

UNIVERSIDAD MICHOACANA DE SAN NICOLAS DE HIDALGO



INSTITUTO DE INVESTIGACIONES METALURGICAS

**TRATAMIENTO CONTINUO DE AGUAS CONTAMINADAS CON
Cu Y Pb, POR FLOTACIÓN IÓNICA EN CELDAS CON
DISPERSORES POROSOS; EFECTO DE LAS PROPIEDADES DE LA
DISPERSIÓN GAS-LÍQUIDO EN LA RECUPERACIÓN**

**TESIS QUE PARA OBTENER
EL GRADO DE MAESTRO
EN CIENCIAS**

PRESENTA

ING. MARTÍN REYES PEREZ

**ASESOR DR. FRANCISCO J. TAVERA MIRANDA
CO-ASESOR DR. RAMIRO ESCUDERO GARCÍA**

Morelia, Michoacán. Diciembre del 2005

AGRADECIMIENTOS

“Un agradecimiento especial al Profesor Francisco Tavera y al Profesor Ramiro Escudero, quienes con perseverancia y entusiasmo, me motivaron durante el desarrollo de mi tema de investigación, sembrando una innumerable cantidad de experiencias, consejos, criticas constructivas, y sobre todo su manera especial, eficiente y meticulosa de hacer investigación, de verdad le estoy agradecido, por todos los conocimientos que compartieron conmigo, signo de su profesionalismo y manera de hacer bien las cosas.Gracias.”. Deseo y espero en un futuro seguir colaborando en su grupo de investigación.

Su amigo y humilde servidor, Martin Reyes Perez

AGRADECIMIENTOS

A **DIOS** porque siempre me da animos para seguir adelante y me brinda todo lo que necesito, sin el nada de esto fuera posible.

A mis Padres **Jose Carmen Reyes Armenta y Petra Perez Flores**, porque me han inculcado valores y me supieron encaminar por buen camino. Muchas gracias Papi

A mi esposa **Alejandra Jimenez Estrada**, porque en todo momento estuvo conmigo sin su amor y apoyo por seguir adelante, no habria podido concluir nada.

A mi **familia** porque en todo momento estuvieron pendientes de mi y vieron que no me faltara nada muchas gracias.

A mis **Amigos** (Julio Cesar, Ulises, Roman, Miguel, Miguel Labra, a Tere) que me acompañaron y me brindaron su amistad durante el transcurso de la maestria.

A la **Universidad Autonoma del Estado de Hidalgo UAEH**. Por permitirme y darme la oportunidad de seguir adelante en mis estudios de postgrado.

Al **Concejo Nacional de Ciencia y Tecnologia CONACyT**. Por la beca que me brindo durante mis estudios de maestria en metalurgia y ciencias de los materiales.

Al **Dr. Francisco Patiño Cardona y al Dr. Eleazar Salinas Rodriguez** por ser los primeros en apoyarme durante mi desarrollo profesional, estoy en deuda con ustedes gracias.

A mis **sinodales** por su valioso apoyo en la revisión, para mejorar este trabajo de investigación.

Al **Dr. Gerardo Rosas Trejo y Dr. Gerardo Barrera Cardiel** por ser principales participantes en mi tema de investigación y ayudarme a salir adelante gracias.

Un agradecimiento especial a todos los **profesores y personal del Instituto de Investigaciones Metalurgicas**, por la valiosa aportación que me brindaron, durante mi estadia, en esta bella ciudad Morelia Michoacan.

RESUMEN

La presencia de metales pesados en soluciones residuales, es el origen de la contaminación de aguas tanto superficiales como subterráneas en diferentes países del mundo. El agua de desecho de las industrias extractiva metalúrgica y químicas como el procesamiento de destintado de papel reciclado, son algunas de las fuentes más importantes de contaminación de ríos, lagos, lagunas, aguas subterráneas y en su caso de las corrientes que llegan a mares y océanos.

El tratamiento de estos efluentes residuales antes de su descarga, por métodos tradicionales tales como adsorción con carbón activado, intercambio iónico con resinas, son costosos debido principalmente a los grandes volúmenes de efluentes contaminados a tratar. Una posible manera de tratar estas aguas de desecho contaminadas con metales pesados es aplicando técnicas de flotación iónica.

En este trabajo se determinó experimentalmente el efecto de la modificación de las condiciones químicas e hidrodinámicas de dispersiones gas – líquido durante la recuperación de cobre (Cu^{2+}) y plomo (Pb^{2+}) por flotación iónica, en una celda de flotación aireada con dispersores porosos flexibles.

Los resultados muestran que la separación de Cu^{2+} y Pb^{2+} de efluentes contaminados, se puede llevar a cabo por flotación iónica en una etapa, y la recuperación se ve mejorada cuando se realiza una flotación por etapas (simulando un banco de cinco celdas) logrando eficiencias de separación, en algunos de los casos, superiores al 95 %. El proceso de remoción de iones de metales base se ve fuertemente afectado por: la concentración de colector usada, la velocidad superficial de gas (J_g) cm/s, el % de gas retenido (ϵ_g), las diferencias en la distribución radial de gas retenido y el diámetro de burbuja (D_b), la velocidad superficial de líquido (J_l) cm/s, así como por la inserción de deflectores verticales; frontal, lateral y cruciformes. Las mejores condiciones químicas y de operación en el proceso de flotación iónica permiten entregar una solución con concentraciones de metales en fase acuosa, por debajo de los límites máximos permisibles para su desecho, establecidos por normas ecológicas ambientales.

INDICE

	Pág.
Agradecimientos	I
Resumen	II
Índice	III
Lista de tablas y figuras	IV
Nomenclatura	V
CAPITULO I. INTRODUCCIÓN.	1
1.1. Introducción.	1
1.2. Objetivo.	4
1.3. Justificación.	5
CAPITULO II. REVISIÓN DE LITERATURA.	7
2.1. El Problema de contaminación de aguas.	7
2.2. Dispersiones de gas en flotación.	10
2.3. Tipos de generadores de burbujas.	11
2.4. Flotación iónica.	12
2.5. Diferencia entre flotación iónica y flotación de minerales.	15
2.6. Variables en el proceso de flotación.	17
2.6.1. Velocidad superficial de gas.	17
2.6.2. Velocidad superficial de líquido.	18
2.6.3. Altura de la zona de colección.	20
2.6.4. Patrón de mezclado.	20
2.6.5. Tiempo de residencia.	22
2.6.6. Recuperación.	23
2.6.7. La constante cinética de flotación.	24
2.7. Características de la dispersión.	25
2.7.1. Gas retenido ϵ_g (%).	25
2.7.2. Teoría de la estimación del gas retenido por diferencias de presión	26
2.7.3. Diámetro de burbuja (Db) mm.	32
2.7.4. Flujo de área superficial de burbujas S_b (s^{-1}).	36
2.8. Físico química de la flotación.	38
2.8.1. Colectores en flotación.	38
2.8.2. Espumantes.	42
CAPITULO III. DESARROLLO EXPERIMENTAL.	46
3.1. Descripción de equipo utilizado.	46
3.2. Construcción y Calibración de la celda de flujo de conductividad.	49
3.3. Procedimiento experimental.	52
3.3.1. Sistema de dispersión Aire - Agua - Espumante.	52
3.3.2. Determinación del patrón de flujo de mezclado.	54
3.3.3. Flotación iónica, Aire - Agua - [e] - Colector. Una sola etapa.	55
3.3.4. Flotación iónica. Sistema multi etapas.	57

	Pág.
CAPITULO IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.	60
4.1. Pruebas preliminares. Sistema Aire - Agua - Espumante.	60
4.1.1. Gas retenido (ϵ_g).	60
4.1.2. Diámetro de burbuja (Db).	68
4.1.3. Flujo de área superficial de burbujas (Sb).	72
4.2. Comparación de las características de la dispersión para los tres sistemas generadores de burbujas.	73
4.3. Influencia de la velocidad superficial de líquido (Jl) en el gas retenido.	78
4.4. Distribución del tiempo de residencia (D'TR), selección del patrón de mezclado.	79
4.5. Flotación iónica. Una etapa, caso ion cobre.	82
4.5.1. Efecto de la concentración molar de colector en la recuperación.	82
4.5.1.1. Dispersor plano.	84
4.5.1.2. Dispersor cilíndrico.	87
4.6. Características de la dispersión en la flotación iónica en una etapa.	89
4.7. Flotación iónica de cobre Cu^{2+} . Sistema multi etapas.	98
4.7.1. Efecto de la velocidad superficial de gas J_g en la recuperación.	100
4.7.2. Efecto de la velocidad superficial de líquido en la recuperación.	113
4.7.3. Efecto del sistema con deflectores verticales en la recuperación.	122
4.8. Flotación de plomo.	130
4.8.1. Efecto de la relación molar de colector en la recuperación, flotación en una etapa.	131
4.8.2. Flotación de plomo, sistema multi etapas.	136
CAPITULO V. CONCLUSIONES.	138
CAPITULO VI. TRABAJO FUTURO.	143
CAPITULO VII. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.	144
ANEXOS	
APÉNDICE I Datos de calibración de equipo.	149
APÉNDICE II Datos sistema Aire - Agua - Espumante.	155
APÉNDICE III Datos flotación Iónica de Cu^{++} , una etapa.	210
APÉNDICE IV Datos flotación Iónica de Cu^{++} . Sistema multi etapas.	235
APÉNDICE V Datos flotación de plomo.	312

INDICE DE TABLAS Y FIGURAS

Fig.		Pág.
	Capitulo I. Introducción.	
I.1	Tabla 1.1. Concentración de especies metálicas % v/v, en aguas superficiales.	5
I.2	Tabla 1.2. Norma ecológica NTE-CCA 031/9. Límites permisibles de metales.	6
	 Capitulo II. Revisión de literatura.	
2.1.	Columna de flotación.	10
2.2.	Clasificación general de dispersores de burbujas.	12
2.3.	Relación general entre el % de gas retenido Vs. La velocidad superficial de gas.	18
2.4.	% de gas retenido Vs. Jg cm/s. Efecto de la velocidad superficial de líquido.	19
2.5.	Distribución de tiempo de residencia, flujo tipo pistón y mezclador perfecto.	22
2.6.	Métodos de estimación del gas retenido.	26
2.7.	Estimación del gas retenido. Mediante el método de diferencias de presión.	27
2.8.	Extensión de líneas iso potenciales para una celda de flujo de conductividad con dos electrodos.	31
2.9.	Simulación del campo eléctrico (MagNet 5.1) dentro de la celda de flujo de conductividad con tres electrodos.	32
2.10.	Representación esquemática del termino flujo área superficial de burbujas	36
2.11.	Enlace teórico entre la especie mineral y la molécula de xantato.	40
2.12.	Orientación de las moléculas de espumante en la interfase gas - líquido.	43
	 Capitulo III. Desarrollo experimental.	
3.1	Representación esquemática de la celda de flotación.	47
3.2	Disposición de los sistemas de dispersión en la celda, vista de planta.	48
3.3	Textura de la tela filtro usada para construir los dispersores porosos flexibles.	48
3.4	Representación esquemática de la celda de flujo de conductividad eléctrica.	49
3.5	Curva de calibración de la celda de flujo de conductividad.	51
3.6	Posiciones análisis con la celda de flujo.	53
3.7	Ubicación del sensor de conductividad, para el análisis de las curvas DTR.	55
3.8	Equipo de espectrometría de absorción atómica (EAA)	57
3.9	Ubicación de los deflectores verticales colocados en la celda. Vista de planta	58

Fig.	Capitulo IV Resultados y discusión.	Pág.
4.1	ϵ_g (%) Vs. Jg (cm/s). Usando el dispersor plano, γ de 58.8, 54.3 y 49.8 dinas/cm	61
4.2	ϵ_g (%) Vs. Jg (cm/s). Para dos alturas de análisis de gas retenido. Plano.	63
4.3	Altura de la cama de espuma Vs. Jg (cm/s). γ de 58.8, 54.3 y 49.8 dinas/cm	64
4.4	ϵ_g (%) Vs. Jg (cm/s), comparación de ϵ_g entre conductividad y presión. Plano.	65
4.5	Distribución de gas retenido Vs. Posición en la celda de flotación. Plano	67
4.6	Imagen digital de la nube de burbujas generada por el dispersor cilíndrico.	68
4.7	Diámetro de burbuja (Db mm.) Vs. (Jg cm/s). γ de 58.8, 54.3 y 49.8 dynas/cm	70
4.8	Distribución de tamaño de burbuja en la celda de flotación. Dispersor plano.	71
4.9	Flujo de área superficial de burbujas Vs. Jg. γ de 58.8, 54.3 y 49.8 dynas/cm	72
4.10	% de Gas retenido Vs. Jg (cm/s), para las tres geometrías de dispersión de gas.	74
4.11	Distribución de las corrientes de flujo mezclado para los tres dispersores.	75
4.12	Diámetro de burbuja (mm.) Vs. Jg (cm/s) para las tres geometrías de dispersión	76
4.13	Flujo de área superficial de burbujas Vs. Jg (cm/s). Para los tres dispersores.	77
4.14	Efecto de la velocidad superficial de líquido en el % de gas retenido. Cilíndrico.	79
4.15	Distribución del tiempo de residencia DTR. Efecto del Jl. Dispersor plano.	81
4.16	Representación de la estructura química de una molécula orgánica de xantato.	83
4.17	Representación física de la captura de iones de metales pesados.	84
4.18	Efecto de la concentración de colector y del Jg en la recuperación. Plano.	85
4.19	Representación esquemática de una micela.	86
4.20	Efecto de la concentración de colector y del Jg en la recuperación. Cilíndrico.	88
4.21	% Recuperación Vs. % ϵ_g , usando el dispersor plano, para todas las relaciones.	90
4.22	Distribución de gas retenido en las pruebas de flotación iónica. Relación 1 a 0.3	92
4.23	% w/w recuperación de Cu^{++} Vs. Diámetro de burbuja mm. Dispersor plano.	93
4.24	% ϵ_g y Db Vs. La velocidad superficial de gas Jg cm/s. Para el dispersor plano.	94
4.25	% recuperación Cu^{++} Vs. La constante cinética de flotación. Dispersor plano.	97
4.26	% Recuperación Cu^{++} y κ (min^{-1}) Vs. Jg (cm/s). Dispersor cilíndrico.	98
4.27	Arreglo esquemático del banco de celdas de flotación con dispersores.	99
4.28	% Recuperación por etapa y Acumulativa Vs. El número de celda de flotación. Dispersor plano. Efecto del Jg (0.5, 0.8, 1.0 y 1.5)	101
4.29	% Recuperación por etapa y acumulativa Vs. El número de celda de flotación. Dispersor cilíndrico. Efecto del Jg (0.5, 0.8, 1.0 y 1.5)	102

Fig.		Pág.
4.30	Tensión superficial γ (dinas/cm) Vs. El # de celda de flotación	104
4.31	Porcentaje de gas retenido ϵ_g Vs. El # de celda de flotación. Para el dispersor Plano	105
4.32	Distribución gas retenido en la celda, flotación por etapas. Dispersor plano.	106
4.33	Diámetro de burbuja (mm.) Vs. El número de celda de flotación. Cilíndrico.	108
4.34	Distribución del diámetro de burbuja Vs. posición en la celda de flotación.	109
4.35	Flujo de superficies de burbujas S_b (s^{-1}) Vs. el número de celda. Cilíndrico.	110
4.36	Tiempo de residencia aparente τ (min) Vs. El # de celda de flotación. Plano.	111
4.37	Velocidad de flotación aparente κ (min^{-1}) Vs. El numero de celda de flotación.	113
4.38	% Recuperación por etapa y acumulativa Vs. El número de celda de flotación. Dispersor plano. Jg 0.8 cm/s. Efecto del Jl 0.19, 0.31 y 0.37 cm/s.	114
4.39	% Recuperación por etapa y acumulativa Vs. El número de celda de flotación. Dispersor cilíndrico. Jg 0.8 cm/s. Efecto del Jl 0.19, 0.31 y 0.37cm/s.	115
4.40	% Recuperación acumulativa Vs. Σ Tiempo de residencia aparente (τ min.).	116
4.41	Imagen digital de la ubicación de la batería de dispersores cilíndricos en la celda	118
4.42	% Recuperación por etapa y acumulativa Vs. El # de celda de flotación. Batería de Cilíndricos. Jg 0.8 cm/s. Efecto del Jl 0.12, 0.19 y 0.31cm/s.	119
4.43	% w/w Recuperación por etapa y acumulativa Vs. El número de celda de flotación. Batería de dispersores. Simulación de falla de dispersores.	121
4.44	Representación esquemática de los deflectores verticales debajo de la interfase.	123
4.45	% de Recuperación de Cu^{++} por etapa y acumulativa Vs. El número de celda de flotación, Sin y con deflectores; frontal y lateral. Dispersor plano.	124
4.46	Imagen de la dispersión operando el sistema con deflectores de altura hasta el vertedero, frontal y lateral. Dispersor plano.	125
4.47	Imagen de la dispersión de burbujas y Hce. Dispersor cilíndrico, usando un deflector frontal y lateral, respectivamente de altura hasta el vertedero.	127
4.48	Recuperación acumulativa Cu^{++} y % v/v de gas retenido Vs. el número de celda para la flotación iónica de soluciones conteniendo 20 y 4.5 mg/l de cobre.	129
4.49	% de Recuperación de Pb Vs. Jg (cm/s). Para la flotación iónica en una etapa.	132
4.50	% ϵ_g Vs. Jg (cm/s). Para la flotación iónica de Pb en una etapa.	134
4.51	% de Recuperación por etapa y acumulativa de Pb Vs. El # de etapa de flotación. Dispersor cilíndrico.	137

Nomenclatura

A_c	Área de sección transversal de la celda, cm^2
A_s	Área superficial del dispersor cm^2
D_b	Diámetro de burbuja, mm.
DTR	Distribución del tiempo de residencia.
[e]	Concentración de espumante.
FM_A	Flujo másico de alimentación.
FM_C	Flujo másico del Concentrado.
FM_T	Flujo másico de Colas.
g	Aceleración de la gravedad, cm/seg^2 .
Hzc	Altura de la zona de colección.
Hce	Altura de la cama de espuma.
J_g	Velocidad superficial de gas, cm/seg .
J_l	Velocidad superficial de líquido, cm/seg .
J_{l_A}	Velocidad superficial de líquido de alimentación, cm/seg .
J_{l_c}	Velocidad superficial de líquido de colas, cm/seg .
K	Conductancia, mS/cm.
k	Conductividad, mS.
m	Parámetro adimensional.
M	Flujo másico.
Q_l	Flujo volumétrico de líquido l/min.
Q_{l_c}	Flujo volumétrico de colas l/min.
Q_g	Flujo volumétrico de gas l/min.
Re_b	Numero de Reynolds de una sola burbuja.
Re_s	Numero de Reynolds de la nube de burbujas.
R_s	A_c/A_s Relación de dispersores.
S_b	Flujo de área superficial de burbujas, $\text{cm}/\text{s}/\text{cm}$
t	Tiempo.
U_{sb}	Velocidad de deslizamiento entre burbuja y líquido, cm/seg .
U_t	Velocidad terminal de una burbuja, cm/seg .
Vzc	Volumen de la zona de colección.

Símbolos Griegos

μ_l	Viscosidad del líquido, $\text{grs.}/\text{cm}^*\text{s}$
ϵ_g	Fracción de gas retenido.
ΔP	Diferencia de lecturas entre manómetros.
ΔH	Alturas entre manómetros, cm.
ρ	Densidad del líquido, $\text{grs.}/\text{cm}^3$
τ	Tiempo de residencia aparente.
γ	Tensión Superficial, dinas/cm.
κ	Constante cinética de flotación min^{-1} aparente.

