

Relación entre la energía cinética disipada por un inyector de gas tipo jet en medios acuosos y las características de las dispersiones de gas

Ramiro Escudero García, Francisco J. Tavera Miranda

Departamento de Metalurgia Extractiva, Instituto de Investigaciones Metalúrgicas, Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, Ciudad Universitaria, Morelia, Michoacán, México

Relationship among the kinetic energy dissipated by a jet sparger in aqueous media and the characteristics of the gas dispersion

Relació entre l'energia cinètica dissipada per un inyector de gas tipus jet en medis aquosos i les característiques de les dispersions de gas

Recibido: 17 de septiembre de 2009; revisado: 9 de noviembre de 2009; aceptado: 2 de diciembre de 2009

RESUMEN

En los sistemas de procesamiento de materiales que involucran fenómenos como reacciones químicas ó transferencia de masa en las interfases gas-líquido ó gas-sólido-líquido, las características de las dispersiones son determinantes en el rendimiento de dichos procesos.

Se instalaron cuatro inyectores de gas tipo tobera con orificio de descarga de abertura variable en una celda de flotación sub-aireada y una columna de flotación piloto para la producción de dispersiones de burbujas de gas en medios líquidos.

Se obtuvieron datos experimentales de las características de las dispersiones de gas (diámetro de burbuja, fracción de gas y área superficial de flujo de burbujas) generadas con estos inyectores. Los diámetros promedio de burbujas fueron medidos mediante la técnica fotografía-análisis de imágenes utilizando un sensor para obtener muestras de nubes de burbujas. La fracción volumétrica de gas se estimó utilizando un sensor basado en la conductividad eléctrica de las fases.

Del tratamiento estadístico de los datos se derivó un modelo matemático que relaciona el diámetro promedio de burbuja con la caída de presión en el dispersor que ocasiona el flujo superficial de gas a través del mismo, el flujo superficial de líquido en el equipo de dispersión, las características dimensionales del inyector y la tensión superficial del medio.

La validación del modelo que predice diámetros promedio de burbuja se realizó en una columna de flotación de 50 cm de diámetro y cuatro metros de altura con los cuatro inyectores instalados. Los resultados experimentales muestran que es posible diseñar ó predecir diámetros promedios de burbuja empleando este tipo de dispersores de gas tipo jet con descarga de abertura variable en medios acuosos.

Palabras clave: dispersores de gas, diámetro de burbuja, columna de flotación, celda de flotación, análisis de imágenes.

SUMMARY

In the gas-liquid and gas-liquid-solid systems where chemical reactions and mass transfer phenomena take place, the efficiency of such process depends on the characteristics of the dispersions.

Four jet spargers with variable gas discharge were installed in both a flotation laboratory cell and a 0.50 m flotation column, in order to produce a gas dispersion in liquid media.

Experimental data of bubble diameter, gas holdup, and bubble surface area rate were obtained. The average Sauter bubble diameter was measured for every experimental point through the photography-image analysis technique, whereas the estimated bubble diameter was calculated by applying the drift flux model. The gas hold-up was measured through a sensor based on conductivity.

A mathematical from experimental data was derived relating the bubble diameter with the pressure drop inside the bubble generator, the superficial flowrate in the tailings stream, the surface tension of the media, and the dimensional characteristics of the sparger. The model was validated by running a set of experiments in a 0.50 m flotation column with the same four spargers installed.

Experimental results show that there is possible to scale-up or design bubbles for a given application using the spargers described in this work.

Keywords: Jet spargers, bubble diameter, flotation columns, cell column, image analysis.

* Autor para la correspondencia: jtavera@umich.mx

RESUM

En els sistemes de processament de materials que involucren fenòmens com reaccions químiques o transferència de massa en les interfases gas-líquid o gas-sòlid-líquid, les característiques de les dispersions són determinants en el rendiment d'aquests processos.

S'instal·len quatre injectors de gas tipus tovera amb orifici de descàrrega d'obertura variable en una cel·la de flotació sub-airejada i una columna de flotació pilot per a la producció de dispersions de bombolles de gas en medis líquids.

S'obtenen dades experimentals de les característiques de les dispersions de gas (diàmetre de bombolla, fracció de gas i àrea superficial de flux de bombolles) generades amb aquests injectors. Els diàmetres promig de les bombolles es mesuren mitjançant la tècnica fotografia-anàlisi d'imatges, utilitzant un sensor per obtenir mostres dels núvols de bombolles. La fracció volumètrica de gas s'estima utilitzant un sensor basat en la conductivitat elèctrica de les fases.

Del tractament estadístic de les dades, es deriva un model matemàtic que relaciona el diàmetre promig de bombolla amb la caiguda de pressió en el dispersor que ocasiona el flux superficial de gas a través del mateix, el flux superficial de líquid en l'equip de dispersió, les característiques dimensionals del injector i la tensió superficial del medi.

La validació del model que prediu els diàmetres promig de bombolla es realitza en una columna de flotació de 50 cm de diàmetre i quatre metres d'altura amb els quatre injectors instal·lats. Els resultats experimentals mostren que és possible dissenyar o predir diàmetres promig de bombolla emprant aquest tipus de dispersors de gas tipus jet amb descàrrega d'obertura variable en medis aquosos.

Mots clau: dispersors de gas, diàmetre de bombolla, columna de flotació, cel·la de flotació, anàlisi d'imatges.

INTRODUCCIÓN

En la pràctica de la ingeniería química, metalúrgica y de los minerales los sistemas de reacción y procesamiento de fases múltiples, gas-líquido y gas-sólidos-líquido, son comunes en diferentes aplicaciones de esas áreas. En tales sistemas las características de las inter-fases que se forman durante la dispersión de las fases, juegan un papel fundamental en los fenómenos que toman lugar durante el procesamiento de los materiales.

