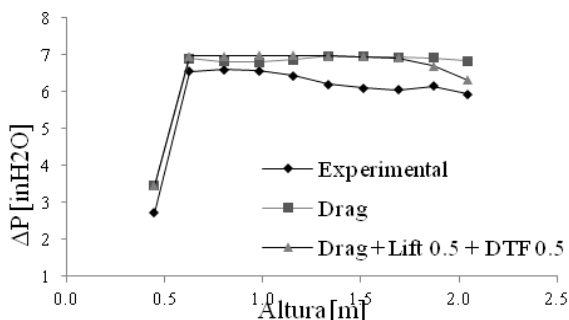


Figura 8. Caída de presión en la zona anular ( $r = 10,5 \text{ cm}$ ) para 0,0572 m/s

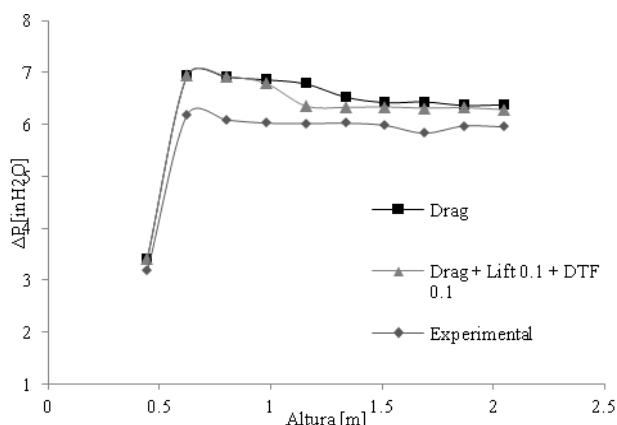


Figura 9. Caída de presión en la zona anular ( $r = 10,5 \text{ cm}$ ) para 0,0944 m/s

Como parte del análisis de la contribución de las fuerzas en el sistema en estudio, se aprecia la diferencia entre los resultados donde sólo se considera la fuerza de arrastre y donde se integran las demás fuerzas. Para todos los casos existe una mejora en los resultados al considerar la sustentación y dispersión turbulenta, lo que corrobora la contribución de las mismas. Sin embargo, para bajas velocidades, la mejora en los resultados, al incorporar estas fuerzas al estudio fluido-dinámico, no es tan marcada como para altas velocidades.

Uno de los mejores resultados obtenidos de las simulaciones corresponde al de la zona anular para la velocidad más alta (figura 10). La cercanía de estos resultados con los datos experimentales se atribuye al desarrollo del flujo a lo largo de esta zona. La composición y la velocidad del agua en esta sección dominan la dirección del flujo del aire mediante el arrastre. De esta manera, la fuerza de arrastre

proporciona un ajuste muy cercano al real. La exactitud del ajuste final depende de la consideración de las fuerzas de sustentación y de dispersión turbulenta. Éstas ajustaron con gran cercanía al modelo experimental utilizando coeficiente de 0,1 para cada caso.

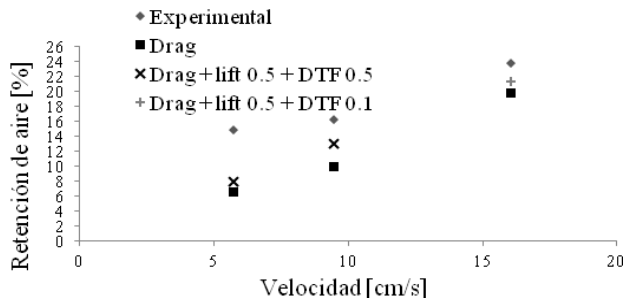


Figura 11. Retención de aire en la zona axial

En las figuras 11 y 12 se pueden observar los resultados de la fracción volumétrica de aire para las distintas velocidades en la zona axial y anular. Se aprecia como los resultados obtenidos se acercan más a los experimentales conforme aumenta la velocidad. Al igual que en los casos anteriores se evidencia una mejoría en los resultados al considerar las fuerzas de sustentación y dispersión turbulenta.