CAPITULO I. INTRODUCCIÓN

1.1. Introducción.

La alteración de la calidad de las aguas tanto superficiales como subterráneas puede deberse a causas naturales y antropogénicas, estas últimas pueden ser debidas al vertido de aguas residuales industriales, o agroindustriales sin tratamiento previo, entre otras. Todos estos efluentes suelen descargarse, bien directamente al alcantarillado, que luego vierte en un río o al mar, o bien descargarse directamente a los cauces de los ríos, causando grave contaminación del medio receptor.

En consecuencia, la depuración de las aguas residuales constituye un aspecto muy importante en la preservación del medio ambiente y en particular del agua. Los sistemas de purificación de las aguas residuales se basan en la eliminación de los contaminantes mediante el uso de procesos físicos, químicos y biológicos, el cual dependerá del tipo de contaminantes que se desea eliminar y el grado de depuración que se quiere alcanzar^[1].

El tratamiento de las aguas residuales se clasifica generalmente en tres etapas de depuración: primario, secundario y terciario, dependiendo del grado de tratamiento a que se somete el agua residual^[1].

En los procesos de tratamiento primario se tiene como misión eliminar de las aguas residuales la mayor parte de las materias sólidas en suspensión, grasas, aceites rebajándose moderadamente la demanda biológica de oxígeno (DBO)^[1]. El tratamiento secundario tiene como objeto eliminar la materia orgánica biodegradable (DBO) utilizando procesos biológicos que se aproximan a los que tienen lugar en la degradación natural. Existen dos tipos bien diferenciados de reacciones bioquímicas: las reacciones o digestiones aerobias, que tienen lugar en presencia de oxígeno, y las anaerobias, que se producen en ausencia de oxígeno molecular. Los sistemas más utilizados en el tratamiento secundario son: lodos activados, filtros bacterianos lagunas aireadas y balsas de estabilización, todos estos sistemas se basan en el proceso de digestión aerobia^[1].

En el tratamiento terciario las aguas residuales tratadas provenientes de los sistemas primario y secundario aun pueden contener contaminantes disueltos no eliminados en los procesos anteriores tales como materia orgánica que no es biodegradable, sólidos en suspensión, sales inorgánicas disueltas entre las que destacan el nitrógeno, fósforo y iones de metales pesados. Si se requiere eliminar estos contaminantes hay que recurrir a técnicas de descontaminación tales como: adsorción (usando carbón activado), intercambio iónico, (usando resinas orgánicas sintéticas), osmosis inversa, precipitación química, las cuales presentan elevados costos.

Como se ha descrito el proceso de depuración de aguas residuales es extenso, y requiere de varias etapas, además de una gran infraestructura y espaciosos terrenos para asegurar su rentabilidad. El tratamiento de metales pesados disueltos en las aguas residuales implica el uso de resinas orgánicas u otras técnicas, empero la eficiencia que pueden tener es baja, además de que esta técnica procesa pequeños volúmenes en tiempos relativamente grandes; esto implica que se tienen bajas productividades.

Por lo tanto, se requiere de la aplicación de nuevas técnicas que permitan hacer más rentable y eficiente el proceso de separación de metales pesados de soluciones residuales. Una de ellas es la flotación iónica de metales pesados (Ni^{2+} , As^{2+} , Cr^{6+} , C^{2+} entre otros).

El proceso de flotación fue introducido y patentado por Haynes en 1860^[2], y hasta la fecha ha sido el proceso de separación y concentración de minerales, más empleado por la industria a nivel mundial. Actualmente, la flotación ha extendido su uso a aplicaciones no minerales (como separación de grasas y aceites, separación de tinta de papel reciclado, recuperación de suelos y flotación iónica). La flotación es un proceso físico, versátil basado en propiedades superficiales^[3], usando dispersiones agua - aire, donde las burbujas de aire (u otro gas) son el medio de transporte de las especies a separar.

Por mucho tiempo se han empleado en la concentración de minerales las maquinas de flotación subaereadas equipadas con un impulsor y un difusor ubicados en el fondo de la celda, estos dispositivos en ocasiones presentaban concentrados de bajo grado y altas turbulencias,

difíciles de controlar, inclusive se presentan situaciones donde la corriente de colas presentaba leyes mas altas a la alimentación ^[4]. En 1960 Boutin y Trembay patentaron un dispositivo de flotación llamado “columna de flotación” usando dispersores del gas en el fondo de la columna. La columna de flotación ha demostrado que produce mayores recuperaciones y concentrados de mayor grado ^[4].

La flotación iónica es una técnica que hace uso de las propiedades especiales que caracterizan a las interfaces para la concentración de iones u otras entidades con carga eléctrica, contenidas en soluciones acuosas. Modificando las condiciones químicas del medio acuoso y adicionando colectores adecuados, los cuales deben tener cargas apropiadas (-, +), la sustancia disuelta que se combina con el colector se transforma en un producto organometálico soluble, que tiene sitios hidrofóbicos proporcionados por la cadena hidrocarbonada del colector y se puede adsorber en una burbuja, flotar hasta la superficie y concentrarse respecto al medio acuoso original.

Debido a la necesidad de nuevas técnicas para la eliminación de iones metálicos de soluciones diluidas como una etapa de refinamiento antes de las separaciones convencionales en la depuración de aguas contaminadas, la flotación iónica emerge como una técnica prometedora para diferentes aplicaciones. Inclusive es útil para el tratamiento de soluciones de lixiviación muy diluidas, tales como las típicamente encontradas en el procesamiento de metales preciosos ^[5].

Otras técnicas de purificación de soluciones contaminadas con iones de metales pesados puede ser la extracción con solventes, pero no es atractiva para soluciones muy diluidas debido a las perdidas de reactivo, incluso con un control cuidadoso de la química de la solución. La flotación iónica ofrece un rango más amplio de versatilidad de posibilidades químicas que la lograda con resinas de intercambio iónico ^[6]. Es más atractiva su capacidad de producir un producto metálico, que la precipitación del metal como polvos de hidróxidos que deben ser manejados como residuos peligrosos ^[7]. Así también la flotación iónica es más atractiva que los procesos de electrólisis directa para soluciones diluidas, debido a que se dificulta el transporte de masa cuando se tienen que electrolizar soluciones muy diluidas ^[7].

1.2. Objetivo.

El objetivo general de este trabajo consistió en investigar la factibilidad de la flotación iónica de Cu^{2+} y Pb^{2+} en una celda de flotación con dispersores, bajo diferentes condiciones químicas y de operación.

Este objetivo general se logrará, a través de los siguientes objetivos particulares:

- Construcción y preparación de una celda de flotación escala laboratorio de 19.1 cm x 19.1 cm. de sección transversal por 33.5 cm. de altura.
- Elaboración de los dispersores del gas (plano, cilíndrico y batería de dispersores cilíndricos) cubiertos de tela sintética de lona filtro.
- Fabricación y calibración de celdas de flujo de conductividad con electrodos de grafito, empleadas para estimar el gas retenido mediante la medición de conductividad eléctrica
- Realización de experimentos preliminares, para establecer los parámetros óptimos de control y operación de la celda de flotación con dispersores.
- Análisis del patrón de mezclado (curvas DTR) en la celda de flotación para cada sistema de dispersión.
- Estudio de la flotación iónica de cobre y plomo individualmente, en una etapa y multi etapas (simulación de un banco de 5 celdas).
- Estudio de las condiciones hidrodinámicas en la flotación en una etapa de iones cobre.
- Estudio de las condiciones hidrodinámicas en la flotación iónica, en un sistema multi etapas.

1.3. Justificación.

La presencia de iones de metales pesados contenidos en soluciones residuales diluidas, es un problema generado por las industrias extractivas, de transformación y otras. El incremento de las restricciones establecidas por las normas ambientales nacionales ^[8] y mundiales demandan una disminución significativa en la presencia del contenido de metales base en las descargas de aguas residuales. Esto se favorecería con el desarrollo de nuevos métodos económicos para la separación de iones de metales pesados de soluciones diluidas, ya sea para su recuperación o para cumplir con las exigencias ambientales de descarga. Algunos efectos de los vertidos de contaminantes en aguas superficiales se presentan en la tabla 1.1. ^[1].

Tabla 1.1 Concentración de algunas especies metálicas % v/v, en aguas superficiales, en diferentes localidades de México ^[1]. N.D. No detectable

CONCENTRACION DE METALES PESADOS (EN PPM) EN ALGUNAS AREAS DE MEXICO									
AREAS	Cd	Cr	Co	Cu	Pb	Mn	Ni	Zn	Fe%
Laguna de Chautengo, Mex.	2.1	43.0	28.5	28.5	9.0	N.D.	43.0	75.0	3.5
Laguna de Términos, Mex.	1.3	47.2	12.3	7.4	34.0	N.D.	50.9	20.4	N.D.
Río Coatzacoalcos, Mex.	1.6	71.9	21.6	25.7	43.5	N.D.	34.8	85.7	3.8
Río Tonalá, Mex.	N.D.	N.D.	17.6	22.2	N.D.	157.0	98.4	66.5	1.2
Laguna del Ostión, Mex.	1.0	140.7	35.8	39.9	N.D.	N.D.	50.7	62.1	4.0

La norma técnica ecológica NTE-CCA-031 establece los límites máximos permisibles de contaminantes en aguas residuales para su descarga a los sistemas de drenaje y alcantarillado urbano o municipal ^[8]. La norma se aplica para aguas de desecho que provienen de la industria de los procesos de extracción, beneficio, transformación, generación de bienes de consumo y sus actividades complementarias, del revelado de fotografía, servicios de reparación y mantenimiento automotriz y aguas residuales urbanas, que no deberán ser descargadas o depositadas en drenajes y alcantarillados, si no cumplen con los requerimientos ambientales, que se presentan en la tabla 1.2.

Tabla 1.2. Límites permisibles en las descargas de aguas residuales industriales y de servicios según la norma ecológica NTE-CCA 031/91^[8].

Contaminante	Rango de Concentración PPM (mg/L)
Grasas y aceites	70.0 - 140.0
Aluminio	10.0 - 20.0
Arsénico	2.0 - 4.0
Cadmio	1.0 - 2.0
Cianuros	1.0 - 2.0
Cobre	5.0 - 10.0
Cromo hexavalente	0.5 - 1.0
Cromo total	2.5 - 5.0
Flúor	30.0 - 60.0
Mercurio	0.01 - 0.02
Níquel	4.0 - 8.0
Plata	1.0 - 2.0
Plomo	1.0 - 2.0
Zinc	6.0 - 12.0
Fenoles	5.0 - 10.0
Hierro	3.5 %

Se observó que la presencia de metales pesados en diversas localidades en México (tabla I.1.) supera de manera sobresaliente los límites permisibles de metales pesados en aguas de desecho (tabla I.2.), lo que implica, que muchas de las industrias descargan sus efluentes residuales contaminados con metales pesados, en drenajes, ríos y lagunas del país.

En la industria de los minerales el tratamiento de aguas contaminadas para el control de los contenidos de contaminantes, se presenta como un problema técnico, difícil de solucionar, debido al gran volumen de aguas residuales generadas.

Y estas aguas deberán procesarse en un sistema operado en régimen continuo y altamente eficiente en selectividad para separar algunas especies o grupos de especies contenidos en el medio acuoso. Por lo tanto en este trabajo se propone la tecnología de flotación de iones de metales pesados en celdas de flotación con dispersores porosos flexibles.

CAPITULO II. REVISIÓN DE LITERATURA.

2.1. El problema de contaminación de aguas.

La disponibilidad de agua para actividades tan diversas como el riego de cultivos, el abastecimiento para el consumo humano o las necesidades industriales, esta haciendo que su obtención sea cada vez mas problemática.

Muchas de las cuencas fluviales Mexicanas se encuentran sobre explotadas como resultado de la construcción de grandes presas o por la extracción intensa por bombeo ^[1].

La captación de aguas en niveles freáticos no muy profundos, registran una contaminación con metales pesados que provienen de las filtraciones de residuos ^[1]. Las condiciones sanitarias precarias de estas aguas de consumo, hace que aparezcan cíclicamente focos epidémicos y enfermedades crónicas en distintos núcleos del país.

En cuanto a la contaminación de aguas superficiales que alude tanto a las que discurren de forma natural, como a las embalsadas artificialmente con fines de consumo. El vertido de aguas industriales con metales, aguas fecales, y pesticidas son una mínima representación del conjunto de agentes contaminantes que las degradan. Las medidas preventivas y la mejora de la calidad en el aprovisionamiento, son las medidas más efectivas para combatir el riesgo de infección por consumo de agua en México según la organización mundial de la salud OMS ^[1].

En lo que se refiere a mantos freáticos la contaminación va en ascenso; la agricultura, las actividades extractivo-industriales y la contaminación de la población son tres de los factores de mayor incidencia en la contaminación de los acuíferos.

Los procesos de degradación se derivan de las siguientes acciones: bombeo continuo de agua de los depósitos subterráneos, los cuales llegan a agotarse si la recarga no es efectiva; infiltración de productos y residuos industriales con incorporación de metales pesados altamente contaminantes como boro, cromo, níquel, zinc, arsénico, cadmio, plomo, cobre;

Los cuales modifican la acidez o basicidad natural de las aguas y su salubridad; del mismo modo la incorporación de elementos químicos nocivos provenientes de fertilizantes y pesticidas ^[1].

Seleccionando de una multitud de casos, el del Valle del Mezquital en el estado de Hidalgo, que desde principios del siglo pasado, las aguas residuales de la Ciudad de México sirvieron para el riego agrícola de este valle a través del llamado canal de desagüe. Por dicha canalización se conducen las aguas negras de la capital consiguiéndose elevadas productividades, pero paralelamente se presentó una significativa presencia de concentraciones de metales pesados, surfactantes, grasas y aceites y una proporción inusualmente alta de Boro. Además los detergentes contenidos en los efluentes residuales son del tipo no biodegradable con características hidrofóbicas e hidrofílicas fuertemente impactantes. Estos factores afectaron grandemente la cadena agua-suelo-organismos vivos, produciendo una gran mortalidad en el elemento biótico ^[1].

Sería aconsejable exigir a las empresas a que rindieran informes periódicos sobre las precauciones tomadas para evitar la contaminación de las aguas. Otro caso como el de la planta de la empresa Cromatos de México en Lechería al norte del estado de México, son altamente significativos por las incalculables consecuencias de la acumulación de cromo hexavalente en depósitos incontrolados. Este componente químico es muy utilizado en el sector del curtido de pieles, pero su almacenamiento residual no es objeto de especiales cuidados, produciéndose entonces contaminación de suelos y aguas superficiales con cromatos y dicromatos y en casos extremos, acuíferos contaminados por cromo VI^[1].

Aunque la planta fue clausurada en 1984; en la actualidad y aún cuando cesó la producción, quedaron depositadas 75,000 toneladas de materiales de desecho en un enclave que no fue adecuadamente protegido. El cromo presente en los desechos se ha lixiviado por la lluvia y ha pasado al suelo incluso a los acuíferos de los contornos, permaneciendo de forma latente en la cubierta edáfica, con el riesgo de ser movilizados por los vientos dominantes. Con esto se ha apreciado un aumento de afecciones médicas, daños en las construcciones y desigual desarrollo de las especies arbóreas.

Además de la contaminación con cromo hexavalente, también se ha reportado la contaminación de aguas con arsénico y otros metales pesados ^[9]. La sobreexplotación de mantos acuíferos ha afectado varias zonas del país que hasta hace algunos años se consideraban de gran potencial hidráulico, como la comarca Lagunera, en donde se consume agua contaminada con arsénico. Pero no solo la sobre explotación de los mantos es causa de contaminación si no también, y de manera mas peligrosa es la falta de control y tratamiento adecuado durante la disposición final de los residuos sólidos que permiten la generación de fluidos que ocasionan contaminación del suelo y aguas subterráneas, con el consiguiente riesgo de propagar enfermedades.

Un estudio de la Organización Mundial de la Salud revela que los principales agentes que dañan a la salud se encuentran en solventes, gases y metales pesados ^[10].

Otro caso, es el estado que guarda Ecatepec, Méx. en donde los "lixiviados" o jugos que generan miles de toneladas de basura del tiradero municipal ubicado en Santa María Chiconautla, contaminan pozos de agua potable, luego de que un estudio de impacto ambiental determinara la presencia de coliformes, cadmio y plomo en el líquido que podrían afectar a los habitantes de los alrededores ^[11].

Muchos son los casos de contaminación reportados, otro ejemplo es el causado en Escamela, Veracruz. Donde la empresa papelera Kimberly Clark de México en su planta de celulosa a partir del bagazo de caña de azúcar ha causado daños ecológicos en el río Escamela, la presa de Tuxpango y el río Blanco, que pueden ser irreversibles, al verter irresponsablemente sin tratar residuales industriales sólidos y aguas del proceso de blanqueo que contienen sosa, oxidantes y metales pesados ^[12].

En realidad, es severo el problema de contaminación de aguas principalmente con iones de metales pesados, causados en su mayoría por residuos acuosos industriales sin tratar, por tal razón, es necesario procesar las soluciones residuales antes de su descarga en alcantarillas, ríos y lagunas y así evitar un foco fuerte de contaminación por iones metálicos.

2.2. Dispersiones de gas en flotación.

Desde la introducción de dispersiones de gas en columnas de flotación en 1960 ^[4] (Figura 2.1), y hasta la fecha, ha sido causa de extensa investigación, al probar columnas tanto rectangulares como cilíndricas, demostrando que este nuevo equipo tiene mayores eficiencias de recuperación y grado de concentrado en el área de minerales, que las que se obtienen con maquinas de flotación tradicional.

Esto radica en el hecho de las siguientes ventajas que presenta la columna de flotación: una gran zona de colección, debido a que la alimentación se hace a un tercio de altura medido desde el tope de la columna, aumentando la zona de contacto entre burbuja - partícula, menor grado de mezclado y la implementación de agua de lavado para liberar las especies hidrofílicas atrapadas en la espuma obteniendo un concentrado más puro. En las máquinas de flotación el intenso mezclado es la causa de recuperaciones y grados de concentrado menores ^[6]. Esta tecnología de dispersión de gas con dispersores porosos, y los términos físicos involucrados en el control de operación de las columnas pueden emplearse en otros dispositivos de flotación.

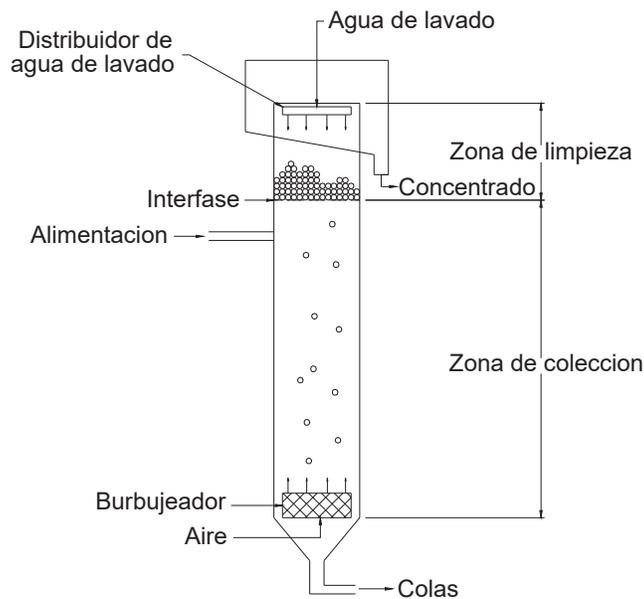


Figura 2.1. Columna de flotación ^[4].