En estos sistemas de procesamiento de materiales la magnitud del área de la inter-fase gas-vapor determina la eficiencia de aquellos procesos controlados por la transferencia de masa en la inter-fase; entonces, el tamaño de las burbujas producidas por unidad de gas alimentado al sistema de reacción define las propiedades del proceso en cuestión. A su vez, la distribución de los tamaños de las burbujas y su magnitud determinan las características asociadas con la dispersión de gas en los medios de reacción, tales como, la fracción de gas retenido en la dispersión, la velocidad superficial de las fases y sus distribuciones radiales, determinando todo ello las características hidrodinámicas y eficiencias en el sistema. De estas consideraciones, las dimensiones de las burbujas en un medio acuoso o en una pulpa sólidos-líquido,

determinan en gran medida la eficiencia del proceso por lo que cualquier esfuerzo por controlar y predecir las dimensiones de las burbujas constituye una contribución importante al estado del arte.

Se presenta en la literatura [1] una revisión sobre estudios sobre la formación de burbujas y la velocidad de ascenso de las burbujas en sistemas gas-líquido, de donde se deriva que los métodos experimentales fotográficos son útiles para la medición del ascenso de burbujas en líquidos estacionarios y, aún en fluidos de dos fases dispersas, estando limitado en el segundo caso por la frecuencia de las burbujas. Se han hecho intentos por medir la velocidad de ascenso de las burbujas usando métodos intrusivos y no-intrusivos con anemómetros, estando limitados los datos a la eliminación cuidadosa del ruido experimental.

Se estudió experimentalmente mediante un método fotográfico la formación de burbujas en una columna de flujo descendente (celda de flotación Jameson) [2], de donde se derivó un modelo empírico que relaciona el diámetro de las burbujas producido en función de la relación de la distancia axial de observación/diámetro de la boquilla de alimentación del líquido, la relación velocidad superficial del gas/velocidad superficial del líquido, el número de Froude en base al diámetro de la boquilla de alimentación del líquido, el número de Reynolds, el número Suratman basado en el diámetro de la boquilla de alimentación del líquido, concluyendo que tal correlación puede recomendarse para escalar este tipo de sistemas a escala industrial.

La distribución de los tamaños de burbujas fue estudiada en columnas de flotación dotadas de generadores porosos de burbujas mediante técnicas fotográficas, presentando las mediciones de las dimensiones de las burbujas en función de: la frecuencia de la formación de las burbujas, el número de poros en los generadores de burbujas, altura sobre el generador de burbujas, velocidad superficial del gas y, del flujo de gas equivalente por orificio [3]. Los resultados de estas mediciones se validaron en función de un modelo de distribución de tamaños de burbujas que se presenta en la literatura [4]; los resultados experimentales y las predicciones del modelo mostraron una buena aproximación.

Se observó la distribución de los tamaños de las burbujas generadas en recipientes de contacto gas-líquido, agitados mecánicamente, mediante una técnica de succión de muestras de burbujas de gas [5], encontrándose que la distribución del tamaño de las burbujas de gas varía considerablemente entre las distintas regiones del recipiente de contacto, presentando una desviación considerable de la distribución normal estándar. El aumento en la velocidad de agitación produce una disminución en el tamaño promedio de las burbujas a bajos flujos de gas, teniendo el efecto opuesto a medida que el gasto de gas incrementa.

Se estudió el efecto de espumantes en los tamaños de burbujas producidos en una celda de flotación en donde el gas fue inyectado a través de generadores de orificio, pumantes controlan el tamaño de las burbujas mediante el control en la coalescencia de las burbujas; el tamaño de las burbujas en medios en donde la concentración del espumante es menor que la concentración crítica de coalescencia, es producido por la coalescencia de las burbujas. Bajo concentraciones de espumante por encima de la concentración crítica de coalescencia este fenómeno se previene.

Se observó experimentalmente en columnas de flotación con dos tipos de dispersores de gas, plato poroso y plato con boquillas, que en líquidos coalescentes el tamaño de las burbujas de gas no depende del tipo de generador de burbujas, sino que depende de la coalescencia de las burbujas; por otra parte, el tamaño de las burbujas producidas en medios no-coalescentes depende grandemente del tipo de dispersor de gas usado [9].

Se identificó un mecanismo de coalescencia-rompimiento de burbujas de gas en sistemas dinámicos gas-líquido [10]. La coalescencia de dos burbujas produce la formación de una onda anular que se desplaza sobre la superficie de la burbuja alejándose del punto de ruptura de la película, en este proceso, el movimiento de la onda sobre la película de la burbuja produce una distorsión en esta nueva burbuja, lo cual puede producir una extensión inestable que conduce a la separación de la zona distorsionada de la burbuja originando una burbuja hija de menor tamaño que la burbuja coalescente. En sistemas dominados por la coalescencia, el proceso resulta en la generación de un número significativo de burbujas mucho más pequeñas que el tamaño promedio Sauter de las burbujas.

En el presente trabajo, se pretende controlar los tamaños de las burbujas al inyectar un gas en medios acuosos, mediante inyectores tipo jet con orificio de descarga de abertura variable, controlando la velocidad superficial del gas y, la presión diferencial en el orificio de descarga. El fenómeno de formación de burbujas se basa en que los tamaños de las mismas dependen de la energía cinética disipada por el gas y de la tensión superficial del medio. Los experimentos para validar la propuesta, se llevaron a cabo en una celda de flotación sub-aireada y en una columna de flotación, en escala planta piloto.