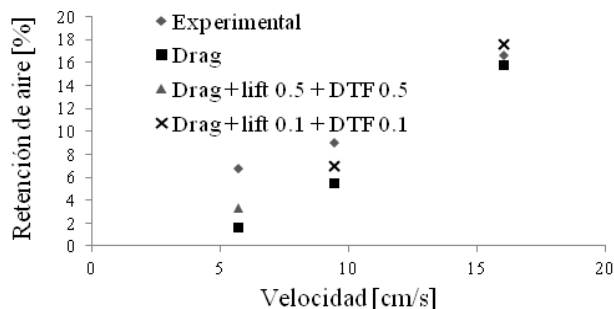


Figura 12. Retención de aire en la zona anular

Una característica propia del sistema en estudio, señalada por los datos experimentales, es la diferencia entre los valores de retención de aire para la zona axial y anular. Para la zona central estos valores son mayores que para la zona anular, evidenciado una mayor retención de aire para la primera zona. Esta característica es reproducida para los resultados simulados, lo cual evidencia nuevamente que el modelo reproduce satisfactoriamente el comportamiento cualitativo del sistema en estudio.

En las figuras 7 y 8 se evidencia que los mejores resultados muestran una formulación diferente de coeficientes de sustentación y de dispersión turbulenta. Ahora se puede observar que la formulación arrastre-sustentación  $C_L$  0,1-dispersión turbulenta  $C_{TD}$  0,1 siempre es la más alta para todas las velocidades de entrada de aire. Esto se ve en los resultados reportados por Tabid *et al.* (2008) y Zhang *et al.*

(2006). Para realizar la comparación directa con los valores de Pironti *et al.* (1995), que están descritos en términos de retención de gas y velocidades de entrada de gas, en vez de los números adimensionales:  $M$  y  $Eo$ , que permiten definir la forma de la burbuja, lo cual define su coeficiente de arrastre Clift *et al.* (1978). Aunque si se emplearan otros números adimensionales para describir a detalle patrones de flujos

En las tablas 3 y 4 se muestran los promedios del coeficiente de arrastre y Reynolds de burbuja en la zonas del tubo concéntrico y anular. Se puede observar que para las velocidades de 0,16 y 0,09 m/s los valores de  $C_d$  son más cercanos, mientras que para la velocidad de 0,0572 m/s la diferencia es mayor. Otro resultado interesante es que para el  $Re_{burbuja}$  son más cercanos para las velocidades de 0,0944 y 0,0572 m/s que para la de 0,1604 m/s, si se considera que a la velocidad de 0,1604 m/s es cuando mejor se ajustan los datos, esto indicaría que al estimar un mayor  $Re_{burbuja}$  se mejoran los resultados. Como este  $Re$  se calcula empleando el diámetro de burbuja, sería aconsejable aumentar dicho diámetro para mejorar el ajuste a los resultados experimentales.

Tabla 3. Coeficiente de arrastre-Reynolds de burbuja zona tubo concéntrico

$C_D$	$Re_{burbuja}$	Velocidad entrada (m/s)	Velocidad (m/s)
1,57233	409,07	0,1609	1,05345
1,58033	368,4	0,0944	0,948721
1,5337	353,607	0,0572	0,910624

Tabla 4. Coeficiente de arrastre-Reynolds de burbuja zona tubo anular

$C_D$	$Re_{burbuja}$	Velocidad entrada (m/s)	Velocidad (m/s)
1,5644	74,94	0,1609	0,192991
1,55868	42,166	0,0944	0,108588
1,50999	41,4282	0,0572	0,106688

Por último, se presenta la figura 13, la cual muestra los valores de número de Reynolds de burbuja obtenidos para las velocidades estudiadas en las diferentes zonas. Se observa como en el tubo concéntrico el régimen turbulento se intensifica respecto a la zona anular, en especial para la velocidad de 0,1605 m/s; lo cual es consistente con la discusión anterior, donde se afirmaba que debido a la intensidad del régimen turbulento se presentaban fluctuaciones en el perfil de presión.