2.3. Tipos de generadores de burbujas.

El método de generación de burbujas es una de las características que distingue las dispersiones gas - líquido en columnas comparadas con las máquinas mecánicas de flotación.

El método más común es la inyección de gas a través de un dispersor interno en el fondo del equipo de flotación. Otro método de generación de burbujas, es donde el contacto entre el gas y el líquido (o pulpa) es externo a la columna (por ejemplo el tipo ventury) ^[4].

La figura 2.2 presenta una descripción general de los tipos de dispersores ^[13]. Cabe destacar que para el presente trabajo de investigación se emplearan dispersores porosos flexibles de tela filtro. El tipo de dispersor empleado es de gran importancia, ya que es el corazón del proceso de flotación, que permite controlar en cierto grado las características de la dispersión las cuales son: ϵ_g , Db y Sb .

Se ha estudiado el efecto del área superficial del dispersor, respecto al área de sección transversal de una columna ($R_s = A_C/A_D$), donde A_C es el área de sección transversal del dispositivo de flotación, A_D es el área superficial del dispersor, probando generadores de burbujas internos: de acero inoxidable, tela filtro y plástico ^[14].

Estos datos experimentales presentan que con la disminución de la relación R_s , el gas retenido aumenta para los diferentes dispersores probados. Para valores de $R_s > 1$ se tiende a producir tamaños de burbuja menos homogéneos, indicando con esto la transición del régimen de flujo de burbujas estables al régimen de flujo turbulento. Para $R_s < 1$ se tiende a generar burbujas de tamaño uniforme y en condiciones de operación del régimen de flujo de burbujas homogéneo, además se muestra que la transición de un tipo de flujo de burbujas a otro es debido a que la distribución de gas no es uniforme ^[14].

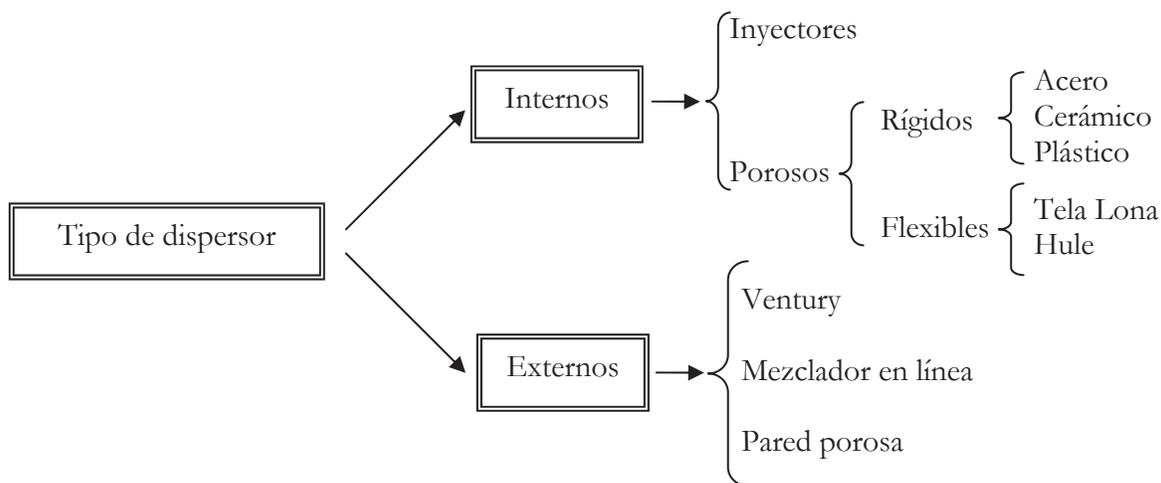


Figura 2.2. Clasificación general de dispersores ^[13,15].

2.4. Flotación iónica.

Recientemente, se ha descrito en la literatura una tecnología relativamente novedosa, para la recuperación y eliminación de iones de soluciones acuosas diluidas “La Flotación Iónica” presentada originalmente por Sebba (1959 -1962) ^[16].

En este proceso se agrega a la solución a tratar un reactivo iónico de superficie activa (colector) que se adsorbe a la interfase gas - líquido ^[7]. Los iones de carga opuesta (Cu^{2+} , Ni^{2+} , Cd^{2+} Pb^{2+} , etc.) deben ser co-adsorbidos por neutralidad de la carga, siempre y cuando el reactivo colector interactúe mas fuertemente con los iones de interés de superficie no activa (coligante), que con los iones con los cuales estaba originalmente asociado (K^+ , H^+ , Na^+) el coligante será adsorbido preferentemente, ya sea eléctrica o químicamente ^[7].

Si se provee un área interfacial gas - líquido suficientemente grande, dada por una dispersión de gas a través de la solución, el coligante puede ser concentrado y removido junto con moléculas de colector en la fase espuma ^[16,17]. El uso de surfactantes apropiados, ya sea el propio colector o diferentes espumantes, prevendrán la ruptura de las burbujas y promoverán la formación de una cama de espuma estable.

En la flotación iónica original como se definió antes, donde pares de iones o complejos solubles son adsorbidos a la interfase gas - líquido. La separación por flotación con espuma también incluye la flotación de precipitados, en la cual el colector u otras especies acomplejadas dan como resultado la precipitación de finas partículas conteniendo el ion de interés y entonces son flotadas (flotación de iones precipitados) lo cual difiere con la definición de flotación iónica donde iones de metales pesados son colectados por el orgánico hidrofóbico.

Se ha estudiado la flotación de iones precipitados de cromo hexavalente con bromuro octadeciltrimetilamonio ODTA-Br para posteriormente en base a las mejores condiciones de precipitación realizar la flotación del cromo VI acomplejado ^[18]. En un segundo caso se hace referencia a flotación iónica cuando realmente se llevo a cabo flotación de precipitados, la metodología experimental fue similar al primer caso pero acomplejando iones cobre y zinc con un colector SCX1 (aldrich 99%), con la subsecuente separación de los precipitados mediante flotación en columna ^[19].

Los resultados obtenidos de los estudios de precipitación indican que la concentración de cobre en el efluente puede ser reducido en su totalidad, mientras que la concentración de cinc es reducida en un 80%. Los resultados de los estudios de flotación indican que es posible obtener una eficiencia del orden del 95% en la remoción del precipitado ^[19].

Se han identificado técnicas de flotación iónica exitosas para separar muchos de los elementos metálicos en la tabla periódica de soluciones acuosas ^[20]. Más recientemente, ha habido interés de usar la tecnología de flotación iónica para recuperar metales preciosos de licores de lixiviación ^[6], además de remover contaminantes traza, de grandes volúmenes de efluentes y otras soluciones de desecho ^[21].

Una revisión sobre los estudios de flotación iónica y su potencial en operaciones hidrometalúrgicas ha resaltado la potencialidad de esta técnica en estos procesos en comparación de otros tradicionales como la precipitación, extracción con solventes, etc. ^[7].

También se han llevado a cabo estudios termodinámicos sobre los fenómenos de adsorción en flotación iónica, encontrando que la densidad de adsorción se lleva a cabo en algunos segundos a varios minutos dependiendo del tipo de colector, donde la densidad de adsorción es proporcional a la concentración de ion metálico en la solución, para estos experimentos se usaron colectores de elevado peso molecular (dodecilsulfato, tetradecilsulfato, y hexadecilsulfato de sodio), de largas cadenas hidrocarbonadas, teniendo como inconveniente la baja solubilidad en medios acuosos siendo este un problema importante; además estos colectores son tóxicos, contaminantes y deterioran el ecosistema, en estos estudios se encontró que la cinética de recuperación, para lograr el 100 % de separación, se requiere de alrededor de trescientos minutos^[7,22,23], indicando que el sistema sigue un control totalmente químico.

Sin desmeritar la importancia termodinámica registrada en esos estudios, los autores no presentan el efecto hidrodinámico de la dispersión del gas en el sistema de recuperación del ion de interés.

En otros trabajos se estudió el efecto del aumento de la fuerza iónica por la adición de NaCl en la separación de As^{5+} mediante la flotación de adsorción de coloides^[24].

Demostrando efectos significativos, la adición de SO_4^{2-} reduce dramáticamente la separación de As^{5+} , además la adición de NaCl en Na_2SO_4 , aumenta la fuerza iónica de 3.4×10^{-3} a $3.49 \times 10^{-1} \text{ mol/dm}^3$, reduciendo la separación del As^{5+} . Se piensa que la adición de Na_2SO_4 produce un efecto competitivo debido a la adsorción de iones SO_4^{2-} en las superficies cargadas de hidróxido férrico (empleado como agente coagulante). La adición de 80 mg/l de Al^{3+} en presencia de una fuerza iónica elevada (con Na_2SO_4) aumenta la separación de As^{5+} de 37.7 % (sin Al^{3+}) a 76.5 %^[24].

Se han estudiado otros procesos relacionados con la separación de metales pesados usando técnicas combinadas de flotación y biosorción, donde la biomasa muerta de levadura *Saccharomyces* es adecuada como bioadsorbente de iones metálicos (Cu, Zn, Ni), también se presentó el estudio electrocinético de la biomasa, los principales parámetros encontrados en el proceso de flotación son: pH, concentración de colector (dodecil amina), la modificación preeliminar de la biomasa y su concentración^[25].

En este estudio se analizó la flotación sin colector y con colector, encontrando en la primera que la separación de Cu se acerca al 100 % a pH mayor de 6, el níquel se recupera eficientemente (arriba del 80 %) a pH arriba de 8.5, y la recuperación de Zn es mayor a 80 % cuando se tiene un pH mayor de 8. Por debajo de estos valores de pH las recuperaciones son bajas para el níquel y cinc (alrededor de 20 %), no así para el cobre que varía de 20 a 90 %^[25]. En lo que respecta a la flotación con colector, la adición de dodecil amina aumenta la recuperación del metal, sin embargo, se mantiene el patrón de comportamiento con respecto al pH. La desorción del metal de la biomasa se realiza mediante el lavado con ácido diluido ^[25].

Otro trabajo probó la separación por flotación de iones níquel acomplejados con Dietilentriamina (DETA $\text{NH}_2\text{-CH}_2\text{-CH}_2\text{-NH-CH}_2\text{-CH}_2\text{-NH}_2$), sin y usando amil xantato de potasio como colector, encontrando patrones claros de comportamiento en el sistema usando colector en referencia a la recuperación versus los parámetros de la dispersión de gas logrando recuperaciones de 80 %, en contraste con las pruebas sin usar reactivo colector donde no se detectó un patrón claro de comportamiento ^[26].

2.5. Diferencia entre flotación iónica y flotación de minerales.

En flotación iónica el material a colectarse, se encuentra en solución en la fase acuosa, y puede ser coloidal ^[7, 16].

En la flotación iónica, el producto hidrofóbico puede verse en algunos casos, como una fase insoluble antes de que sea colectada por las burbujas; pero en otros casos, la insolubilidad (si así se puede llamar) ocurre en la interfase burbuja - líquido pero llega a ser visible en la espuma final ^[16].

En el caso de la flotación de minerales, el proceso es usado para coleccionar partículas sólidas, las cuales se encuentran dispersas en un medio acuoso; esto se logra mediante la alteración de la naturaleza físico química de la superficie de las partículas con un agente de superficie activa (colector), creando sitios hidrofóbicos de forma tal que las burbujas de aire se adhieren en ellos y les permite flotar hasta la superficie de la fase acuosa y concentrarse allí ^[2].

También debe notarse que la flotación de minerales es un proceso que se lleva a cabo normalmente después de moler un mineral ^[2].

La flotación iónica, ordinariamente, se aplica como una técnica en la tecnología de minerales, después de una etapa de lixiviación en el proceso, aun cuando este haya tomado lugar como un proceso natural a través de un largo tiempo por acción de las condiciones del ambiente (agua y aire) ^[16].

Otra diferencia notable es que, en la flotación convencional de minerales por espuma, el área de superficie específica de las partículas de mineral es relativamente baja (por ejemplo 0.23 Kg. /ton de mineral), y de aquí que muy poca cantidad de colector se adsorbe sobre estas.

Por lo tanto, la proporción de colector adsorbido sobre las partículas minerales de interés es despreciable comparado con la cantidad de mineral presente en la pulpa, a diferencia con las cantidades estequiométricas que comúnmente se requieren de colector en flotación iónica ^[7].

Por otro lado, es importante reconocer la diferencia entre coleccionar partículas y iones de metales pesados, en el primer caso las burbujas formadas deben ser de tamaño suficiente, tal que la densidad media de la burbuja con las partículas adheridas sea menor que la densidad de la pulpa.

Es ventajoso tener burbujas pequeñas ya que estas dan un área superficial más grande para una cierta velocidad superficial de gas, aunque se ha notado que el tener burbujas muy pequeñas tiene como resultado una espuma más húmeda, disminuyendo el grado de concentrado.

Por otro lado, en el caso de flotación iónica si se tiene un área superficial de burbujas muy grande se tiende a mejorar la colección de iones, debido al hecho de que la especie se encuentra en fase acuosa, y la mayor área superficial del dispositivo de flotación cubierta por las burbujas tiende a aumentar la eficiencia del proceso de separación ^[7].

2.6. Variables en el proceso de flotación.

2.6.1. Velocidad superficial de gas.

Comúnmente, un método útil para definir la velocidad de gas, es la velocidad superficial de gas J_g (cm/s), y se obtiene del flujo volumétrico de gas en cm^3/s dividido por el área de sección transversal de la celda en cm^2 . Dando unidades de cm/s ecuación (1), es preferido el hecho de usar velocidad superficial, porque sirve como parámetro de comparación para equipos de diferente tamaño y geometría [4, 13, 15].

$$J_g = \frac{Q_g(\text{cm}^3/\text{s})}{A_c(\text{cm}^2)} = \frac{\text{cm}}{\text{s}} \quad (1)$$

En muchos de los casos el J_g es usado para describir el régimen de flujo de burbujas de columnas de flotación [4,13]. Donde el gas retenido (ϵ_g) tiene una variación casi lineal con J_g (valores óptimos de J_g) como se ve en la figura 2.3. La sección lineal es caracterizada por una distribución homogénea de flujo de burbujas de tamaño uniforme ascendiendo a velocidad uniforme, y esto es llamado, flujo de burbujas homogéneo, arriba de cierto valor de J_g , comienza la transición de flujo de burbujas estables a flujo turbulento donde el gas retenido decrece por la presencia de burbujas de mayor tamaño, que ascienden rápidamente desplazando líquido y pequeñas burbujas hacia abajo de la columna, el flujo deseable en sistemas de dispersión es el flujo estable de burbujas [4].

La transición del flujo de burbujas estables puede usarse como un indicativo del $J_{g_{\max}}$ en una columna de flotación [27]. Se ha descrito a la velocidad superficial de gas J_g (cm/s) como un parámetro clave para el diseño y escalamiento de columnas industriales [27,28].

Si bien es cierto que la mayor cantidad de información reunida en los últimos años sobre los sistemas de dispersión esta dedicado a las columnas de flotación, sin embargo las características que se presentan en la dispersión de gas en columnas puede aplicarse en otros equipos de flotación(celdas flotación) debido al hecho que el sistema de dispersión de gas

(generadores de burbujas) se asemeja, por lo cual dentro del presente trabajo se usaran los parámetros de operación y de dispersión usados normalmente en columnas de flotación.

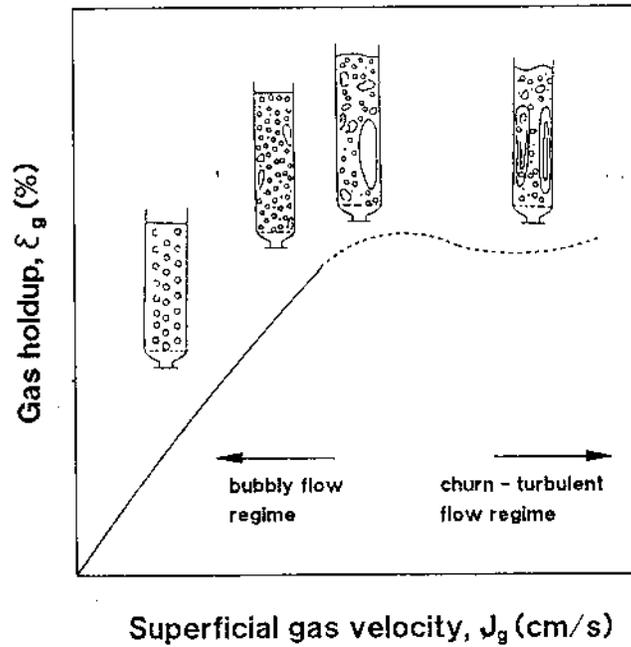


Figura 2.3. Relación general entre el gas retenido en función de la velocidad superficial de gas ^[4].

2.6.2. Velocidad superficial de líquido.

En sistemas de dispersión en columna existen cuatro corrientes: alimentación, colas, concentrado, y de lavado (bias). En los sistemas en celda de flotación lo único que difiere es el agua de lavado que en general no se emplea, aunque en planta en ocasiones se hacen pruebas en bancos de celdas mecánicas con agua de lavado.

Cada una de las corrientes es expresada como velocidades superficiales de líquido y se obtienen del flujo volumétrico de líquido en cm^3/s dividido por el área de sección transversal de la celda en cm^2 . Dando unidades de cm/s ^[4,13], ecuación (2).

Es importante controlar los flujos de alimentación y colas, para definir los parámetros; de tiempo de residencia del sistema de flotación, nivel de interfase (dispersión - espuma) y a su vez la rapidez con la cual el sistema alcanza los fines deseados en términos de separación [28].

$$Jl = \frac{Ql(\text{cm}^3/\text{s})}{Ac(\text{cm}^2)} = \frac{\text{cm}}{\text{s}} \quad (2)$$

Se ha explorado el efecto del incremento de la velocidad de líquido en contracorriente, en una serie de valores constantes de velocidad superficial de gas, los resultados encontrados se presentan en la figura 2.4. Donde con el incremento de Jl para cierto valor de Jg el gas retenido (ϵ_g) incrementa. Esto era esperado, ya que la velocidad de ascenso de las burbujas (relativo al observador estacionario) disminuye, por el mayor efecto en contracorriente del Jl [4].

Aunque en realidad lo encontrado por los citados autores es un efecto aparente que depende de la técnica experimental usada, otros autores han observado un comportamiento opuesto [28]. Para esta serie de pruebas, el incremento de Jl disminuyó el máximo Jg tolerable en operaciones en régimen de flujo de burbujas estables [4, 28].

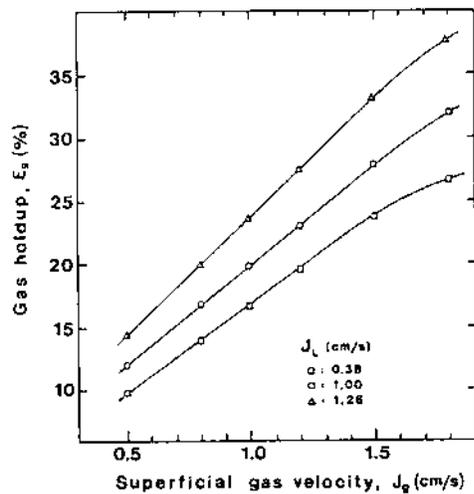


Figura 2.4. Velocidad superficial de gas Vs. gas retenido, efecto de la velocidad de líquido en contracorriente con las burbujas. 15 mg/l Dowfroth 250C [4]

2.6.3. Altura de la zona de colección.

La zona de colección es la región donde ocurre la colisión entre burbuja y la especie interés a separar, llevando acabo el proceso de colección, formándose una nube de agregados burbuja partícula sobre la superficie del líquido, esta región esta comprendida desde el punto de inyección del gas hasta el nivel de la interfase espuma - pulpa; en columnas de flotación esta zona se caracteriza por presentar una cinética de flotación de primer orden, una dispersión axial, así como la máxima capacidad de carga ^[28].