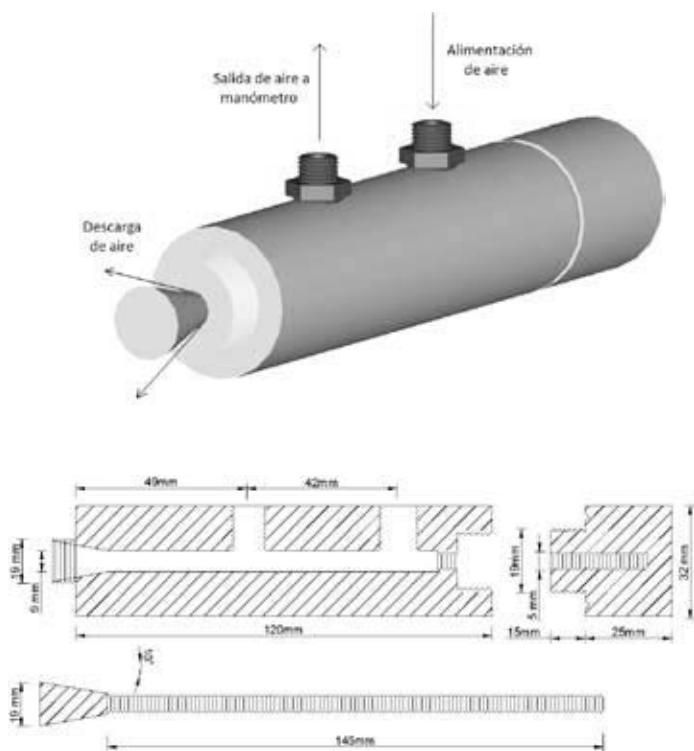


Figura 1. Representación isométrica y detalles de construcción del inyector de gas de abertura variable.

DESARROLLO EXPERIMENTAL

Se construyeron y caracterizaron cuatro inyectores de gas tipo tobera, con orificio de descarga de abertura variable, para su instalación en los equipos de flotación de laboratorio y piloto. El inyector de gas se presenta en la Figura 1.

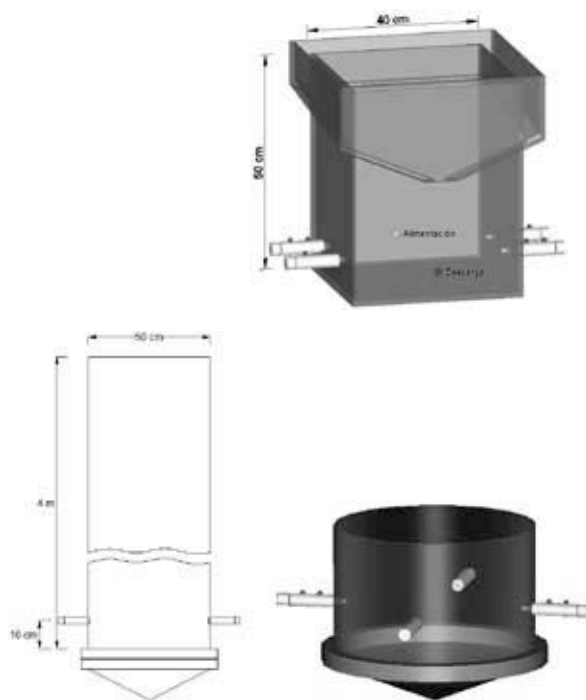


Figura 2. Representación isométrica del equipo de flotación usado en los experimentos: arriba, celda de flotación sub-aireada; abajo, columna de flotación.

Los experimentos fueron realizados en dos sistemas de flotación; una celda de flotación sub-aireada (40 cm de lado, 40 cm de fondo, 50 cm de alto) y una columna de flotación (50 cm de diámetro, 400 cm de altura). En cada uno de estos equipos se instalaron los cuatro inyectores de gas. La Figura 2 ilustra esquemáticamente el equipo de flotación utilizado.

En ambos sistemas se midieron la fracción volumétrica de gas (C_g), empleando la técnica de medición de conductividad eléctrica [11, 12] y el flujo superficial de gas (J_g) mediante un sensor de desplazamiento de líquido por el gas, en un punto específico de medición [13]. La Figura 3 esquematiza el principio de medición de J_g .

Para la medición del diámetro promedio de burbuja se empleó la técnica fotográfica seguida por un análisis de imágenes. Se construyó una sonda para captura y toma de evidencia fotográfica de nubes de burbujas, fabricada con material acrílico transparente, como se muestra en la Figura 4. Para cada punto experimental se tomaron cuatro fotografías y se midieron al menos 1000 burbujas para calcular el diámetro promedio de burbuja Sauter. Este diámetro que relaciona el volumen y el área de las burbujas se ha encontrado es el que define con mayor precisión una distribución de tamaño de burbujas [14, 15].

La tensión superficial del líquido se midió mediante un tensiómetro Cole-Palmer (59780-90). En cada experimento la tensión superficial de agua corriente se fijó adi-

cionando determinadas cantidades de surfactante metil-sobutilcarbinol (MIBC).

$$\Delta E_c = \frac{Q^2}{2\pi^2 R^4} \left[\frac{2r^2 R^2 - r^4}{(r^2 - R^2)^2} \right] = \frac{\Delta p}{\rho} \quad (1)$$

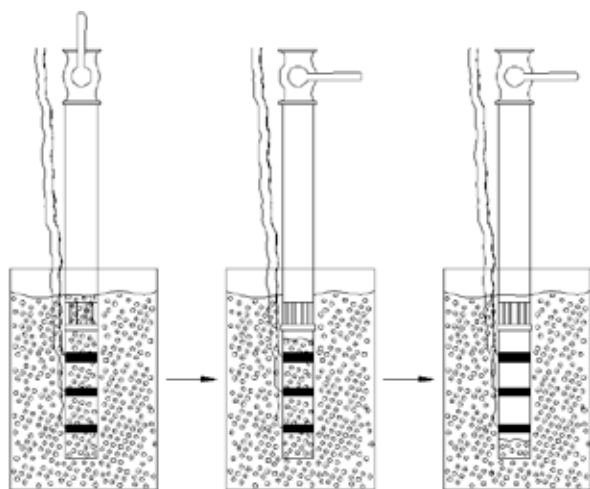


Figura 3. Representación esquemática del principio de operación del sensor de velocidad superficial del gas en los sistemas de flotación: izquierda, sensor abierto; centro y derecha, sensor cerrado mostrando el desplazamiento del líquido por el gas.