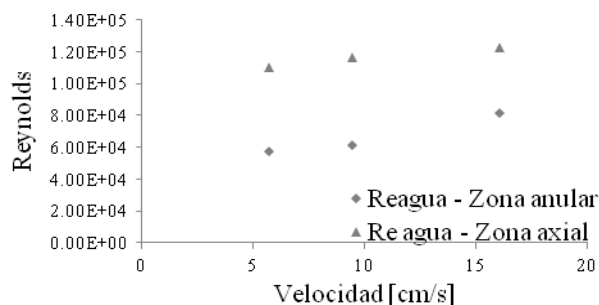


Figura 13. Reynolds del agua en la zona anular y axial

Bo es independiente de la altura, es decir, que el mezclado es independiente de la altura y por los valores del Bo ( $1 < Bo < 10$ ) el transporte difusivo es considerable.

Tabla 5. Número de Bodestein a diferentes  $U_{G0}$  y z

z (m)	Bo		
	0,0572 m/s	0,0944 m/s	0,1605 m/s
0,445	4,397210	4,254100	5,715980
0,623	3,928970	3,962920	4,087500
0,801	3,618730	3,879970	4,504730
1,157	3,902790	4,008150	4,607800
1,513	3,893960	4,048040	4,884380
1,869	3,881140	4,005300	4,890340

## CONCLUSIONES

- La simulación CFD de la columna de borboteo bifásica reproduce el comportamiento del sistema.
- La fuerza de arrastre es la fuerza interfacial con mayor contribución en la dinámica de fluidos del sistema.
- Las fuerzas de sustentación y dispersión turbulenta generan una mejora pronunciada de los resultados al introducirlas al análisis para altas velocidades.
- A velocidades medias y bajas se presenta un mayor error en la verificación de caída de presión. Esto puede deberse a que el diámetro de burbuja varía conforme aumenta la velocidad de entrada.
- Los coeficientes para las fuerzas sustentación y dispersión turbulenta que presentaron un mejor ajuste son:
  - Velocidad 5,72 cm/s :  $C_L = 0,5$  y  $C_{TDF} = 0,5$ .
  - Velocidad 9,44 cm/s:  $C_L = 0,5$  y  $C_{TDF} = 0,5$ .
  - Velocidad 16,05 cm/s:  $C_L = 0,1$  y  $C_{TDF} = 0,1$ .
- En la zona anular, es menor el error del modelo usado para velocidades de entrada de aire altas y medias respecto a la zona axial.

## REFERENCIAS

- BERTOLA F., VANNI M. Y BALDI G., "Application of Computational Fluid Dynamics to Multiphase Flow in Bubble Columns", International Journal of Chemical Reactor Engineering 1 (2003) artículo A3.
- BOTHE D., SHIRZADI H. Y WARNECKE H. "Evaluation of euler-euler simulations of bubble columns based on numerical tracer experiments", Chemical Engineering Research and Design, 85 (2007) 1491-1496.
- CALVO R., MEDINA V. R., "Caracterización Fluidodinámica de una Columna de Burbujeo de Tubos Concéntricos", Tesis de Grado, Universidad Simón Bolívar, Sartenejas, Caracas (1993).
- CLIFT R., GRACE J.R, WEBBER M, "Bubbles, Drops and particles" (2005), Editorial Dover.
- DOS SANTOS C., DIONISIO R., CERQUEIRA H., SOSA-AGUIAR E., MORI M. Y D'AVILA M., "Three dimensional gas-liquid CFD simulations in cylindrical bubble column", International Journal of chemical reactor engineering 5 (2007), Artículo A90.
- HALL F., MILOVAN PERIĆ. "Computational Methods for Fluid Dynamics" Second Edition .Editorial Springer (1999).
- HEMPEL D. Y MICHELE V. "Liquid flow and phase hold up-measurement and CFD modeling for two and three phase bubble columns ", Chemical Engineering Science, 57 (2002) 1899-1908.
- ISHI M., ZUBER N., "Drag coefficient and relative velocity in bubbly, droplet or particulate flows", AIChE Journal, 25 (1979), 843-855.
- JAKOBSEN H-, LINDBORG H., Y DORAO C., "Modeling of bubble column reactor: progress and limitations", Industrial Engineering Chemistry, Research, 44 (2005), 5107-5151.
- KANTARCI N., BORAK F. Y ULGEN K. "Column bubble reactors", Process biochemistry, 40 (2005), 2263-2283.
- MENTER F.R., "Two-equations eddy-viscosity turbulence models for engineering applications", AIAA Journal, 32 (1994), 1598-1605.
- MOTT R. "Mecánica de Fluidos Aplicada" 4ta edición- Editorial Prentice. USA (1995).
- PATEL G., "CFD simulation of two-phase and three-phase flows in internal-loop airlift reactors", Tesis de maestría,