2.6.4. Patrón de mezclado.

Normalmente, el grado de turbulencia en sistemas de dispersión gas - líquido refleja el grado de mezclado y circulación en la zona de colección, debiendo mantener estos efectos en un mínimo para asegurar un tiempo residencia relativamente bajo de los agregados especie - burbuja en la zona de colección, realizando el proceso de colección con mayor eficacia, para estimar el tiempo de residencia es necesario conocer el patrón de mezclado del equipo de flotación ^[4,28].

En la industria el grado de turbulencia en procesos de dispersión de gas se determina mediante el análisis visual del comportamiento de la superficie de la espuma; esta debe derramarse suavemente por el rebosadero. El bamboleo de la superficie de la espuma en celdas de flotación mecánica y la proyección de líquido en la superficie causada por grandes burbujas de gas, es indicativo de un mezclado y turbulencia excesivos, así también estos son función de los valores de gas retenido los cuales tienden a disminuir debido principalmente a la coalescencia de burbujas. El grado de turbulencia y mezclado en una columna de flotación se ve reflejado por el efecto de “ebullición” en la superficie ^[28].

Los orígenes del mezclado y circulación en exceso dentro del dispositivo de flotación pueden ser debido a una inyección excesiva del gas, bien sea a la posición del sistema de dispersión de gas o a su falla, produciendo una distribución no homogénea de gas provocando variación en la distribución del tamaño de burbuja, creando corrientes de mezclado (estas son

el resultado de la creación de zonas de densidades relativas diferentes), circulación de gas y líquido y grandes turbulencias ^[28].

Para estimar el tiempo de residencia es necesario conocer el modelo de flujo en el equipo, este puede ser determinado mediante la inyección de un trazador, de un material detectable, en el flujo de alimentación del equipo ^[29].

Las condiciones de mezclado deben conocerse o al menos estimarse para el diseño y escalamiento del equipo de flotación, los modelos de mezclado que se presentan en la literatura son para una cinética de primer orden, por un lado está el flujo tipo pistón o tapón, donde el tiempo de residencia de todos los elementos en el continuo es el mismo. Este tipo de mezclado en un dispositivo de flotación significa que hay gradientes de concentración de la especie flotable a lo largo del eje del equipo ^[4].

Otra característica importante es que el tiempo de residencia de todos los elementos es el mismo en todo el dispositivo de flotación, no puede ocurrir mezclado en dirección del flujo de burbujas, pero si se presenta mezclado lateral. El flujo tipo pistón es equivalente al sistema de procesamiento batch (sin circulación de líquido) ^[30].

El modelo opuesto de mezclado, es el reactor de mezclado perfecto, donde hay una distribución del tiempo de residencia (DTR) y donde la concentración es la misma en todo el reactor ^[4].

Una vez que un trazador es introducido al equipo, este es inmediatamente dispersado a través de todo el volumen del equipo, de las curvas de DTR de un reactor tipo mezclado perfecto se puede ver que una pequeña cantidad del trazador, sale instantáneamente mientras que otro poco nunca sale, así que hay una DTR de cero a infinito. La distribución de tiempo de residencia de ambos modelos de flujo se presenta en la figura 2.5. ^[30].

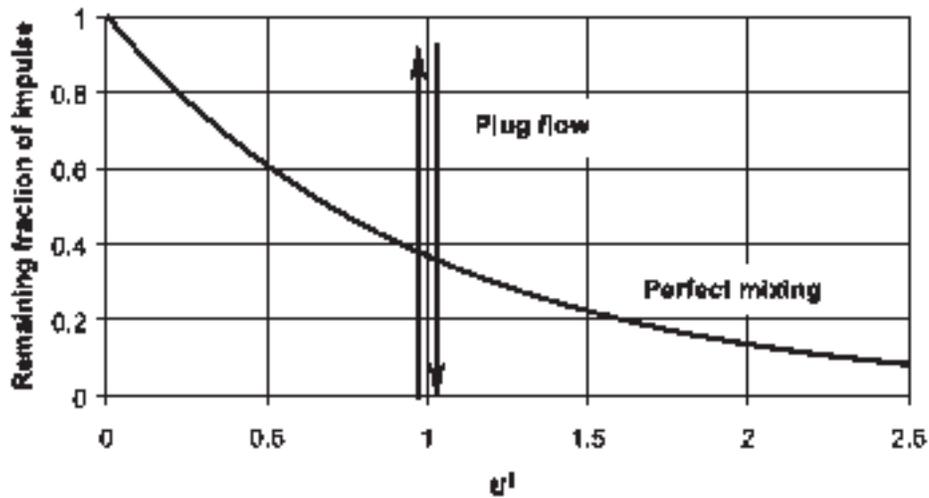


Figura 2.5. Distribución del tiempo de residencia flujo tipo pistón y un mezclador perfecto.

Para el transporte flujo tipo pistón con una velocidad de reacción de primer orden la constante cinética k , esta en función del tiempo de retención y la recuperación, dada por la ecuación (3)^[4].

$$R = 1 - \exp(-kt) \quad (3)$$

Para un reactor de mezclado perfecto con un tiempo de residencia (τ), la constante cinética se da por la ecuación (4). El mezclado tiene un efecto nocivo en la recuperación ^[4].

$$R = 1 - (1 + k\tau)^{-1} \quad (4)$$

2.6.5. Tiempo de residencia.

La flotación es un proceso dinámico y la eficiencia esta relacionada directamente al tiempo que pasa el material en el equipo. Para analizar completamente este proceso. Tiene que conocerse la distribución del tiempo que le toma al material proceder de la entrada a la salida ^[30].

El tiempo de residencia en la zona de colección, es un parámetro que representa de manera relativa una aproximación al periodo de permanencia del continuo en la zona de colección.

Este tiempo de residencia aparente, esta dado por tres factores: la posición del nivel de la espuma, el volumen de la zona de colección, la fracción de gas retenido (y del continuo) en la zona de colección y la velocidad superficial de líquido ecuación (5) ^[13,28].

$$\tau = \frac{V_{zc}}{Q_l} * (1 - \epsilon_g) \quad \text{“O”} \quad \frac{h_{zc} - h_{ce}}{J_l} * (1 - \epsilon_g) \quad (5)$$

Donde V_{zc} es el volumen de la zona de colección. cm^3 , ϵ_g es la fracción de gas retenido. $(1 - \epsilon_g)$ es la fracción de líquido retenido, y Q_l es el flujo volumétrico de líquido cm^3/s . Dando unidades de $1/\text{s}$ comúnmente expresado como $1/\text{min}$.

Igualmente, el tiempo de residencia aparente, también puede expresarse por la segunda expresión en la ecuación (5). Donde h_{zc} es la altura de la zona de colección en cm. h_{ce} es la altura de la cama de espuma en cm., ϵ_g es la fracción de gas retenido, $(1 - \epsilon_g)$ es la fracción de líquido retenido y J_l la velocidad superficial de líquido cm/s . La diferencia entre ambas relaciones, radica en el echo que la primera maneja unidades en tres coordenadas y la segunda en dos, dando un mejor acercamiento la primera ecuación (5) ^[28], la cual será usada para el cálculo del tiempo de residencia en este trabajo de investigación.

2.6.6. Recuperación.

Es evidente que la flotación por espuma es un método físico-químico de concentración de especies finamente diseminadas en la solución. El proceso involucra un tratamiento químico para crear las condiciones favorables para la unión de las especies de interés a separar a las burbujas de aire. Estas transportan la especie hacia la superficie del líquido, formando una espuma estable la cual derrama y posteriormente la especie deseada se concentra mientras las

no deseadas permanecen sumergidas en la solución y son descargadas por las corrientes de colas.

La eficiencia con la cual se lleva a cabo la separación es a menudo referida como el porcentaje de recuperación, y está en función de un amplio grupo de parámetros de operación, condiciones químicas e hidrodinámica del sistema.

La eficiencia del reactor o recuperación se estima a partir de la toma de muestras en las corrientes de concentrado, colas y alimentación en este orden estricto, y del análisis químico de las especies deseadas, ya sea por métodos analíticos (análisis químicos por gravimetría) o instrumentales (espectroscopia de absorción atómica) en ocasiones expresada en unidades de masa por unidad de tiempo, llevando a cabo un balance másico del sistema. La recuperación se expresa a partir de un balance de masa como:

$$\%R = \frac{FM_C}{FM_C + FM_T} * 100 \quad (6)$$

Donde FM_C es el flujo másico en el concentrado expresado como (grs. de especie colectada/ min.) FM_T es el flujo másico de colas, y FM_A es el flujo másico en la alimentación, por balance de masa, $FM_A = FM_C + FM_T$. Por lo tanto, durante la colecta de muestras es necesario tomar el tiempo de muestreo, pesar la cantidad tomada de muestra y llevar a cabo el análisis químico.

2.6.7. La constante cinética de flotación.

Se considera que el proceso de colección de especies en un equipo de flotación sigue una cinética de primer orden, con una constante de velocidad de colección κ . La recuperación de un componente de un proceso de primer orden depende de tres parámetros: la constante de velocidad, el tiempo de residencia medio, y los parámetros de mezclado, por lo cual las condiciones de mezclado deben conocerse (patrón de flujo modelo tipo pistón o mezclador perfecto) ^[28].

Así, la constante de velocidad de flotación esta relacionada con J_g y D_b , por lo cual, la condición necesaria para mantener la constante cinética en el escalamiento, es que el mismo diámetro de burbuja sea logrado a la misma velocidad superficial de gas de los experimentos en laboratorio ^[14].

Por lo cual, la constante cinética de flotación es independiente del diámetro y tamaño del equipo de flotación empleado ^[14]

De las relaciones presentadas en la literatura^[4], citadas en las ecuaciones (3) y (4) para un modelo tipo pistón y un reactor tipo mezclador perfecto respectivamente, puede derivarse la constante cinética de flotación, conociendo la recuperación del componente deseado y el tiempo aparente de residencia.

Por ejemplo para un reactor de mezclado perfecto la relación es la ecuación 4 $R = 1 - (1 + k\tau)^{-1}$ despejando la constante cinética de flotación queda:

$$k = \frac{R}{(1-R) \cdot \tau} \quad (7)$$

Donde k es la constante cinética de flotación, τ el tiempo de residencia aparente y R la recuperación de la especie (fracción).

2.7. Características de la dispersión.

2.7.1. Gas retenido ϵ_g (%).

Cuando el gas se introduce en un equipo de flotación, el líquido contenido es desplazado, la fracción volumétrica desplazada se llama gas retenido, (ϵ_g), expresado comúnmente como porcentaje en volumen. Los valores característicos de gas retenido en sistemas de dispersión son de alrededor de 10 – 25 %, el complemento ($1 - \epsilon_g$) es el líquido retenido ^[4].

El gas retenido puede estimarse por varios métodos (figura 2.6.) Donde el método A) estima el total del gas retenido en un recipiente (gas retenido global). Mientras los métodos B) y C) estiman el gas retenido en una sección del reactor (gas retenido local). En el método B) La sección dada es definida por la distancia entre las dos tomas de presión. El método C) es definido por la trayectoria de la señal entre los sensores. Los métodos B) y C) pueden usarse para medir la variación axial del gas retenido.

El método B) examinado por presión, es el método más simple; El método A) es impracticable con espuma y, el método C) necesita calibración, normalmente en contra del gas retenido determinado por métodos de presión.

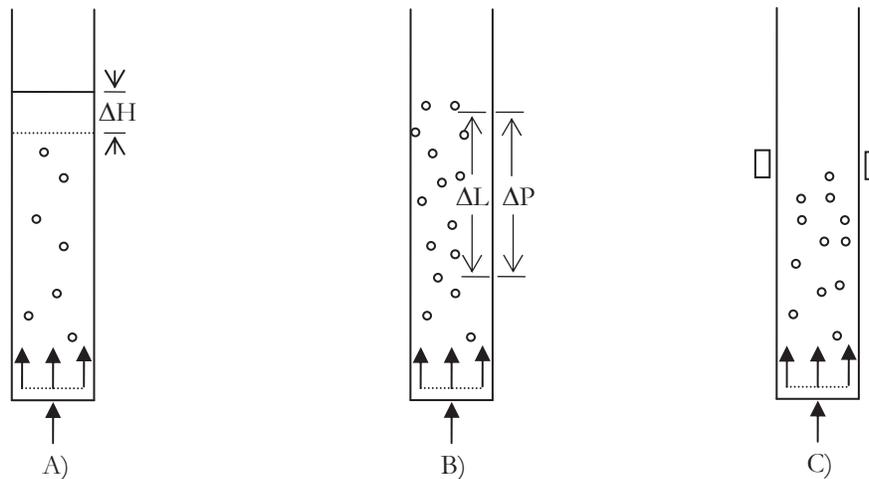


Figura 2.6. Métodos de estimación de gas retenido ^[4].

2.7.2. Teoría de la estimación del gas retenido por diferencias de presión.

Teoría de la determinación del método B). Para hacer tratable el procedimiento, se supone que el componente dinámico de la presión es despreciable y que las burbujas están ligeramente cargadas, y consecuentemente, la densidad de agregado burbuja partícula es despreciable. En la figura 2.7., la presión atmosférica en PA, PB, PA', PB' esta dada por ^[4,13]:

$$P_A = P_{A'} \quad ; \quad P_B = P_{B'} \quad (8)$$

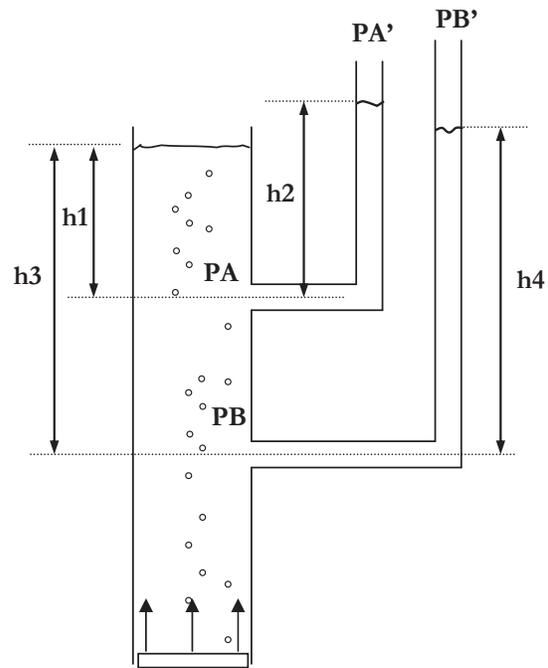


Figura 2.7. Estimación de gas retenido por el método de diferencia de presión ^[13].

Donde:

$$PA = g \rho_{sl} h1 (1 - \epsilon g) \quad (9)$$

$$PB = g \rho_{sl} h3 (1 - \epsilon g) \quad (10)$$

$$PA' = g \rho_w h2 \quad (11)$$

$$PB' = g \rho_w h4 \quad (12)$$

Lo que resulta en un balance de fuerzas;

$$PB - PA = PB' - PA' \quad (13)$$

Arreglando términos queda:

$$[g \rho_{sl} h3(1 - \epsilon g)] - [g \rho_{sl} h1(1 - \epsilon g)] = (g \rho_w h4) - (g \rho_w h2) \quad (14)$$

Factorizando:

$$g \rho_{sl} (h3- h1) (1- \epsilon_g) = g \rho_w (h4 - h2) \quad (15)$$

Acomodando términos:

$$1 - \epsilon_g = \frac{g \rho_w (h4 - h2)}{g \rho_{sl} (h3 - h1)} \quad (16)$$

Eliminando términos semejantes y reorganizando, el gas retenido queda; considerando que se opera en condiciones de solo líquido, la densidad de la pulpa ρ_{sl} se considera unitaria.

$$\epsilon_g = 1 - \left[\frac{\rho_w}{\rho_{sl}} \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \Delta H} \right] \quad (17)$$

Considerando que se trabaja con agua solamente, la ρ_{sl} (densidad de la pulpa) es igual 1. Por lo cual, el gas retenido en su forma más sencilla (en caso de que solo se use agua - aire) queda como:

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\Delta H} \quad (18)$$

Donde ΔP corresponde a la diferencia de presión (en cm de columna de agua), dividido por la altura entre las dos tomas de presión ΔH .

Este método de estimación de gas retenido es comúnmente en aplicaciones industriales, la importancia de conocer el ϵ_g del sistema radica en el hecho, que es un parámetro de control primario en sistemas de dispersión de gas ^[31]. Se ha establecido que el gas retenido esta en función de un amplio grupo de variables presentes en flotación tales como; químicas, operacionales y mecánicas ^[32].

El gas retenido esta relacionado con el tamaño de burbuja en función del tipo de dispersor del gas, características físicas y concentración del espumante, velocidad superficial de gas y el modelo de mezclado en la zona de colección ^[28].

Además, el ϵ_g define la densidad del flujo de burbujas (S_b , cm/s/cm). Por lo cual, el conocimiento del gas retenido es una herramienta importante en el diagnóstico y control de operación de un sistema de dispersión de gas ^[28].

Una fuente común de error de la estimación del gas retenido en sistemas de dispersión en equipos de flotación es relacionado con el hecho de que el gas retenido estimado es un valor promedio del total de volumen contenido entre las dos tomas de presión. La carencia de una técnica confiable para estimar el gas retenido en línea, fue origen de amplia investigación ^[28].

Actualmente, se ha registrado en la literatura un nuevo método para estimar el gas retenido del sistema, localmente empleando celdas de flujo de conductividad eléctrica, basándose en mediciones de conductividad de la dispersión de gas y del líquido, usando la relación de Maxwell para fases no conductoras dispersas en un medio conductor ^[33-36].

Conceptos básicos. La conductividad eléctrica de un material es una propiedad intensiva, es decir no depende de la cantidad o forma del sistema, y es equivalente a la conductancia de un cubo de un centímetro de lado suponiendo que la corriente es perpendicular a las caras opuestas del cubo ^[33,34].

Para medir la conductividad eléctrica de dispersiones, se han descrito en la literatura varios modelos para sistemas multi fases, propuestos por Maxwell ^[38]. Se ha demostrado que la relación de Maxwell, predice de manera eficiente el gas retenido en condiciones relevantes en el procesamiento de minerales ^[33,34].

La celda de flujo de conductividad descrita en la literatura ^[34, 35, 36, 37] se define como una que permite que el fluido o dispersión fluya libremente a través de ella mientras se mide la conductividad eléctrica.

Cuando se usa una celda de flujo de conductividad para medir la dispersión, el requerimiento principal es que las mediciones internas de la celda sean representativas de la dispersión del lado externo de la celda ^[34,35].

El diseño de la celda de flujo de conductividad es primordial y como base se toma el sistema en el cual será empleada y así determinar la constante de celda. Se han hecho varias pruebas experimentales para elucidar este aspecto ^[34,35].

La figura 2.8. Muestra el efecto de usar una celda de flujo con dos electrodos en un electrolito: el campo eléctrico no solo sigue una trayectoria dentro de la celda si no que sale también de ella (pruebas con el MagNet 5.1). En los experimentos con celdas de dos electrodos la trayectoria del campo eléctrico hace imposible calibrar la constante de celda. Esta situación fue superada usando celdas de flujo de tres electrodos (figura 2.9), donde los dos electrodos de los extremos son de una polaridad y el del centro de una polaridad opuesta. Este diseño de celda de tres electrodos se empleará para estimar el gas retenido local del sistema.