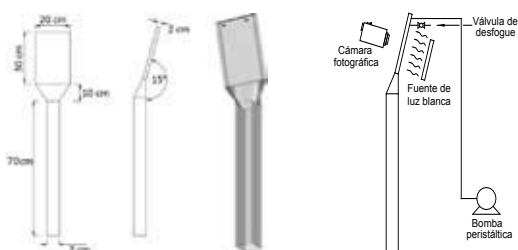


Figura 4. Detalles de la construcción de la sonda de toma de muestras de dispersiones gas-líquido, así como el principio de su funcionamiento.

Experimentación en la celda de flotación sub-aereada

La celda fue operada bajo régimen continuo; es decir, una vez llena la celda se mantuvieron constantes y simultáneamente los flujos de alimentación y descarga. La caracterización de los dispersores de gas tipo jet se llevó a cabo de acuerdo al programa experimental de la Figura 5.

Durante cada experimento se midieron las presiones en el punto del orificio de descarga del inyector y dentro del mismo, para estimar la energía cinética (ΔE_c) disipada por el gas en el proceso, usando la ecuación de Bernoulli para fluidos compresibles:

En donde R y r son los radios anulares mayor y menor del inyector respectivamente, Q es el flujo volumétrico del aire alimentado al dispersor, Δp es la caída de presión en el inyector, mientras que ρ , corresponde a la densidad del gas. De esta manera la energía disipada que se estima puede relacionarse con los tamaños de las burbujas medidas y con los valores de las propiedades del sistema de flotación.

Experimentación en la columna de flotación

Se realizaron experimentos en la columnas de flotación descrita en la figura 2 para validar los resultados de la caracterización de los dispersores de gas en la celda

sub-aereada. Se fijaron los valores del flujo superficial de aire en 0.625 cm/s y el flujo de la bomba de colas ó descarga en 0.18 cm/s. La tensión superficial del líquido se modificó con las cinco concentraciones de espumante experimentadas en la celda. Las variables medidas corresponden a las indicadas en la figura 5.

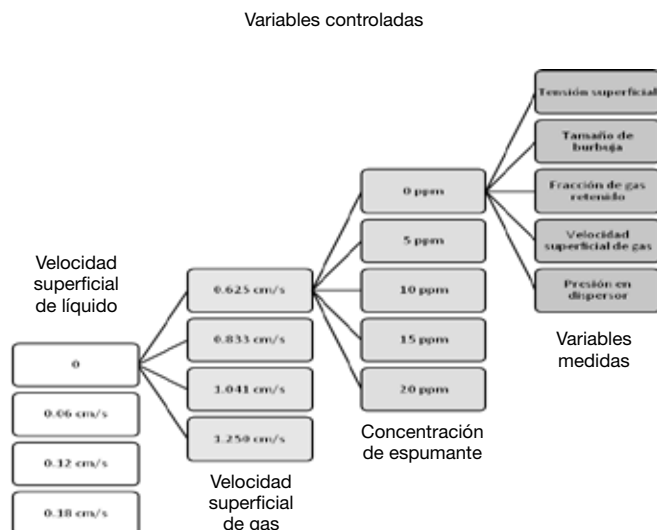


Figura 5. Variables controladas y medidas durante la caracterización de los dispersores tipo jet en la celda de flotación sub-aereada.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

La Figura 6 muestra la relación entre la concentración de MIBC en las soluciones experimentales y los valores de tensión superficial medidos.

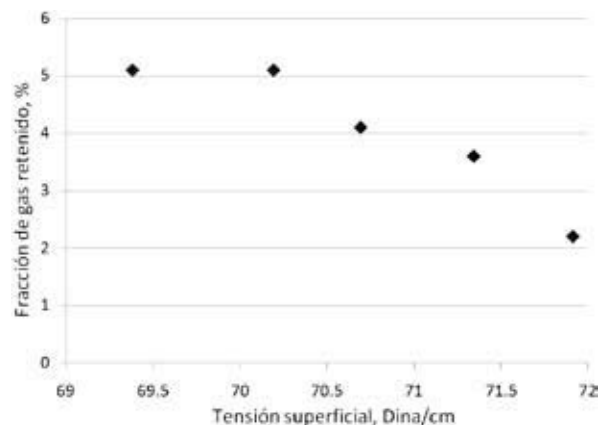


Figura 6. Cambios en la tensión superficial de soluciones acuosas con la adición MIBC.