Univesidad Tecnológica de Lappeenranta, Finlandia, 2010.

PIRONTI F.F., MEDINA V.R., CALVO R.Y SÁEZ A.E., “Effect of draft tube position on the hydrodynamics of a draft tube slurry bubble column”, Chemical Engineering Journal, vol. 60, pp. 155-160, (1995).

RIERA J., ZEPPIERI S. Y DERJANI S., “Evaluation of Interphase Drag Models for the Determination of Gas Hold-Up of an Air-Water System in a Spouted Bed using CFD”, Journal of Computational Methods in Science and Engineering, 12 (2012), 269-281.

RIERA J., ZEPPIERI S., ROJAS L. Y DERJANI S., “CFD Simulation of Air-Water in Spoud Bed”, Chemical Engineering Transactions, 24 (2011), 1471–1476.).

SCHALLENBERG J., EN J. Y HEMPEL D., “The important role of local dispersed phase hold-ups for the calculation of three-phase bubble columns”, Chemical Engineering Science, 60 (2005) 6027-6033.

TABIB M., ROY S. Y JOSHI J., “CFD simulation of bubble column-An analysis of interphase forces and turbulence models”, Chemical Engineering Science, 139 (2008), 589-614.

YAMASHITA F., “Simulation of gas holdup in a bubble column with a draft tube for gas dispersion into an annulus”, Chemical Engineering Transactions, 24 (2011), 1393-1398.

ZHANG D., DEEN N.G. Y KUIPERS J.A.M., “Numerical simulation of the dynamic flow behavior in a bubble column: A study of closure for turbulence and interface forces” Chemical Engineering Science, 61 (2006), 7593-7608.

## SIMBOLOGÍA

- $B_o$ : Número de Bodestein (o Peclet)
- $C_D$ : coeficiente de arrastre.
- $C_L$ : coeficiente de sustentación.
- $C_{TD}$ : coeficiente de dispersión turbulenta.
- $D$ : diámetro de la tubería a través de la cual circula el fluido o longitud característica del sistema.
- $D_o$ : diámetro entrada sección cónica.
- $G$ : producción de energía turbulenta.
- $g$ : aceleración de la gravedad.
- $H$ : altura de la sección cilíndrica de la columna.
- $H_C$ : altura de la sección cónica de la columna.
- $H_D$ : altura del tubo concéntrico.
- $L$ : longitud característica.
- $L_D$ : distancia de la entrada de la sección cónica al tubo concéntrico.
- $v_s$ : velocidad característica del fluido.
- $E_o$ : Número de Eötvös
- $M_o$ : Número de Morton
- $Re$ : Número de Reynolds

## Signos griegos

- diferencia de densidades entre las dos fases.
- $\rho_l$ : densidad de líquido.
- $\rho_g$ : densidad de gas.
- $\rho$ : densidad del fluido.
- $\mu_l$ : viscosidad del líquido.
- $\mu$ : viscosidad dinámica del fluido.
- $\sigma$ : tensión superficial.
- $\varepsilon$ : energía turbulenta.
- $\varepsilon_l$ : fracción volumétrica del líquido
- $\varepsilon_g$ : fracción volumétrica del gas.
- $\omega$ : dispersión de energía turbulenta.