Se ha encontrado que la constante de celda es equivalente a la constante de celda geométrica, para celdas de tres electrodos, indicando que el flujo del campo eléctrico se extiende entre los electrodos, y se confirmó por simulación (MagNet 5.1), figura 2.9. ^[34, 35, 36,37].

Normalmente, las celdas de flujo de conductividad requieren calibración, realizando mediciones de conductividad versus conductancia, para obtener la constante de celda eléctrica, referida como constante de celda efectiva, mediante la obtención de una regresión polinomial, y convertir las lecturas de conductancia a conductividad y sustituirlas en el modelo de Maxwell^[38], ecuación (19), para la estimación del gas retenido (ϵ_g).

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l} \right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l} \right) \right]} * 100 \quad (19)$$

Donde κ_d es la conductividad de la dispersión, κ_l es la conductividad solamente del líquido, y ϵ_g es el gas retenido expresado en porcentaje.

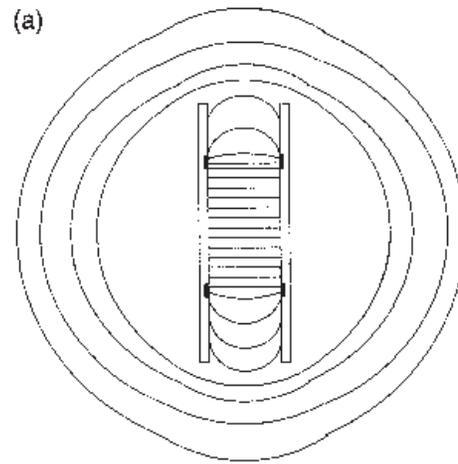


Figura 2.8. Simulación (MagNet 5.1) de la extensión de las líneas iso potenciales para una celda de flujo de conductividad con dos electrodos inmersos en solución electrolítica.

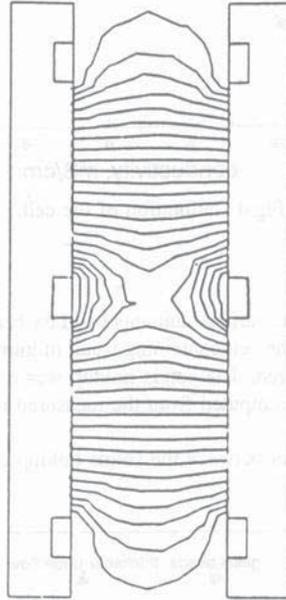


Figura 2.9. Simulación de campo eléctrico (MagNet 5.1) dentro de la celda de flujo de conductividad mostrando la extensión de las líneas iso potenciales a través de los electrodos ^[34, 35, 36].

2.7.3. Diámetro de burbuja (D_b) mm.

En los procesos de flotación, el tamaño de burbuja juega un papel clave, ya que con la disminución del tamaño de burbuja, es mayor la probabilidad de colisión burbuja - especie, y por lo tanto mayor colección, la disminución de tamaño de burbuja generalmente se logra mediante la adición de agentes espumantes a la solución disminuyendo la tensión superficial y por ende la resistencia a la formación de burbujas en el dispersor del gas ^[39-44].

Las burbujas de diámetro más pequeño tienen menores velocidades de ascenso comparadas con las de burbujas de mayor tamaño, por lo cual el incremento en el tamaño de burbuja reduce el tiempo de residencia de las burbujas en el equipo de flotación, produciendo menores valores de gas retenido en el sistema ^[31]. Por lo contrario, al aumentar el diámetro de burbuja, el área superficial de las mismas disminuye, y se limita la capacidad de transporte de masa del sistema.

El comportamiento hidrodinámico del sistema se ve alterado por el tamaño de burbuja en la dispersión de gas - líquido por efecto del mezclado. Las diferencias en los tamaños de burbujas puede producirse por la coalescencia de burbujas en el sistema debido a las corrientes de circulación y mezclado^[31], en presencia de un flujo de burbujas estable y homogéneo, el mezclado se ve anulado o, por lo menos, disminuido^[4].

Se ha encontrado que la intensidad de mezclado en columnas de flotación es determinada por las características de las burbujas, por lo que la distribución del tamaño de burbuja en el equipo de flotación incrementa las corrientes de circulación y mezclado ^[27], conjuntamente con la velocidad superficial de gas y la fracción volumétrica de gas retenido en la dispersión gas - líquido ^[28].

Otros autores han mencionado que en la flotación, el factor principal que gobierna el diámetro de burbuja, es la concentración de espumante, el D_b es de mayor interés para ingenieros, que el gas retenido. De pruebas de flotación empleando diferentes dispersores de gas (cerámico, hule y tela filtro), se ha encontrado que el tamaño de burbuja es normalmente veinte veces el tamaño de poro ^[14].

Se ha demostrado que en la colección de partículas finas, la generación de burbujas muy pequeñas de diámetros menores a 0.08 cm no siempre producen constantes de velocidad altas en la operación de columnas, debido a su lenta velocidad de ascenso ^[39-44].

Debido a que el proceso de colección de especies por las burbujas de gas, y la formación de agregados especie - burbuja, son fenómenos interfaciales, la superficie de burbuja generada en el sistema de flotación, determinará la probabilidad de colectar especies hidrofóbicas; y su efecto en la cinética del proceso de separación será determinante ^[28]. Por tal razón, es necesario conocer o al menos aproximar, el tamaño promedio de las burbujas en la nube de burbujas en procesos de flotación por espuma. El diámetro de burbuja esta en función de los valores tales como gas retenido, velocidad superficial de gas y líquido, viscosidad y densidad del continuo.

En la literatura se describe un método de cálculo indirecto del tamaño promedio de burbuja de datos de gas retenido y velocidades relativas de fase. Usando la aproximación del análisis de arrastre (Drift Flux), se determina la velocidad terminal de ascenso de la burbuja donde el D_b puede calcularse usando una serie de correlaciones. El método es aplicable a sistemas aire – agua y pulpa - gas ^[39-44].

Los datos experimentales encontrados en pruebas de flotación muestran que existe una relación muy estrecha entre las mediciones del D_b con el análisis de arrastre y técnicas fotográficas, en sistemas de dispersión gas - líquido ^[39-44].

Las técnicas fotográficas han sido los procedimientos mas comunes para medir el D_b . Sin embargo, generalmente son tediosas para grandes valores de gas retenido y requieren equipo sofisticado ^[39-44].

El método descrito en la literatura, no requiere equipo especial, empleando solamente mediciones de gas retenido, velocidades de líquido y gravedad específica ^[39-44].

El concepto de análisis de arrastre fue introducido originalmente por Wallis para relacionar velocidades de flujo de fase, gas retenido y propiedades físicas ^[39].

Del análisis de arrastre se estima la velocidad terminal de deslizamiento de las burbujas mediante la relación para sistemas de dos fases. La expresión principal del análisis de arrastre es la siguiente:

$$U_t = \frac{J_g}{\epsilon_g} \pm \frac{J_l}{(1 - \epsilon_g)} \quad (20)$$

- 1) Estimar un valor de m en 3
- 2) Calcular la velocidad terminal de una burbuja ecuación (20).
- 3) Calcular el numero de Reynols (Re_s) de la nube de burbujas y el diámetro de burbuja (D_b) con las expresiones siguientes (22 y 23), el cálculo se lleva acabo primeramente estimando un valor de (D_b).

De observaciones experimentales se ha determinado que m es cercano a 3 en todos los casos. Por lo cual el análisis de arrastre puede resolverse interactivamente de este procedimiento ^[39,44]:

$$U_{sb} = \frac{J_g}{\varepsilon_g (1 - \varepsilon_g)^m} - \frac{J_g - J_l}{(1 - \varepsilon_g)^m} \quad (21)$$

$$Re_s = \frac{D_b * U_s * \rho l * (1 - \varepsilon_g)}{\mu l} \quad (22)$$

El diámetro de burbuja se aproxima con la relación:

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5} \quad (23)$$

donde $\rho l = 1 \text{ gr/cm}^3$; $\mu l = 0.01 \text{ gr/cm} \cdot \text{s}$; $g = 981.6 \text{ cm/s}^2$

Una vez obtenido el diámetro de burbuja (D_b) este valor es sustituido por el valor estimado en el cálculo del número de Reynolds (Re_s), y es sustituido hasta que se iguala con el estimado. Ya igualado se procede a calcular el valor de m con la siguiente expresión:

$$m = \left(4.45 + 18 * \frac{D_b}{D_c} \right) (Re_b)^{-0.1} \quad 1 < Re_s < 200 \quad (24)$$

Donde

$$Re_b = \frac{D_b * U_t * \rho l}{\mu l} \quad (25)$$

Este valor obtenido de m se sustituye en el cálculo de U_{sb} donde se estimó en un valor de 3. Una vez sustituido este valor se procede nuevamente a ajustar el valor de D_b calculado, interactivamente con el valor de m , así hasta igualar el valor estimado con el calculado.

2.7.4. Flujo de área superficial de burbujas S_b (s^{-1}).

El flujo de área superficial de burbujas con unidades de cm^2/s , es definido como la superficie específica de burbujas que fluyen por unidad de tiempo a través de una superficie unitaria normal a su dirección de flujo, la última puede considerarse como la sección transversal del equipo de flotación empleado: cm^2 de superficie de burbuja/ s/cm^2 de superficie de sección transversal unitaria [4, 26, 28, 31, 45]. El término S_b se representa gráficamente en la figura 2.10.

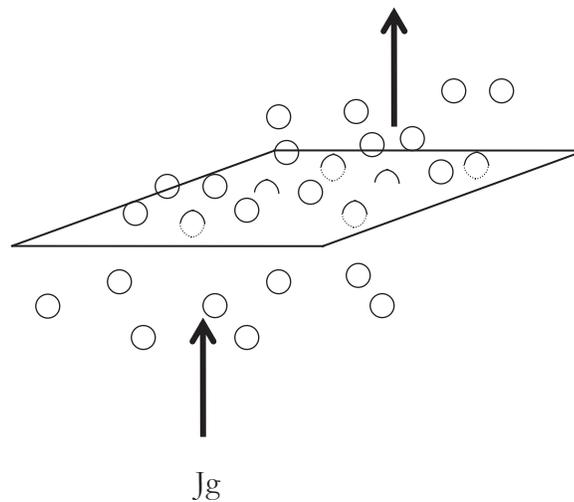


Figura 2.10. Representación esquemática del término flujo de superficie de burbujas por unidad de tiempo por unidad de área de sección transversal.

El parámetro S_b (s^{-1}) reúne las características químicas del sistema (dadas por el D_b), hidrodinámicas (al considerar la fracción de gas y las condiciones de régimen de flujo del sistema y las características de generación de burbuja) y de máquina del sistema de flotación (la cual depende de la velocidad superficial de gas) [31].

Por lo que, el término densidad de flujo de superficies de burbuja (S_b s^{-1}) relaciona mejor el rendimiento metalúrgico, que el tamaño de burbuja, fracción de gas retenido o la velocidad superficial de gas independientemente^[31].

S_b es una medida propia de las condiciones hidrodinámicas en un proceso de flotación. Y, se ha encontrado en celdas de flotación mecánica, que el flujo de superficie de burbujas tiene fuerte correlación con la constante cinética de flotación k . También se ha presentado que existe una relación clara entre S_b y k en columnas de flotación^[46,47 y 49].

S_b se puede derivar por las definiciones arriba mencionadas y se ha empleado el término de densidad de flujo de superficies de burbuja relacionado con la recuperación, donde se concluye que con el incremento en el S_b (s^{-1}) la recuperación de la especie se ve favorecida, incrementando además la fracción de gas retenido en el sistema^[4,28,31].

De la definición anterior se tiene que S_b está dada por:

$$S_b = n * \frac{S}{A} \quad (26)$$

Donde n es el número de burbujas de superficie S

$$S = \pi * d_b^2 \quad (27)$$

$$n = \frac{6Qg}{\pi(db)^3} \quad (28)$$

Donde n es el número de burbujas (la cual se obtiene del volumen contenido en una esfera simulando la burbuja de gas dada por $V = \pi d^3/6$), S es la superficie de burbuja y A es el área de sección transversal unitaria en dirección normal al flujo de burbujas.

Sustituyendo ambas formulas

$$S_b = \frac{6Qg}{\pi(db)^3} * \frac{\pi(db)^2}{A} \quad (29)$$

Reduciendo términos queda:

$$S_b = \frac{6Qg}{db * A} \quad (30)$$

Por definición se tiene que $Jg = Qg/A$ por lo que S_b queda como

$$S_b = \frac{6Jg}{Db} \quad (31)$$

2.8. Físico química de la flotación.

2.8.1. Colectores en flotación.

La primera patente relacionada al proceso de flotación de minerales fue realizada por Haynes en 1860 ^[2]. El reconoció la diferencia en mojabilidad de varios minerales por agua y aceites. Pero debido a la necesidad del tratamiento de minerales mas complejos, se desarrollaron combinaciones de reactivos mas selectivos y equipo de flotación mas eficiente.

La flotación moderna inicio en 1923 cuando C. H. Keller descubrió el uso de xantatos como colectores ^[2]. Actualmente la flotación se ha extendido hacia otras áreas de procesamiento tales como flotación iónica, separación de tinta, recuperación de suelos, grasas y aceites ^[13,28].

El nombre de xantato proviene del griego “xhantos” que significa amarillo y se refiere mas al color de la sal, que a las sales del metal álcali, Zeise en 1822 los descubrió pero no fue sino hasta 1900 que los xantatos encontraron aplicación en la industria del plástico, caucho y goma usando el xantato en el curado y vulcanización de estos, más tarde estos encontraron aplicación en la manufactura de textiles sintéticos y como fungicidas. En 1923 Cornelius Keller descubrió que debían tener una aplicación mas amplia, en 1925 se empezó a usar los xantatos como colectores de flotación ^[2].

El mecanismo esencial del proceso de flotación, consiste en separar la especie químicamente modificada por el colector, siendo esta atraída por las burbujas de aire como un efecto de imán, así las especies de interés son transportadas a la superficie del equipo de flotación donde son removidas ^[2].

Los colectores son el corazón de los procesos de flotación, este produce una película hidrofóbica sobre la superficie, por ejemplo, la superficie mineral, empero en el caso de flotación iónica no se tiene superficie ^[2].

Muchos colectores usados actualmente son heteropolares, es decir contienen, un grupo polar (con carga) y, uno no polar (sin carga). Cuando se unen a la partícula mineral o la especie a separar (acuosa), el grupo hidrocarbonato no polar de las moléculas de colector esta orientado hacia fuera de la superficie de la especie. De esto resulta la formación de una película hidrocarbonada hidrofóbica ^[48]. Existen colectores aniónicos y catiónicos, la diferencia estriba en que la terminación polar del primero es de carga negativa y del segundo positiva.

La acción del colector en flotación ha sido ampliamente investigada, más que cualquier otra fase del proceso de flotación. Como resultado, actualmente permanecen pocas dudas. Sin embargo, el mecanismo de unión del colector en la especie es aun sujeto a debate y controversia ^[2].

Se ha puesto en discusión las fuerzas de atracción entre la porción polar del colector y la superficie mineral. Las teorías propuestas incluyen la teoría de la solubilidad o química, y también varias teorías de adsorción involucrando el enlace del colector como un ion, una molécula, una monocapa y o multicapa.

La teoría química o de solubilidad postula la formación de un compuesto organometálico sobre la superficie mineral. Se ha reconocido que cuando los sulfuros de plomo y cobre son separados de sulfuros de zinc por flotación con xantatos, se forman sobre la superficie del cobre y plomo xantatos de metal muy insolubles. La teoría de la solubilidad no es útil para todos los minerales ^[2]. La figura 2.11 muestra la teoría del enlace del, xantato.

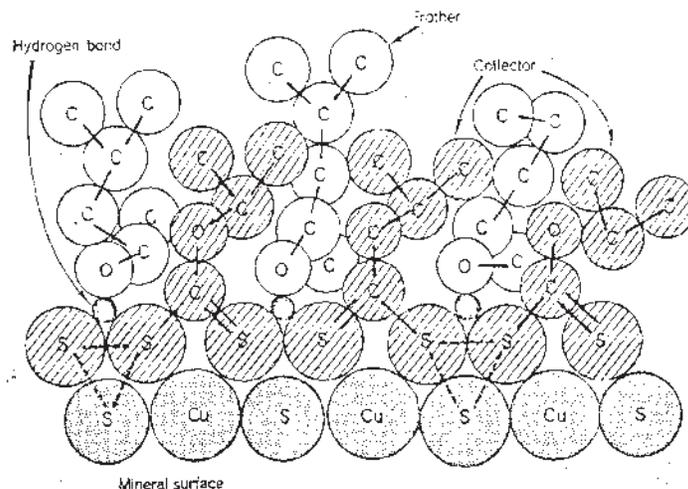
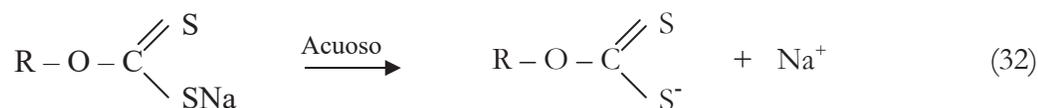


Figura 2.11. Enlace teórico entre la especie mineral y la molécula de xantato ^[2].

El bajo costo y alto poder de colección del xantato los hacen los reactivos más ampliamente utilizados para concentrar la mayoría de los minerales sulfurosos. Todos los xantatos de metal álcali, producen líquidos aceitosos como co producto en la formación de sales de metales álcali ^[2].

Los xantatos son derivados del ácido carbónico, en el cual dos grupos de oxígeno son reemplazados por azufre y un hidrógeno por un grupo alquil. El nombre del xantato depende del alcohol y el metal de hidróxido alcalino empleados. Por ejemplo en el Xantato amílico de potasio, se utilizan alcohol amílico e hidróxido de potasio además del bisulfuro de carbono ^[48].

Los xantatos son compuestos heteropolares que contienen un grupo funcional inorgánico (iónico) unido a una cadena de hidrocarburo (no iónico). En medio acuoso el xantato se disocia en iones xantato e iones de metal alcalino que lo forma conforme a la siguiente reacción:



En la descomposición del ion xantato hay seis reacciones, en soluciones acuosas que están relacionadas con la flotación de minerales: I) Hidrólisis del ion xantato, II) Descomposición del ácido xántico, III) Descomposición hidrolítica, IV) Oxidación a dixantogeno, V) Oxidación a monotiocarbonato y VI) Oxidación a perxantato ^[48].

Las reacciones de hidrólisis (33) y descomposición del ácido xántico (34) son las principales reacciones de descomposición en soluciones ácidas. Estudios realizados ^[48] han mostrado que aproximadamente el 50 % de la reacción de descomposición ocurre en una hora a pH cercano de 4.3.



En soluciones altamente alcalinas pH >13, la reacción de descomposición resulta de los productos finales: ion carbonato, bisulfuro de carbono, tritio carbonato y alcohol como se indica en la reacción (35). Donde el tritio carbonato CS_3^{2-} , puede descomponerse a CS_2 y S^{2-} .



La oxidación a dixantogeno reacción (36), es de las reacciones más importantes dentro del procesamiento de minerales, ocurren en el rango de pH entre 6 -12.