Por otra parte los valores estimados de diámetro Sauter de las burbujas en los sistemas experimentales, en función de la tensión superficial del líquido, se muestran en la Figura 7, bajo condiciones de velocidad superficial de gas constante ($J_g = 0.625$ cm/s) y velocidad superficial de líquido constante ($J_l = 0.18$ cm/s). Se observa que el tamaño de burbuja disminuye con la tensión superficial; sin embargo, cuando la concentración de MIBC es mayor a 10 ppm, los diámetros de burbujas no son afectadas por

la tensión superficial. Lo anterior está relacionado con la concentración crítica de coalescencia (CCC); a concentraciones mayores a la CCC, el tamaño de la burbuja está determinado por las características del dispersor de gas y por el grado de coalescencia de las burbujas, mientras que a concentraciones menores a la CCC, el tamaño de burbuja está determinado por las características del dispersor y por la tensión superficial. Estas observaciones son similares a las reportadas en la literatura [6, 16]. Para un flujo de gas alimentado en un sistema de burbujeo gas-líquido, el valor de la fracción de gas retenido depende del tamaño de las burbujas que se producen; a medida que el tamaño de las burbujas disminuye, la fracción de gas retenido aumenta.

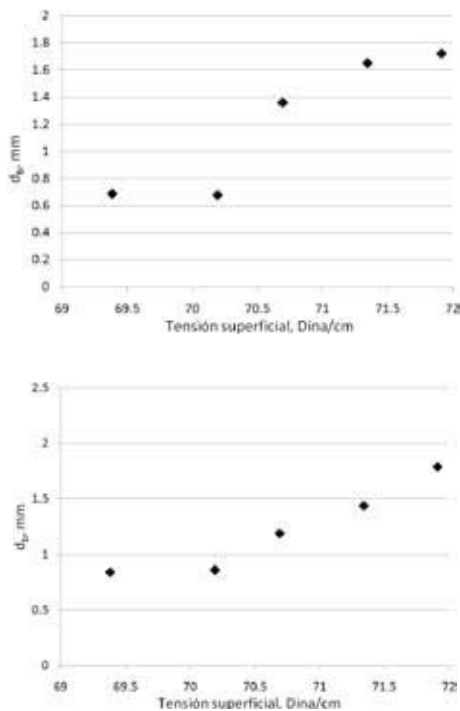


Figura 7. Resultados experimentales del diámetro de las burbujas en función del valor de la tensión superficial del medio ($J_g = 0.625 \text{ cm/s}$; $J_l = 0.18 \text{ cm/s}$): izquierda, celda de flotación sub-aireada; derecha, columna de flotación.

Como se aprecia en la Figura 8 el efecto de la tensión superficial en la fracción de gas retenido es consistente con el efecto de esta sobre el diámetro de la burbuja en los sistemas de flotación estudiados; cuando los valores de la tensión superficial son mayores a 70 dinas/cm la fracción de gas disminuye sensiblemente debido al aumento en el tamaño de las burbujas. Cuando los valores de la tensión superficial son menores que 70 dinas/cm, la fracción de gas retenido se mantiene a un valor prácticamente constante de 5% en la celda de flotación; y de 8% en la columna de flotación. La diferencia entre la celda de flotación y la columna de flotación está asociada a la diferencia entre los patrones de mezclado y circulación de estos dos procesos.

Otra característica de las dispersiones de gas es el flujo del área superficial de burbujas (S_b , con unidades de cm^2/s) disponible para el transporte de masa durante el proceso de flotación. El término S_b representa la superficie de la inter-fase vapor-líquido disponible para

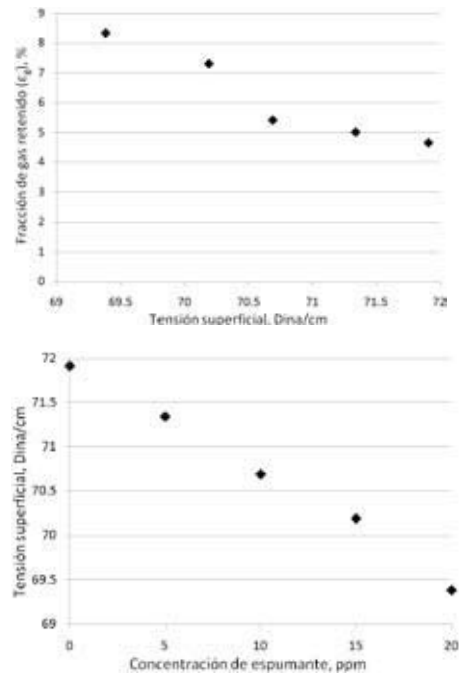


Figura 8. Efecto de la tensión superficial en la fracción del aire retenido ($J_g = 0.625 \text{ cm/s}$; $J_l = 0.18 \text{ cm/s}$): izquierda, celda de flotación sub-aireada; derecha, columna de flotación.

colectar especies hidrófobas en un proceso de flotación. Los resultados experimentales muestran que a medida que se introduce una mayor cantidad de gas en el sistema de flotación (un aumento en la velocidad superficial del gas, $J_g = Q_g/A_g$), el flujo del área superficial de las burbujas se incrementará, siendo mayor a medida que la velocidad superficial del gas se incrementa y el tamaño de las burbujas disminuye ($S_b = 6 J_g/d_b$) [17].

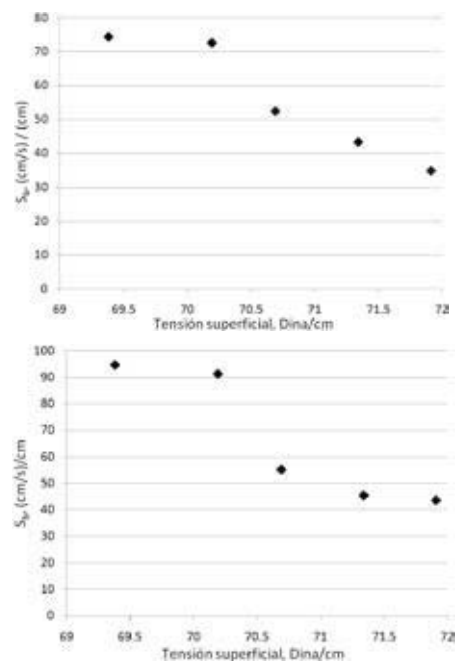


Figura 9. Relación entre el flujo de área superficial de burbujas y la tensión superficial ($J_g = 0.625 \text{ cm/s}$; $J_l = 0.18 \text{ cm/s}$): izquierda, celda de flotación neumática; derecha, columna de flotación.

Se puede anticipar que al disminuir el diámetro de las burbujas por unidad de gas alimentado, como resultado de la disminución en el valor de la tensión superficial, la fracción volumétrica de gas retenido aumentará y la superficie de burbujas que cruza una superficie unitaria normal a la dirección del flujo de gas también aumentará. En relación al flujo de gas inyectado al dispersor, éste se relaciona con la energía cinética que se disipa, lo que significa que al aumentar el flujo de aire alimentado al dis-

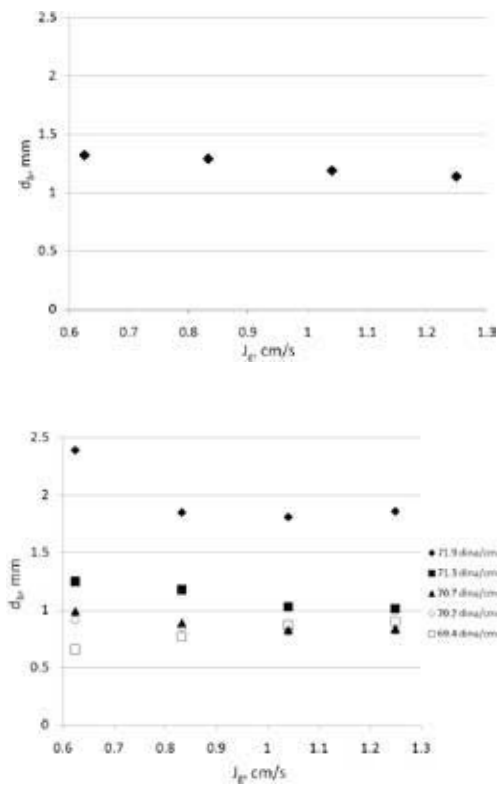


Figura 10. Efecto de la velocidad superficial del gas en el tamaño de burbuja producida en una celda de flotación sub-aerada (izquierda) y en una columna de flotación (derecha).

persor se formará más superficie interfacial vapor-líquido, reflejándose en el incremento del número de burbujas y la disminución del diámetro de las mismas. Este efecto se muestra en la Figura 10 para los datos experimentales de la celda neumática y la columna de flotación (esta última bajo una tensión superficial de 70.7 dina/cm).

Se observa que cuando la tensión superficial del líquido es elevada, el diámetro de la burbuja que se produce es afectado de manera más notoria por la velocidad superficial del gas, sin embargo, cuando la concentración de espumante es mayor que 10 ppm, el diámetro de burbuja es determinado principalmente por la tensión superficial y en menor medida por la velocidad superficial del gas. Otra forma de evidenciar el efecto de la velocidad superficial del gas en el sistema de flotación es representando las variables velocidad superficial de gas, tensión superficial y diámetro de burbuja en términos del flujo del área superficial de las burbujas, S_b , como se muestra en la Figura 11.

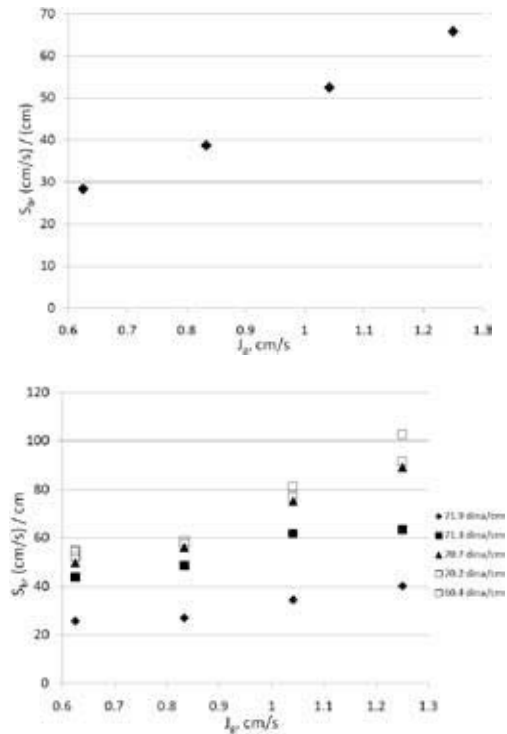


Figura 11. Efecto de la velocidad superficial del gas en el flujo del área superficial de las burbujas en el sistema de flotación: izquierda, celda de flotación sub-aerada; derecha, columna de flotación (70.7 dina/cm).

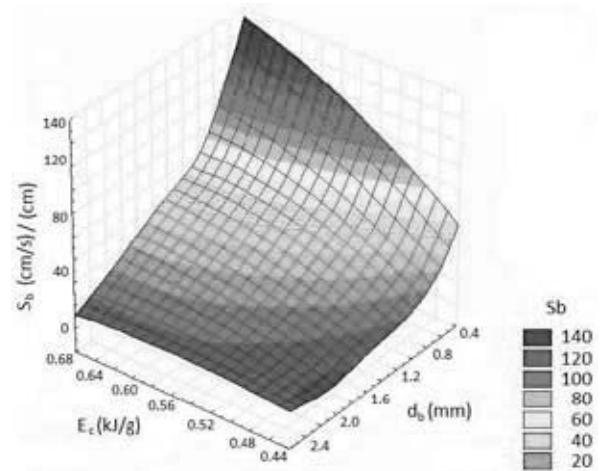


Figura 12. Efecto de la energía cinética disipada en el diámetro de burbuja y el área superficial de flujo de burbujas (S_b).