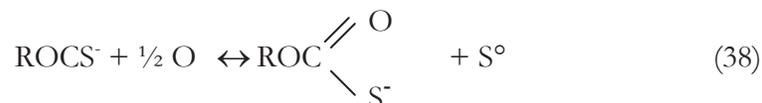
Se ha demostrado que algún tipo de oxidación (causado por un agente oxidante del agua natural, u oxígeno del aire inyectado) es esencial antes que los xantatos puedan actuar como colectores, sea la oxidación del ion xantato a dixantogeno representada por la reacción (31), o la oxidación del sulfuro, reacción (37), la que provee los productos hidrofóbicos metal - xantato. La oxidación a dixantogeno es fácilmente observada en soluciones concentradas de xantato, donde el dixantogeno insoluble se separa de la solución como una emulsión.



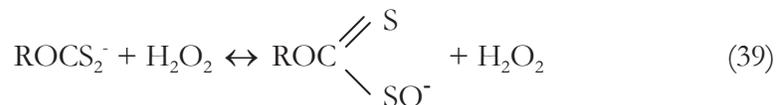


La oxidación de ion xantato se lleva a cabo por efecto de un gran número de agentes oxidantes en solución acuosa: yodo, cloro, hipoclorito de sodio, ácido nítrico.

Durante la descomposición de ion xantato a monotiocarbonato (reacción 38), se ha encontrado que la reacción requiere la participación de superficies de sulfuro, si se adsorben oxígeno y iones xantato sobre la superficie, es posible la subsecuente formación del monotiocarbonato.



La reacción de oxidación de ion xantato a perxantato (39), se lleva a cabo bajo ciertas condiciones específicas de alcalinidad y niveles de oxidación como los que provee el peróxido de hidrógeno (H_2O_2).



Para el caso exclusivo de la flotación iónica la atracción del ion xantato con los iones de metales presentes en fase acuosa se da por atracciones electrostáticas o quimioadsorción.

2.8.2. Espumantes.

Los espumantes juegan un papel clave junto con los colectores en la flotación. El proceso de flotación consiste en la generación de una espuma capaz de flotar las especies a separar, adhiriéndolas a las burbujas de gas formando la espuma y controlando la velocidad de flotación de lo deseable a separar, de lo no deseable, especies hidrofílicas^[50,51].

Los surfactantes o espumantes son sustancias que tienen como función principal el disminuir la tensión superficial de líquido. Las moléculas del surfactante poseen un grupo polar y un grupo no polar. El primer grupo es generalmente un grupo funcional que contiene heteroátomos tales como H, O, N o P. El segundo, es una cadena hidrocarbonada alquilo o alquilo-arilo. La presencia de estos dos grupos le dan al surfactante un carácter anfífilo lo que significa que la molécula de espumante posee afinidad a la vez por las sustancias polares y por las no polares ubicándose preferentemente en una superficie o interfase como la mostrada en la (figura 2.12).

Estos surfactantes se clasifican según su ionización y pueden ser aniónicos o catiónicos^[52]. Nótese que las interacciones entre el grupo polar ionizado son 10 veces mas grande que la interacción con el grupo apolar, cuando una molécula de surfactante se ubica en forma orientada en una interfase o una superficie se dice que se adsorbe.

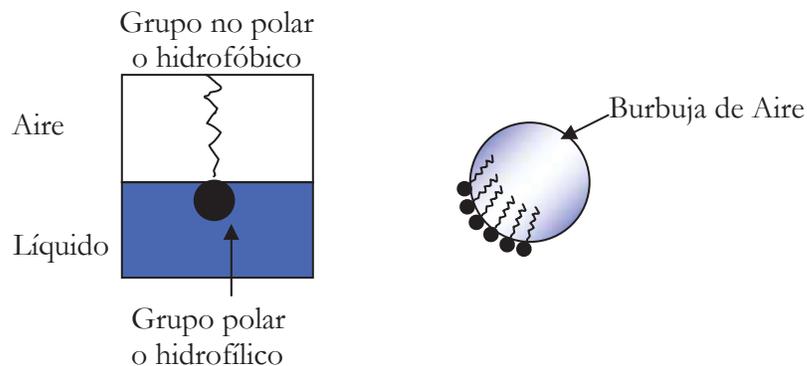


Figura 2.12. Representación esquemática de la orientación de las moléculas de espumante en la interfase gas – líquido.

La adsorción es un proceso espontáneo que ocurre cuando una sola afinidad se satisface como en la adsorción gas – líquido. En tal caso el efecto hidrófobo es la principal fuerza motriz ya que remueve el grupo polar del agua, el agua contiene iones H^+ y OH^- susceptibles a adsorberse a una superficie sólida dependiendo del pH; en consecuencia una superficie sólida mojada por agua posee una carga superficial no nula.

En consecuencia, se llega muy rápidamente a la saturación de todo el espacio disponible a la interfase lo que resulta en lo que se llama una monocapa, en tal monocapa las moléculas de surfactante están arregladas en forma geométrica, típicamente una molécula de espumante ocupa de 30 a 50 Å² de área interfacial. Cuando se produce una monocapa ocurre como si la interfase estuviera recubierta por una capa fina de material ^[52].

La distribución de las moléculas de espumante en la capa superficial da a esa zona la elasticidad requerida para permitir el ascenso de las burbujas a través de la capa de líquido sin romperse. Si un espumante tiene limitada solubilidad en agua, tendera a concentrarse como una película molecular en la superficie y no habrá suficientes moléculas dentro de la capa superficial para proveer la elasticidad deseada ^[50,51].

Los surfactantes o agentes de superficie activa (que indica adsorción preferencial del compuesto en la interfase gas - líquido), poseen dos propiedades fundamentales el fenómeno de adsorción y la capacidad de formar polímetros de agregación llamados micelas (formación micelar) ^[50,51]

La segunda propiedad fundamental de los surfactantes en solución acuosa es su capacidad de auto asociación, la formación de una monocapa mas o menos densa de surfactante en una interfase es la primera manifestación de la tendencia a asociarse, cuando la concentración de espumante aumenta se produce rápidamente la saturación del área interfacial y como consecuencia el numero de moléculas disueltas tiende aumentar, a partir de cierta concentración llamada concentración critica micelar CCM.

Entonces el surfactante tiende a producir estructuras poliméricas de asociación llamadas micelas (o racimos), estas son a menudo esféricas y contienen varias decenas de moléculas orientadas de tal forma que la parte no polar se sustraiga al ambiente acuoso ^[52].

Se ha demostrado que la interacción entre el espumante y el colector juega un papel importante en la flotación, además los espumantes reducen significativamente el tiempo de inducción y, por consecuente, la cinética de la unión burbuja partícula.

Cuando el surfactante es introducido en agua sus grupos polares (por ejemplo hidroxil, amina, etc.) interactúan con las moléculas de agua para formar una cubierta de hidratación alrededor de tales grupos, el tamaño de esta capa y la energía con la que las moléculas de agua son retenidas determina la fuerza de la película interfacial formada^[53,54].

Es bien conocido que el incremento de la longitud del grupo hidrofóbico disminuirá la solubilidad del surfactante en agua y también causará el empacamiento de moléculas de surfactante en la interfase^[53,54]. Los mejores espumantes son los que poseen cadenas hidrocarbonadas ramificadas, lo cual hace imposible que tales moléculas se empaquen entre sí formando micelas.

CAPITULO III. DESARROLLO EXPERIMENTAL.

3.1. Descripción de equipo utilizado.

Los experimentos se llevaron a cabo en una celda de flotación, construida de acrílico transparente de 19.1 cm x 19.1 cm de sección por 33.5 cm de altura, en la Figura 3.1 se muestra la representación esquemática del equipo utilizado.

En una de las paredes laterales de la celda se instalaron dos manómetros de presión de agua, separados entre si 20 cm, y a 7 cm del fondo de la celda. Se colocó un vertedero al nivel de rebosadero de la celda, para colectar la espuma, construido también de acrílico.

La alimentación se ubicó en una pared opuesta a la salida de colas, ambas cerca del fondo de la celda (como se muestra en la figura 3.1.), los flujos de líquido fueron regulados con dos bombas peristálticas (una para cada corriente de flujo), de rango de 0 a 8 litros por minuto, modelo 77601-00 Instruments Company. Estas bombas fueron calibradas previamente, los datos obtenidos de la calibración se presentan en el apéndice I.1.

El aire fue introducido a la celda de flotación, individualmente a través de tres diferentes arreglos de dispersores porosos flexibles, dispuestos horizontalmente en la celda de flotación. La figura 3.2 presenta la disposición de los generadores de burbujas en la celda; correspondiendo a) plano, b) cilíndrico y c) una batería de dispersores cilíndricos, construidos de una sección de PVC perforada con diámetros de 1 mm. , y forrados con tela filtro sintética.

En la figura 3.3. Se presenta la textura macroscópica y microscópica de la tela filtro empleada, en imágenes digitales y de microscopia electrónica de barrido (MEB). El aire fue regulado y controlado mediante dos rotámetros (marca Cole Parmer), uno de 0 a 10 lts/min y otro de 0 a 100 lts/min. Los rotámetros fueron calibrados previamente mediante un procedimiento de desplazamiento de columna de agua.

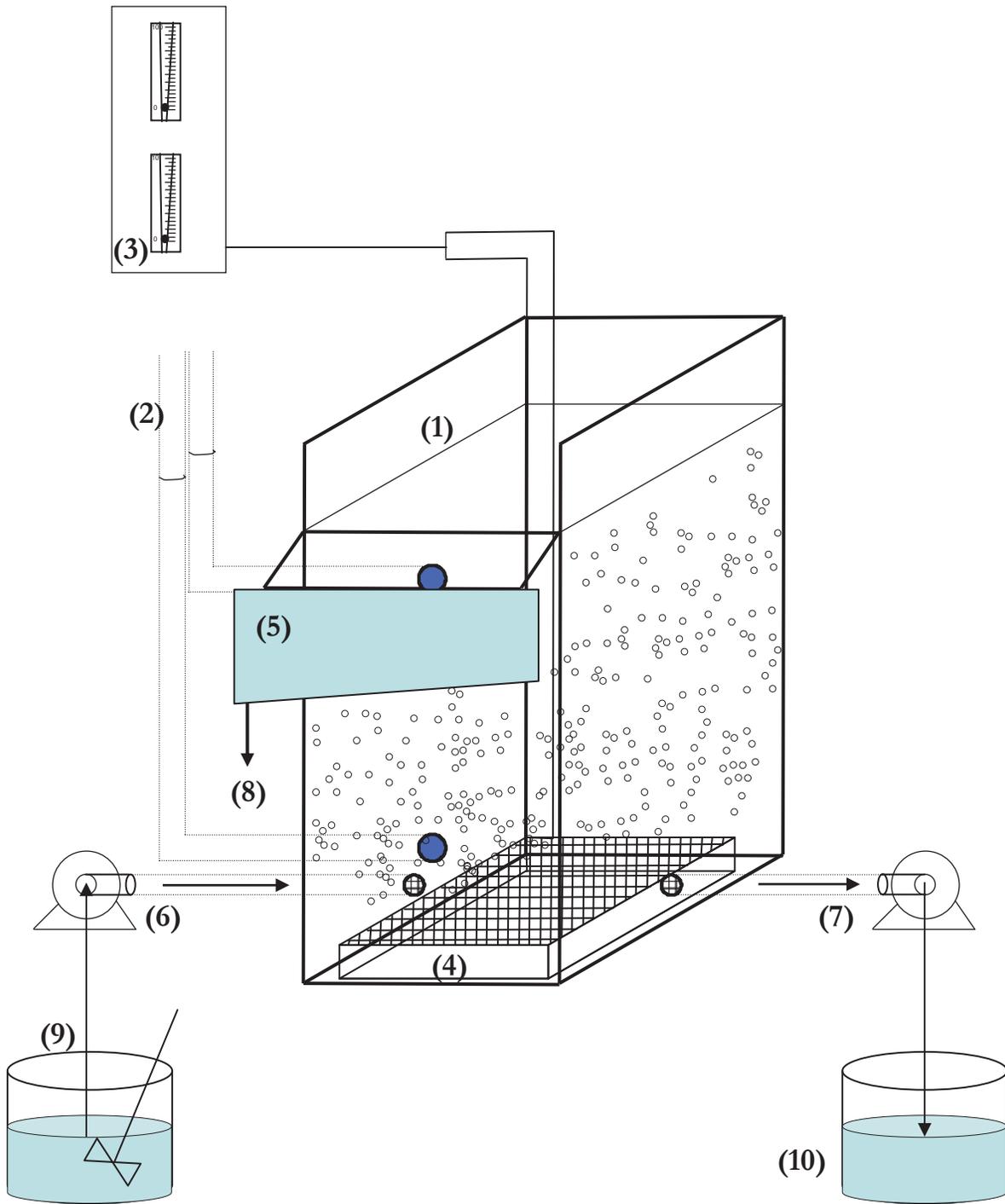
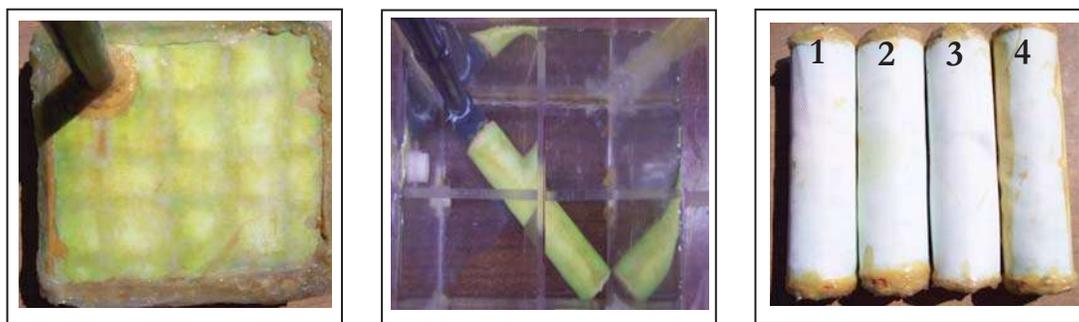


Figura 3.1. Representación de la celda de flotación: (1) Celda de flotación, (2) manómetros de presión de columna de agua, (3) Rotámetros, (4) Dispensador poroso. (5) vertedero, (6) y (7) Bomba de alimentación y colas, (8) concentrado, (9) y (10) Tanque de alimentación y de colas.



a)

b)

c)

Figura 3.2. Disposición de los sistemas de dispersión en la celda de flotación vista de planta; a) Dispensor plano, b) Cilíndrico y c) Batería de cilíndricos.

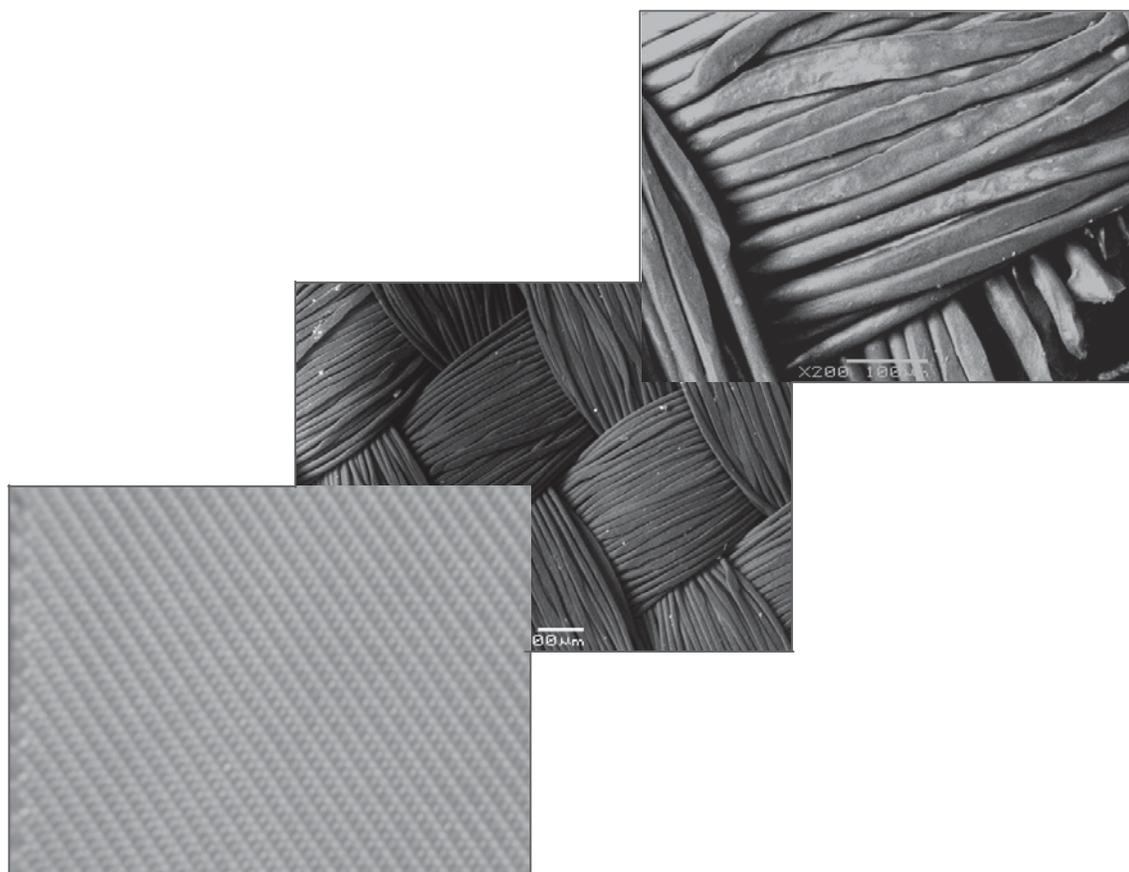


Figura 3.3. Textura de la tela filtro usada para construir los dispersores porosos flexibles.

3.2. Construcción y calibración de la celda de flujo de conductividad.

Para medir la fracción de gas retenido (ϵ_g) se construyó una celda de flujo de conductividad eléctrica, de acrílico transparente de 2.54 cm de diámetro, con tres anillos de grafito de 1.0 cm de ancho, separados 2.5 cm. Con esta disposición se procuró evitar perturbar el sistema. Los electrodos fueron aislados por la sección exterior del tubo para evitar el contacto con el continuo (agua o pulpa) y, por ende, salidas de corriente de la celda de flujo de conductividad. La Figura 3.4. muestra un diagrama esquemático de la celda de flujo de conductividad eléctrica.

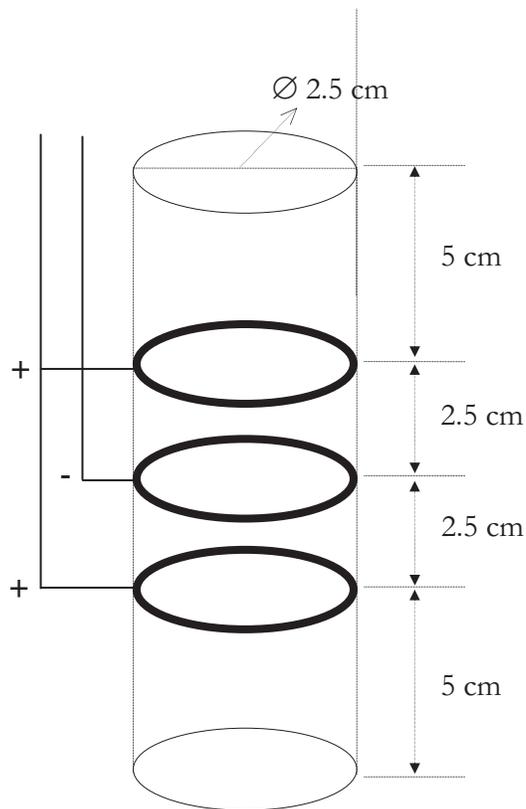


Figura 3.4. Representación esquemática de la celda de flujo de conductividad con electrodos de grafito de 1 cm de espesor.

Los electrodos de los extremos son de polaridad opuesta al de en medio, de esta forma se evitó la transferencia de energía eléctrica a los alrededores y mantenerla solamente por dentro de la celda. Se prefirió el uso de electrodos de grafito para evitar la interacción entre estos y las soluciones acuosas con metales pesados a tratar, en el caso que se usaran de acero inoxidable se corre el riesgo de que ocurra el proceso de cementación por el intercambio de electrones entre el hierro y los iones de cobre, lo cual conduciría a obtener resultados erróneos.

La celda de flujo de conductividad se conectó a un conductivímetro (Tacussel Electronic CDRV62E), la señal se transmitió a través de una interfase conectada a un sistema de adquisición de datos (tarjeta Solartron Instruments 3595IC I.M.P.), y a su vez a un computador 486.

Se usó para coleccionar los datos un programa escrito en lenguaje Basic citado en el Apéndice I.2. En la mayoría de las pruebas experimentales las medidas de conductancia para el cálculo del gas retenido, fueron tomadas cada cinco segundos usando el promedio de doce lecturas coleccionadas durante un minuto.

La celda de flujo fue calibrada usando soluciones electrolíticas de diferente conductividad eléctrica, disolviendo cantidades de cloruro potasio (KCl) de pureza 99 % ALyT en agua para dar varias conductividades de líquido.

Una vez que se conoce la constante de celda, esta puede usarse para estimar la conductividad de las mediciones de conductancia. La figura 3.5. muestra la curva de calibración y el polinomio de tercer grado obtenido de la calibración.

Estos datos se presentan en el apéndice I.3. Cuando se usa una celda de flujo para medir la conductividad eléctrica de una dispersión, el requerimiento es que la medición sea representativa de la misma.

Las celdas de conductividad eléctrica presentan dos conceptos de idealidad.

El primero es desde el punto de vista eléctrico: la celda ideal es aquella donde las superficies equipotenciales son paralelas a la superficies de los electrodos, esto implica que la relación entre la superficie del área usada para transferir la corriente eléctrica y la distancia entre los electrodos es constante, cualquiera que sea la conductividad del medio en donde la corriente es transferida, esta celda de conductividad ideal se forma mediante: dos placas paralelas infinitas emplazadas cara a cara; dos electrodos esféricos concéntricos, entre otros. De estas geometrías está claro que tales celdas no son adecuadas para aplicaciones industriales ^[56].

El segundo concepto de idealidad es desde el punto de vista del usuario: la selección de la forma y dimensiones, así como el conocimiento previo sobre el sistema que se va a medir, son importantes para diseñar las celdas de flujo de conductividad para aplicaciones en sistemas de flotación ^[56].

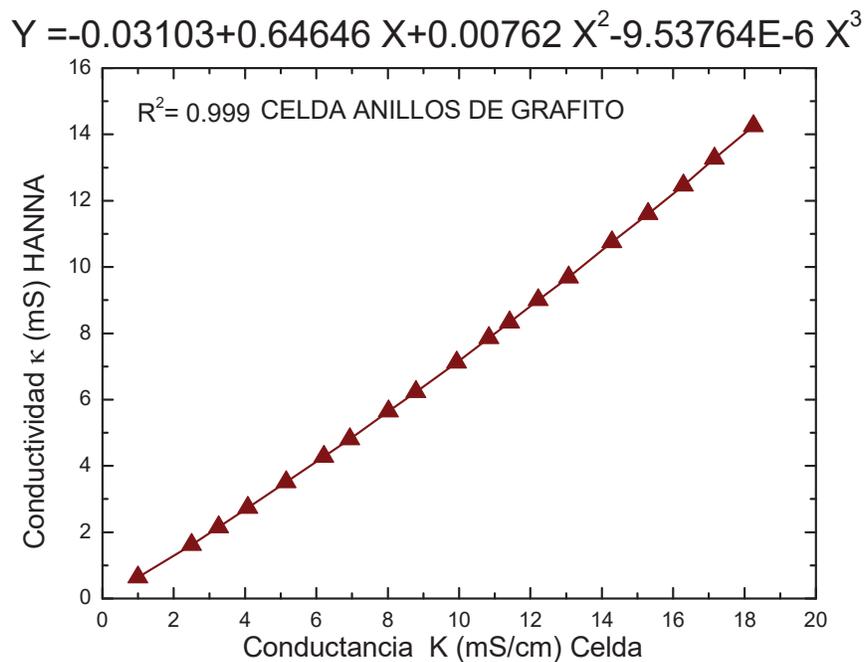


Figura 3.5. Curva de calibración de la celda de flujo de conductividad eléctrica. Apéndice I.3.

3.3 Procedimiento Experimental.

3.3.1. Sistema de dispersión Aire - Agua - Espumante.

Las pruebas preliminares consistieron en llevar a cabo una serie de experimentos; primero con agua - aire sin y con espumante (Alkemin S.A. de R.L. de C.V.) con concentraciones de 10, 20 y 30 mg/l, propilenglicol.

La tensión superficial del líquido para cada adición de espumante se determinó de acuerdo al principio de formación de la gota por caída de presión ^[58]. Los valores de tensión superficial son: 58.85, 54.85 y 49.80 para concentraciones de espumante de 10, 20 y 30 mg/l de espumante respectivamente.

El método experimental consistió en alimentar continuamente la solución mediante una bomba peristáltica, a una determinada velocidad superficial de líquido J_l (cm/s) y la salida de colas a una velocidad superficial similar a la de alimentación. La profundidad de la cama de espuma se mantuvo constante en 3 cm. En esta parte del trabajo experimental el líquido de las corrientes de concentrado y colas fueron regresados al tanque acondicionador y vueltos a alimentar a la celda.

Una vez estabilizado el nivel de líquido en la celda de flotación con los flujos de alimentación y colas se procedió a la alimentación del gas (aire comprimido) a través del sistema de dispersión; el rango de J_g (cm/s) estudiado fue de 0.1 a 1.8 cm/s, el cálculo de J_g se presenta en el apéndice I.5., para cada valor de J_g experimentado, se le dio un tiempo de estabilización de cinco minutos, una vez concluidos se procedió a la toma de lecturas de presión y de conductividad para calcular el gas retenido y conocer la distribución de este, en diferentes zonas de la celda.

La fracción de gas retenido fue estimado por dos métodos: uno global, y el otro local; el primero medido por diferencia de presión en una sección (ΔH) en la zona de colección abajo de la cama de espuma, de acuerdo a los valores de caída de presión en los manómetros de agua

Cabe resaltar que este método provee un valor promedio del volumen de gas contenido entre las dos tomas de presión, lo que da margen de errores si el gas no es homogéneamente distribuido en la celda de flotación. El método local consistió colocar la celda de flujo en nueve posiciones diferentes en la sección transversal de la celda de flotación y midiendo la conductancia de la dispersión y la del líquido, para determinar el ϵ_g localmente.

En la Figura 3.6. Se indican los dos niveles de toma de lectura de conductancia. Uno donde la celda de flujo se ubicó debajo de la interfase espuma, y el otro entre las dos tomas de presión.

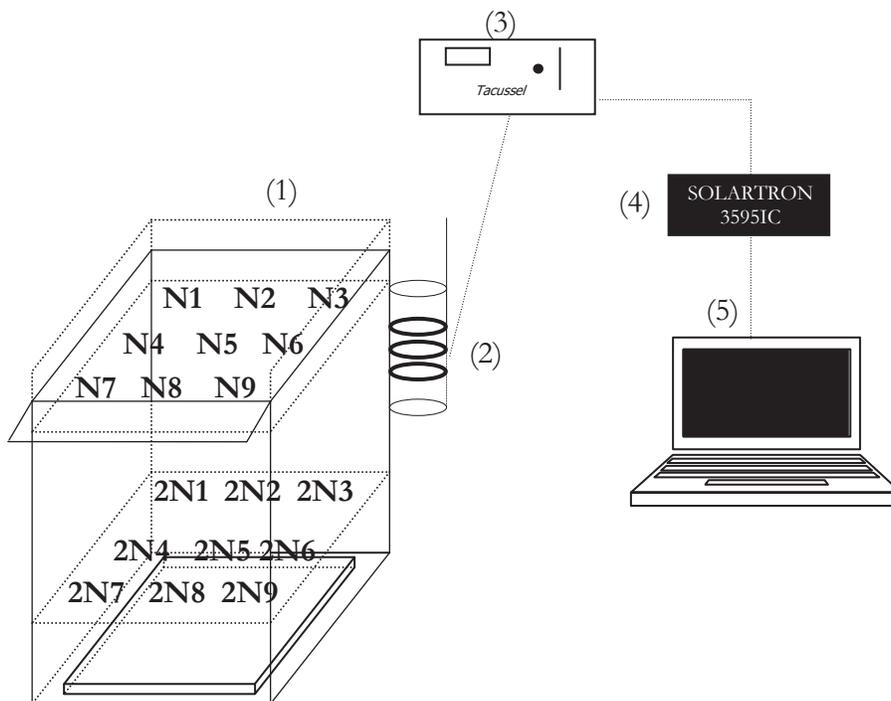


Figura 3.6. Posición de análisis de la celda de flujo de conductividad en la celda de flotación.

(1) Celda de flotación, (2) Celda de flujo de conductividad, (3) Conductivímetro (Tacussel), (4) Sistema de adquisición de datos, (5) Ordenador 486.

3.3.2. Determinación del patrón de flujo de mezclado.

La flotación es un proceso dinámico y la eficiencia es relacionada directamente al tiempo que pasa el material en el equipo de flotación. La importancia de evaluar la distribución del tiempo de residencia (DTR) en un dispositivo de flotación, radica en el hecho que es un parámetro útil para especificar el diseño de nuevo equipo de flotación ^[30].

El tiempo de residencia, se determina de las curvas DTR, aunque puede estimarse de datos experimentales, la forma de las curvas obtenida es el mejor indicativo del modelo de flujo en la celda de flotación. La forma mas común para determinar la curva DTR es introduciendo un trazador (sólido o soluble en agua) y detectar la cantidad de este trazador en la descarga de colas en función del tiempo.

Se construyó una celda de flujo de conductividad de diámetro de 2.0 cm. con tres electrodos separados entre si 2.5 cm., cada electrodo consistió de una serie de secciones sólidas puntuales de grafito de 0.6 cm. de diámetro distribuidos en todo el perímetro del tubo, la celda de flujo de conductividad eléctrica fue calibrada y acoplada en la salida de colas, como ilustra la Figura 3.7.

El procedimiento experimental consistió en operar la celda de flotación en régimen continuo, a un JI individual de 0.12, 0.19, 0.31 y 0.37 cm/s similar para la alimentación y la descarga de colas, usando una solución con una tensión superficial de 49.80 dinas/cm (30 mg/l de espumante), y un valor fijo de Jg (0.8 cm/s), el análisis de la DTR se llevo acabo para los tres sistemas generadores de burbujas. En un tiempo cero se inyectó en la alimentación un volumen de solución concentrada de KCl (0.5 lbs.), registrando la variación de la conductancia cada segundo durante nueve minutos en la salida del equipo usando el sistema de adquisición de datos.

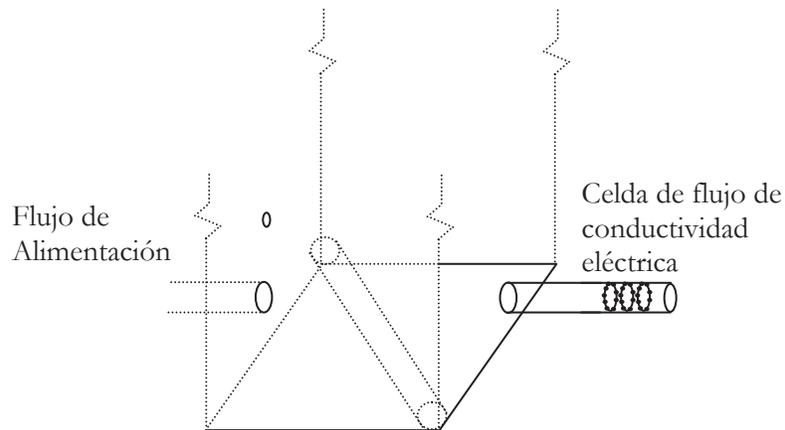


Figura 3.7. Representación esquemática de la ubicación del sensor de conductividad.

Para el análisis de las curvas DTR.

3.3.3. Flotación iónica, Aire - Agua - [e] - Colector. Una sola etapa.

Para las pruebas de flotación iónica en una sola etapa se recirculó la solución durante toda la prueba experimental, se prepararon soluciones de 20 mg/l de Cu y Pb, por separado, disolviendo cantidades conocidas de sulfato cupríco ($\text{CuSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$, 99% de pureza, Alyt) y nitrato de plomo ($\text{Pb}(\text{NO}_3)_2$ 99 % de pureza, ALyT) en un volumen de veinte litros de agua del grifo, una vez disueltos, se adicionó el espumante (polipropilenglicol) en concentración de 30 mg/l tensión superficial de 49.80 dinas/cm, posteriormente se agregó el colector (xantato amílico de potasio $\text{C}_5\text{H}_{11}\text{OCS}_2\text{K}$), en el caso de flotación de cobre.

Para la flotación del ion plomo se usó como colector dodecil amina ($\text{C}_{12}\text{H}_{27}\text{N}$ 99% Aldrich), para algunas de estas pruebas de flotación de ion plomo, fue requerido una concentración de 50 mg/l de espumante debido en parte a la adsorción de moléculas de espumante por el colector catiónico (dodecil amina). Se le dio a las soluciones un tiempo de 15 minutos de acondicionamiento, agitando y recirculando la solución en la celda de flotación para obtener una perfecta homogenización de los reactivos adicionados.

En estas pruebas se estudió el efecto de la concentración de colector (amil xantato de potasio) en la recuperación del ion metálico; para el caso con ion cobre se usaron relaciones molares metal: colector de 1: 0.1, 0.3, 0.5, 0.8, 1.0, (en términos de Molaridad: 0.31, 0.94, 1.57, 2.52 y 3.14. $\times 10^{-4}$ M), para el caso de ion plomo se usó una relación metal: colector de 1: 0.3, y 1.0 (Molaridad de 0.94 y 3.14 $\times 10^{-4}$, respectivamente).

El procedimiento experimental en una sola etapa consistió en alimentar continuamente la solución a la celda de flotación a una velocidad superficial de líquido (Jl) de 0.19 cm/s constante, manteniendo una velocidad similar para las colas. La corriente de alimentación, de descarga (colas) y de concentrado coincidía en un mismo tanque. Una vez ajustado el nivel del líquido en la celda de flotación se comenzó a inyectar el gas a través del sistema de dispersión (para estas pruebas solo se usó el dispersor plano y el cilíndrico).

Se emplearon velocidades superficiales de gas (Jg) de 0.1 a 2.0 cm/s, evaluando el comportamiento de la recuperación con el incremento de la velocidad superficial de gas y la concentración de colector.

Durante cada incremento de Jg se midió la altura de la cama de espuma, se dio un intervalo de dos veces el tiempo de residencia (τ , min) en la zona de colección. Una vez concluido se procedió a muestrear las corrientes de concentrado, colas y alimentación en ese orden, con el objeto de evitar disturbios en el sistema, ya que la muestra de alimentación se colecta, interrumpiendo el flujo de líquido de entrada a la celda de flotación. Todas las pruebas se hicieron por duplicado, obteniendo un promedio de ambas mediciones, se tomó el tiempo del muestreo y se pesó la muestra colectada, para llevar a cabo un balance másico.

Las muestras colectadas, fueron analizadas en un espectrómetro de absorción atómica (Perkin Elmer 3100), Figura 3.8. Los estándares para obtener la curva de calibración del equipo tuvieron concentraciones de; 1, 5, 10 y 15 mg/l de Cu y Pb individualmente. Durante todas las pruebas de flotación se estimó el gas retenido de la dispersión mediante los dos métodos propuestos, presión manométrica y conductividad, con este último se estudió la distribución de gas retenido en la celda de flotación.



Figura 3.8. Equipo de espectrometría de absorción atómica (EAA). Perkin Elmer 3100.

3.3.4. Flotación iónica. Sistema multi etapas.

En estas pruebas se simuló un banco de flotación de cinco celdas (cinco etapas). Para el caso, ion cobre se estudió el efecto de las variables velocidad superficial de gas (J_g 0.5, 0.8, 1.0 1.5) manteniendo constante J_l en 0.19 cm/s, número de etapa o celda y la velocidad superficial de líquido de colas (con valores de J_l de 0.12, 0.19, 0.31, 0.37 cm/s), manteniendo constante J_g en 0.8 cm/s, en la recuperación de ion cobre. Se estudio el efecto de la presencia de deflectores en el comportamiento hidrodinámico como se muestra en la Figura 3.9. y su efecto en la recuperación, los deflectores laterales, verticales y cruciformes se colocaron siete centímetros por debajo del limite del rebosadero de la celda, algunas pruebas fueron llevadas a cabo colocando deflectores verticales y laterales con una altura hasta el vertedero de la celda.

Se ha reportado en la bibliografía que la introducción de deflectores verticales en columnas de flotación, reduce el mezclado axial ^[57]. Sin embargo este punto es materia de controversia; se ha medido la distribución de tamaños de burbujas y se concluyó que los deflectores tienen poco efecto en la reducción del mezclado en la columna ^[33].

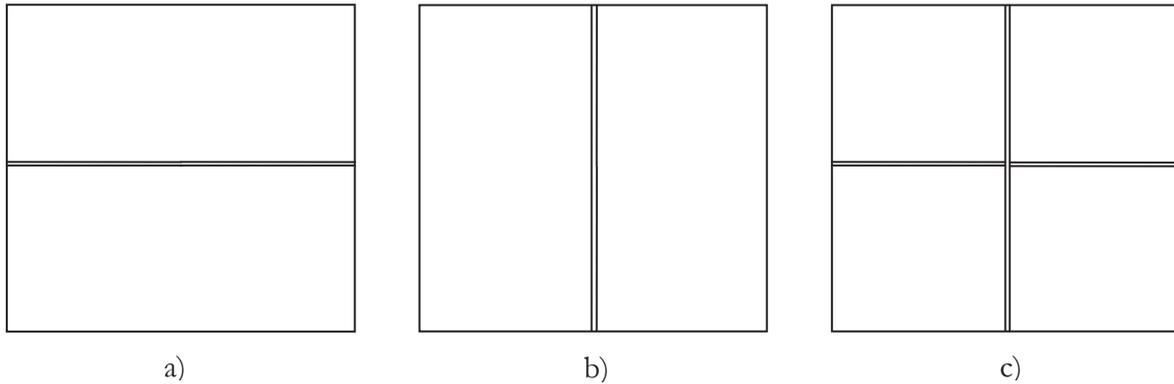


Figura 3.9. Ubicación de los deflectores verticales colocados en la celda. Vista de planta:
a) Lateral, b) Frontal y c) Cruciforme.