Se calculó la energía cinética disipada experimental (E_c experimental) mediante la ecuación (1) conociendo las características dimensionales del dispersor y con los datos experimentales de flujo superficial de aire y caída de presión dentro del generador de burbujas. Esta energía se relacionó con el diámetro promedio de burbuja y con el área superficial de las mismas como se esquematiza en la Figura 12. Como se observa, a medida que se incrementa la energía cinética disipada, el tamaño de burbuja disminuye, debido a que se dispone de una cantidad de energía suficiente para crear una superficie mayor, lo cual se ve reflejado en la generación de burbujas de diámetro menor.

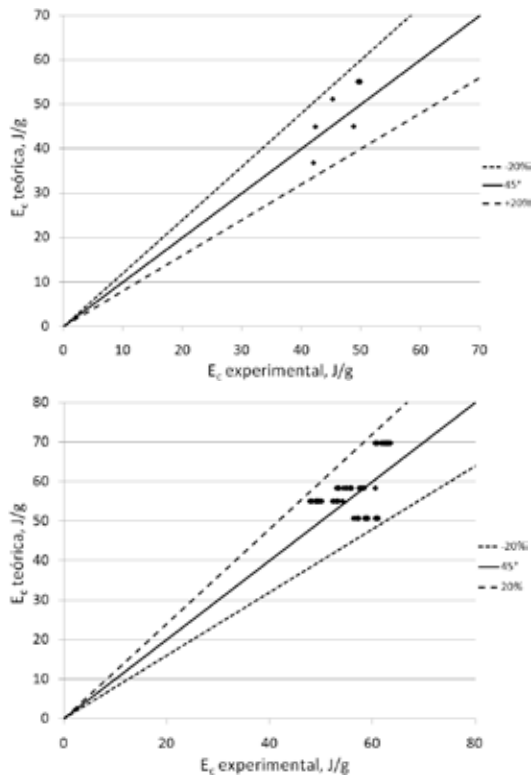


Figura 13. Comparación entre la energía cinética determinada experimentalmente y la estimada de las consideraciones geométricas del dispersor: caso de la celda de flotación sub-aireada (izquierda); y, caso de la columna de flotación (derecha).

También se calculó la energía cinética teórica (E_c teórica) conociendo las características dimensionales del dispersor y suponiendo valores del flujo volumétrico de gas alimentado al generador de burbujas, de acuerdo a la ecuación (1). La comparación entre las energías cinéticas experimental y teórica se muestra en la Figura 13.

Se puede apreciar que existe una buena concordancia entre las energías cinéticas experimental y teórica, por lo que se deriva que con el conocimiento de las características dimensionales de este tipo de dispersor y las propiedades físico-químicas del medio, es posible predecir o diseñar tamaños de burbuja.

Del tratamiento estadístico de los datos experimentales se deriva la siguiente ecuación lineal de correlación entre el diámetro promedio de burbuja (d_b) y las velocidades superficiales de gas (J_g) y de líquido (J_l), la tensión superficial del medio (σ) y la caída de presión en el dispersor (Δp). La ecuación para el modelo empírico se presenta a continuación:

$$d_b = -14.47 - 0.033J_g - 0.013J_l + 0.206\Delta p + 0.218\sigma \quad (2)$$

En la ecuación anterior, el término Δp puede ser sustituido a partir de la ecuación (1), para obtener una expresión en términos de las características físicas del dispersor de gas (relación de radios del orificio de descarga del dispersor). La expresión obtenida es la siguiente:

$$d_b = -14.47 - 0.033J_g - 0.013J_l + \frac{0.206}{\rho_1 + \rho_2} \left[P_2 \rho_2 - P_1 \rho_1 - \frac{\rho_1 \rho_2 Q^2}{2\pi^2 R^4} \left(\frac{2r^2 R^2 - r^4}{(r^2 - R^2)^2} \right) \right] + 0.218\sigma$$

(3)

Validación del modelo en la columna

El modelo expresado por la ecuación (3), se validó en sus predicciones contra la medición directa del tamaño de las burbujas que se generan al utilizar nuevamente la sonda de toma de muestras de las dispersiones de gas y el correspondiente análisis de imágenes. En la Figura 14 se comparan los diámetros promedio de burbuja medidos contra los calculados mediante el modelo de la ecuación (3). Se puede observar que el modelo predice el tamaño de las burbujas con un error menor al 20% en todos los casos, lo cual es aceptable desde el punto de vista de su aplicación en ingeniería.

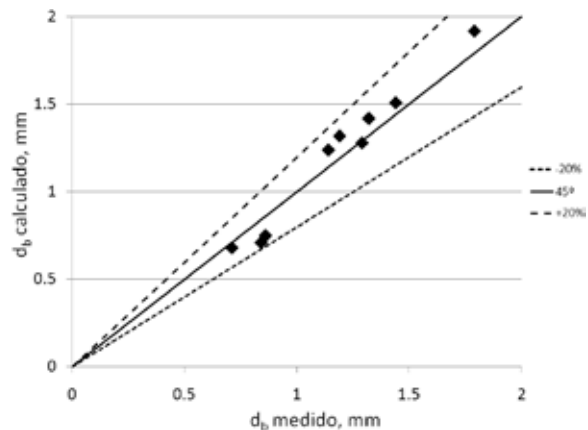


Figura 14. Comparación entre los diámetros de burbuja medidos (fotográfica-análisis de imágenes) y calculado de las predicciones del modelo, ecuación (3).

CONCLUSIONES

Se llevaron a cabo mediciones experimentales de tamaño de burbuja y fracción volumétrica de gas retenido, a dispersiones de gas generadas mediante inyectores de gas tipo jet con orificio de abertura de descarga variable. Del análisis de los resultados se derivan las siguientes conclusiones.

1. Es posible controlar y predecir el tamaño de las burbujas producidas en un sistema de flotación (aire-agua; sin sólidos) con el inyector de gas utilizado en el presente trabajo. Su diseño permite medir y controlar la presión en su interior, controlando la dimensión del orificio anular de descarga del gas.
2. Se desarrolló un modelo matemático empírico que predice el tamaño de las burbujas a partir de la dimensión del orificio anular de descarga del dispersor de gas, la velocidad superficial del gas, la velocidad superficial de líquido y la tensión superficial del medio:
3. Un incremento en la velocidad superficial del gas resulta en la disminución del tamaño de la burbuja, en un aumento en la fracción del gas retenido y en un incremento en el área superficial de flujo de burbujas; este comportamiento es debido a la cantidad de energía cinética del gas que se disipa para crear una nueva área superficial de la inter-fase vapor-líquido.
4. El modelo de arrastre presenta errores mayores al 20% en la predicción del tamaño de burbuja en la celda de flotación sub-aireada en comparación con el método fotográfico; en contraste, en la columna

de flotación el modelo presenta errores menores al 15%; estas diferencias se atribuyen a los tipos de mezclado entre estos dos procesos de flotación. En el caso de la celda de flotación, se tiene un mezclador cercano al caso perfecto, como lo indican los valores del número de dispersión (entre 3.8 y 5.8), mientras que la columna de flotación se acerca más a un mezclador tipo pistón como lo sugiere el valor del número de dispersión (entre 0.4 y 0.6).

BIBLIOGRAFIA

1. Kulkarni, A. A., Joshi, B. J. 2005. Bubble formation and bubble rise velocity in gas – liquid systems: a review. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 44, pp. 5873-5931.
2. Majumder, S. K., Kundu, G., Mukherjee, D. 2006. Bubble size distribution and gas – liquid interfacial area in a modified downflow bubble column. *Chem. Eng. J.*, 122, pp. 1-10.
3. Polli, M., Di Stanislao, M., Bagatin, R., Bakr, E. A., Masi, M. 2002. Bubble size distribution in the sparger region of bubble columns. *Chem. Eng. Sc.*, 57, pp. 197-205.
4. Colella, D., Vinci, D., Bagatin, R., Masi, M., Bakr, E. A. 1999. A study on coalescence and breakage mechanisms in three different bubble columns. *Chem. Eng. Sc.*, 54, 2331. Como se reporta en: Polli, M., Di Stanislao, M., Bagatin, R., Bakr, E. A., Masi, M. 2002. Bubble size distribution in the sparger region of bubble columns. *Chemical Eng. Sc.*, 57, pp. 197-205.
5. Barigou, M., Greaves, M. 1992. Bubble-size distributions in a mechanically agitated gas-liquid contactor. *Chemical Eng. Sci.*, 47, 8, pp. 2009-2025.
6. Cho, Y. S., Laskowski, J. S. 2002. Effect of flotation frothers on bubble size and foam stability. *Int. J. Miner. Process.*, 64, pp. 69-80.
7. Grau, R. A., Laskowski, J. S., Heiskanen, K. 2005. Effect of frothers on bubble size. *Int. J. Miner. Process.*, 76, pp. 225-233.
8. Grau, R. A., Laskowski, J. S. 2006. Role of frothers in bubble generation and coalescence in a mechanical flotation cell. *Can. J. Chem. Eng.*, 84, pp. 170-182.
9. Camarasa, E., Vial, C., Pncin, S., Wild, G., Midoux, N., Bouillard, J. 1999. Influence of coalescence behaviour of the liquid and of gas sparging on hydrodynamics and bubble characteristics in a bubble column. *Chemical Eng. Proc.*, 38, pp. 329-344.
10. Tse, K. L., Martin, T., McFarlane, C. M., Nienow, A. W. 2003. Small bubble formation via a coalescence dependent break-up mechanism. *Chemical Eng. Sci.*, 58, pp. 275-286.
11. Tavera, F. J., Escudero, R. 2002. Gas hold-up and solids hold-up in flotation columns: on-line measurements based on electrical conductivity, *Transactions of the Institution of Mining and Metallurgy*, vol. 111, pp. C94-99.
12. Maxwell, J. C. 1892. *A treatise of electricity and magnetism*, 3rd edition., vol. 1, part II (Oxford: Oxford University Press), pp. 435-449.
13. Tavera, F. J. 1997. Industrial prove development for measuring superficial gas velocities in flotation systems. *Industrial Seminar*, Noranda Research Center, Point Claire, Quebec, Canada.
14. Escudero R., 2007. Modelos matemáticos comúnmente empleados en sistemas de dispersión para estimar las características de las mismas, Seminario de Desarrollo Profesional y Programa de Capacitación y Adiestramiento, Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, Morelia, México.
15. R. Escudero, C.O. Gómez, and J.A. Finch. 2000. Determining Equivalent Pore Diameter for Rigid Porous Spargers. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*. 2000, Vol.78, No.4, pp 785-792.
16. Grau R. A., 2006. PhD Thesis, Helsinki University of Technology, Finland.
17. Tavera, F. J., Escudero, R., Finch, J. A., 2001. Gas hold-up in a flotation column: laboratory measurements. *Int. J. Miner. Process.*, 61, pp. 23 – 40.