En el presente trabajo, también se estudió el efecto de la dispersión de gas generada por tres sistemas generadores de burbujas (plano, cilíndrico y una batería de dispersores cilíndricos) en la recuperación de ion cobre. Para la batería de dispersores se simuló, la falla de dispersores y su efecto en la recuperación y en las características de la dispersión (primero desconectando el dispersor No. 2, después el No. 4 y, posteriormente, ambos a la vez) mostrados en la Figura 3.2

Se determinó el comportamiento de la recuperación en función de las características de la dispersión gas - líquido, en cada etapa de flotación. Se midió la distribución del gas retenido, se estimó el diámetro de burbuja D_b , se calculó el flujo de superficies de burbujas (S_b), el tiempo de residencia medio (τ), y la constante cinética de flotación (k). Así, también durante todas las pruebas de flotación por etapas se midió la profundidad de la cama de espuma (h_{ce}).

La simulación de las cinco etapas se hizo de la manera siguiente: para cada corriente se dispuso un tanque diferente, así la salida de colas de la primera etapa fue colectada en un recipiente independiente a los demás, de tal manera que las colas de la primera etapa se usaron como alimentación de la segunda etapa, y así sucesivamente hasta llegar a una quinta etapa. Analizando la recuperación por etapa y la recuperación acumulativa.

Para el caso del ion plomo, se llevó a cabo la flotación por etapas siguiendo la descripción anterior, con 20 mg/l de plomo, a J_l de 0.19 cm/s, J_g de 0.8 cm/s, 50 mg/l de concentración de espumante, empleando un dispersor cilíndrico. La relación de colector (dodecil amina): metal se fijó en 1: 1. Se obtuvo la recuperación por etapa y acumulativa. La distribución de gas retenido fue monitoreada en cada etapa, se calculó el diámetro de burbuja, así como el flujo de área superficial de burbujas.

CAPÍTULO IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.

4.1. Pruebas preliminares. Sistema Aire - Agua - Espumante.

Estas primeras pruebas se llevaron a cabo para caracterizar la dispersión gas-líquido, producida por dispersores porosos flexibles forrados de tela filtro, en sistemas gas - líquido sin y con espumante (10, 20 y 30 mg/l), en función de las características de la dispersión (ϵ_g , D_b , y S_b), así como para observar el comportamiento hidrodinámico de las fases involucradas (gas - líquido), y su efecto en la distribución del gas retenido, el tamaño de burbuja, así como la circulación de líquido y burbujas de gas en el equipo de flotación.

Los resultados experimentales muestran que, con el incremento de la concentración de espumante (polipropilenglicol), la tensión superficial disminuye (γ), la del agua (potable) equivale a 72.44 dinas/cm (a 22°C) ^[59], para una concentración de 10, 20 y 30 mg/l de surfactante la tensión superficial de la solución varió de 58.85, 54.30 y 49.80 dinas/cm respectivamente.

4.1.1. Gas retenido (ϵ_g).

El gas retenido, fue estimado mediante lecturas de conductividad aplicando el modelo de Maxwell ^[34,38] para fases no conductoras en un medio acuoso (Ecuación (19) Capítulo II), se graficó el promedio de nueve lecturas radiales tomadas en toda la sección transversal de la celda de flotación. Se observó que el gas retenido aumentó ligeramente con el incremento de la concentración de espumante, siendo mayor para el sistema con 30 mg/l. Se presentan comportamientos similares para las tres geometrías de dispersión usadas (plana, cilíndrica y batería de dispersores cilíndricos), los datos del porcentaje de gas retenido para los sistemas con 10, 20 y 30 mg/l en el primer nivel (justo debajo de la interfase líquido espuma) y segundo nivel (entre las dos tomas de presión), se presentan en el apéndice II.1., II.2 y II.3. (Dispersor plano, cilíndrico y batería de dispersores cilíndricos respectivamente). La Figura 4.1. muestra el porcentaje de gas retenido Vs. la velocidad superficial de gas (J_g) cm/s para el dispersor plano, con un J_l de 0.19 cm/s.

Como es de esperarse la menor fracción de gas retenido corresponde al líquido sin espumante, al generar burbujas de mayor tamaño. La presencia de espumante en el sistema tiene un efecto notable en la fracción de gas retenido, incrementando linealmente con el aumento de la concentración de espumante y de la velocidad superficial de gas. Concentraciones mayores de 10 mg/l de espumante tienen poco efecto en el incremento del gas retenido especialmente a pequeños valores de J_g . Sin embargo a J_g mayores a 1.5 las diferencias son más notables.

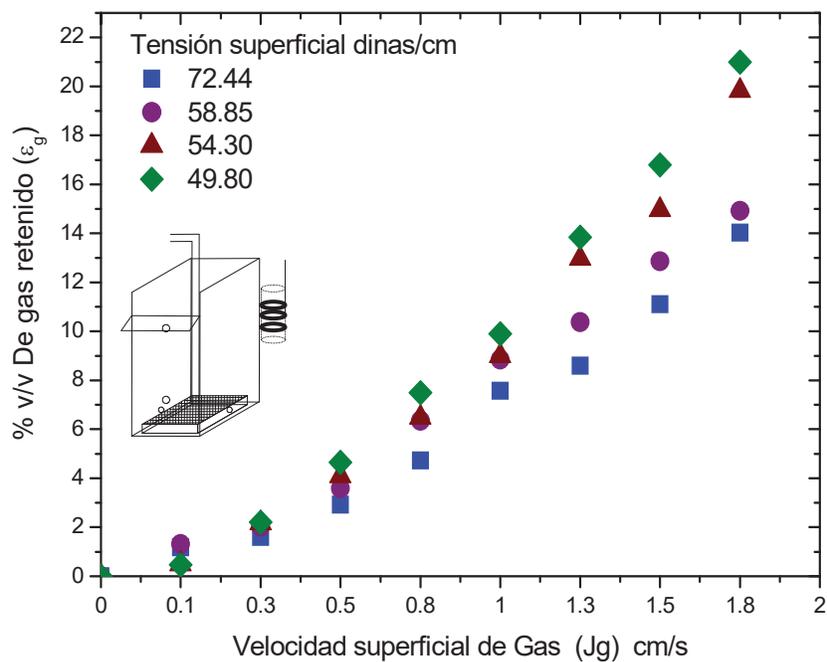


Figura 4.1. Porcentaje de gas retenido Vs. velocidad superficial de gas (J_g cm/s), con un J_l 0.19 cm/s, dispersor plano, primer nivel. Sin (72.44 dinas/cm) y con espumante, 10, 20 y 30 mg/l (γ de 58.85, 54.30 y 49.80 dinas/cm, respectivamente). Apéndice II.1.

En las pruebas experimentales con el dispersor cilíndrico se observó que a un J_g de 1.5 cm/s ver Figura 4.2. la tendencia del % gas retenido a incrementar cae, especialmente, con concentraciones de espumante 30 mg/l, esto es debido a la gran cantidad de burbujas generadas, las cuales se encuentran muy juntas chocando unas con otras con mayor intensidad causando coalescencia significativa, lo que hace que se incremente el tamaño de burbuja y por lo tanto, disminuya el porcentaje de gas retenido.

Las burbujas de mayor tamaño tienen velocidades de ascenso más elevadas provocando la disminución del gas retenido.

El gas retenido es uno de los parámetros más importantes para definir la eficiencia de un sistema de flotación, debido a que, a mayor fracción de gas retenido, se tiene menor tamaño de burbuja y, por lo tanto, mayor superficie de burbujas S_b (s^{-1}). El gas retenido aumenta debido al incremento en J_g , produciendo mayor turbulencia, lo cual puede afectar negativamente la eficiencia de separación en el proceso de flotación iónica.

De la experimentación se observó que la dispersión de gas en el sistema sin espumante, genera burbujas de mayor tamaño, de forma ovalada, debido a la inestabilidad dentro del sistema, dada por la elevada coalescencia entre burbujas, generada por la alta turbulencia, comparada con los sistemas con espumante.

La presencia de espumante tiene un claro efecto en la dispersión gas - líquido, produciendo la formación de una nube de burbujas, uniforme en tamaño, disminuyendo la coalescencia entre burbujas, debido a las características del surfactante que consisten en crear una película de líquido sobre la burbuja de aire.

Se observó que hay mayor recirculación de burbujas de tamaño pequeño con el incremento de J_g , en las zonas más bajas de la celda, el tiempo de residencia de la fase dispersa (burbujas) aumenta. La Figura 4.2. presenta el gas retenido Vs. la velocidad superficial de gas en las dos alturas de análisis, para el sistema con 30 mg/l, dispersor cilíndrico y J_l 0.19 cm/s. Se observó que el gas retenido es muy similar en los dos niveles de medición, es decir el gas retenido no varía respecto al nivel de análisis cerca de la interfase líquido - espuma o entre las dos tomas de presión. Este comportamiento se mantiene para los diferentes dispersores usados, ver apéndices II.1, II.2 y II.3. No obstante, el dispersor cilíndrico genera mayor recirculado de burbujas pequeñas hacia el fondo de la celda.

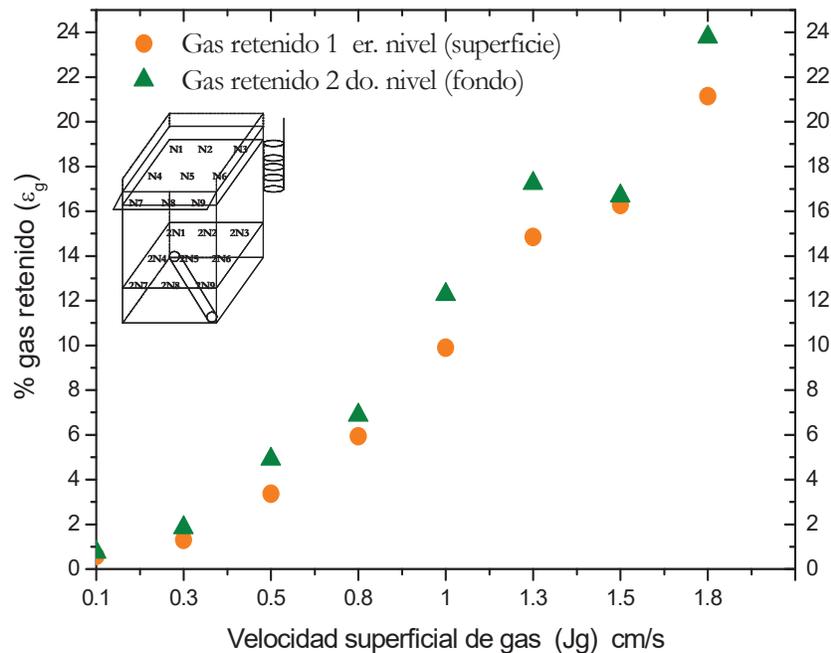


Figura 4.2. Gas retenido Vs. Velocidad superficial, en dos niveles de la celda de flotación, dispersor cilíndrico, 10 mg/l de espumante y Jl 0.19 cm/s. Apéndice II.1.

La altura o profundidad de la cama de espuma (H_{ce}), se da por la acumulación de burbujas en la superficie de la celda de flotación. Se encontró que, a mayor J_g mayor formación de burbujas por el dispersor, que se van acumulando en la superficie de la celda, por lo tanto la profundidad de la cama de espuma aumenta con la velocidad superficial de gas, y se mantiene para todas las concentraciones de espumante, y es mayor para el sistema con 30 mg/l. La batería de dispersores cilíndricos presentó profundidades de cama de espuma mas grandes.

La Figura 4.3. presenta la altura de la cama de espuma en función de la velocidad superficial de gas, se observó que la altura no rebasa los 3.5 cm de altura a J_g menores de 1.0 cm/s, sin embargo con un incremento en 1.5 y 2.0 cm/s resultan camas de espumas con mayor profundidad. Los datos recabados de H_{ce} para los tres dispersores (plano, cilíndrico y batería de cilíndricos se presentan en el apéndice II.4., II.5 y II.6. respectivamente.

Con el aumento de la cama de espuma se considera la disminución de la altura de la zona de colección (hzc) y, por lo tanto, la disminución de la probabilidad de formación de la especie (órgano metálico) al disminuir la zona recolección (zc).

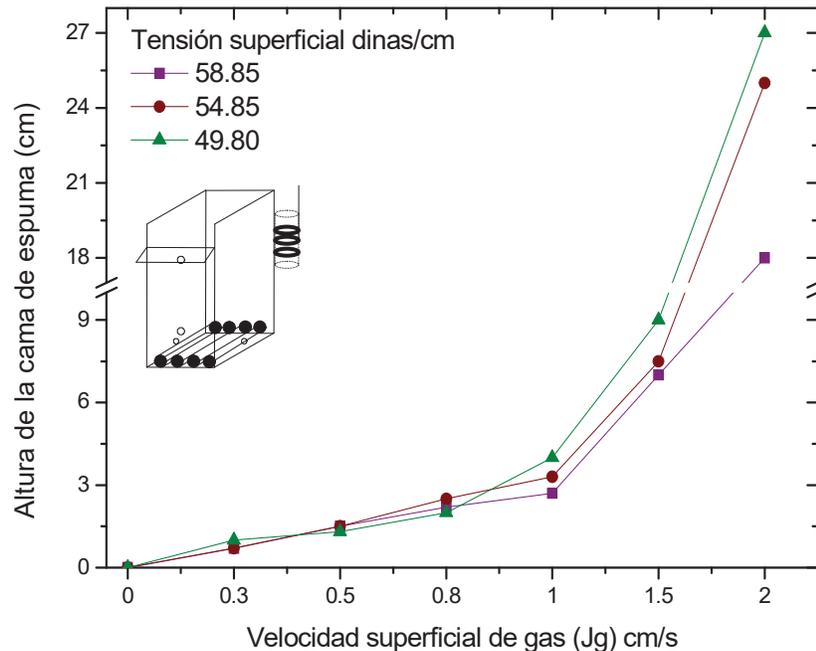


Figura 4.3. Altura de la cama de espuma en función de la velocidad superficial de gas, para diferentes concentraciones de espumante. Batería de dispersores cilíndricos, Jl 0.19 cm/s
Apéndice II.6.

El gas retenido fue estimado localmente mediante la medición de la conductividad eléctrica y globalmente mediante lecturas directas de presión en los manómetros de agua instalados en un costado de la celda de flotación para todos los sistemas; sin espumante y con espumante. Los datos se presentan en el apéndice II.7., II.8., y II.9 para las tres geometrías de dispersión. Se observaron diferencias significativas en el gas retenido entre ambos métodos de estimación (presión y conductividad), y son más notables para el sistema sin espumante, esto es similar para todos los sistemas de dispersión empleados (plano, cilíndrico y batería de dispersores).

La Figura 4.4. presenta los resultados del gas retenido estimados mediante diferencias de presión y usando conductividad eléctrica. Las diferencias de gas retenido entre ambos métodos es debido a que el gas no se encuentra distribuido uniformemente en la celda, siendo menor cerca de la paredes de la celda de flotación, y por consiguiente resulta lógico esperar que el gas medido localmente sea diferente al global, estas diferencias se deben al hecho de que la segunda toma de presión, ubicada cerca del rebosadero se ve afectada por el bamboleo de la espuma cuando las burbujas ascendentes chocan con la cama espuma, produciendo variaciones en la columna de líquido de la toma presión, el método de diferencias de presión estima el gas retenido del promedio del volumen de gas contenido entre las dos tomas de presión. El segundo método (conductividad) puede estimar el gas retenido localmente en diferentes posiciones de la celda de flotación.

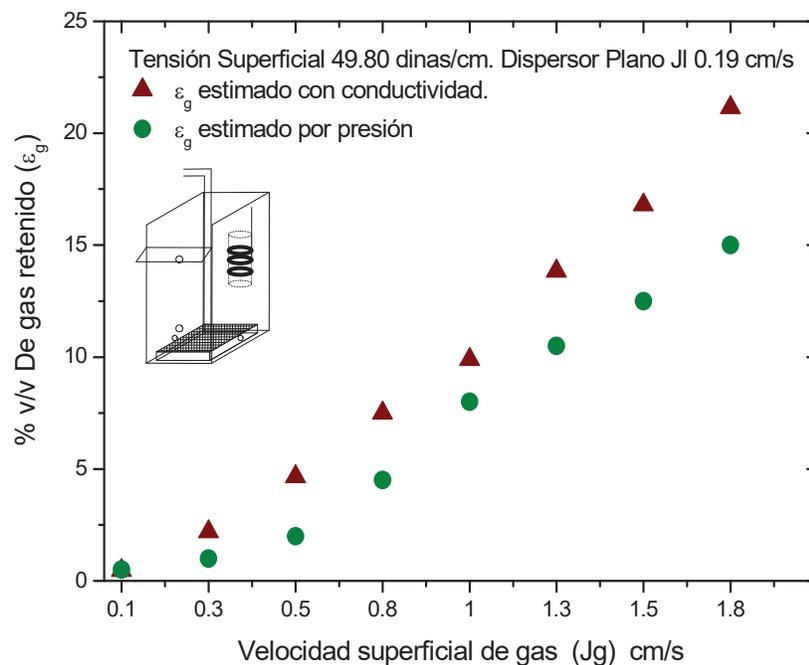


Figura 4.4. Porcentaje de gas retenido Vs. J_g (cm/s), para los dos métodos de estimación (conductividad y presión), JI 0.19 cm/s, 30 mg/l de espumante dispensor plano. Apéndice II.7.

Se analizó la distribución radial del gas retenido en toda la sección transversal de la celda de flotación en dos niveles diferentes (uno debajo de la interfase líquido - espuma y otro entre las dos tomas de presión) usando la celda de flujo de conductividad, colocándola en nueve posiciones diferentes, sin y con espumante, los resultados encontrados para las tres geometrías de dispersión usadas indican que el gas retenido no es uniformemente distribuido y se observan mayores diferencias de distribución en el segundo nivel de análisis, debido a la circulación y mezclado de la fase dispersa al fondo de la celda lo cual incrementa la turbulencia en dicho nivel.

Las diferencias en la distribución radial de gas retenido se deben en parte al arreglo geométrico de los sistemas de dispersión en la celda de flotación, especialmente para el dispersor plano y cilíndrico, y además a los defectos de fabricación del dispersor y de la tela filtro, lo cual provoca que no se generen burbujas en toda la sección del dispersor.

El incremento de la velocidad superficial de gas (J_g), causa que las diferencias de gas retenido sean mayores, detectándose zonas de mayor densidad relativa donde predomina la fase continua (líquido) y zonas de baja densidad relativa donde hay alta concentración de burbujas y por consecuencia mayor gas retenido.

La batería de dispersores presentó una distribución de gas retenido más uniforme comparada con el dispersor plano y cilíndrico, debido a su acomodo en la celda, generando flujos de burbujas uniformes y distribuidas en toda la sección transversal de la celda, ascendiendo a velocidades uniformes sin ser recirculadas. Los datos de la distribución de gas retenido para los dos niveles de análisis, en los sistemas sin y con espumante se presentan en los apéndices II.1, II.2 y II.3. para las tres geometrías de dispersión.

La Figura 4.5. presenta la distribución radial de gas retenido para el sistema usando el dispersor plano, con de 20 mg/l de espumante tensión superficial de 54.85 dinas/cm J_l de 0.19 cm/s para el primer nivel de análisis.

Los datos experimentales de los valores de gas retenido en este sistema indican que el gas no está homogéneamente distribuido en toda la celda de flotación, debido principalmente a la generación de burbujas en mayor proporción por el centro del dispersor, mismas que ascienden por el centro de la celda.

Se observó que la distribución de gas retenido en el sistema es uniformemente distribuido a valores de J_g menores a 0.8 cm/s, el incremento del J_g causa mayor turbulencia en el sistema provocando mayores diferencias en la distribución de gas retenido. Se observó que con el incremento de la concentración de espumante se generan flujos de burbujas más uniformes.

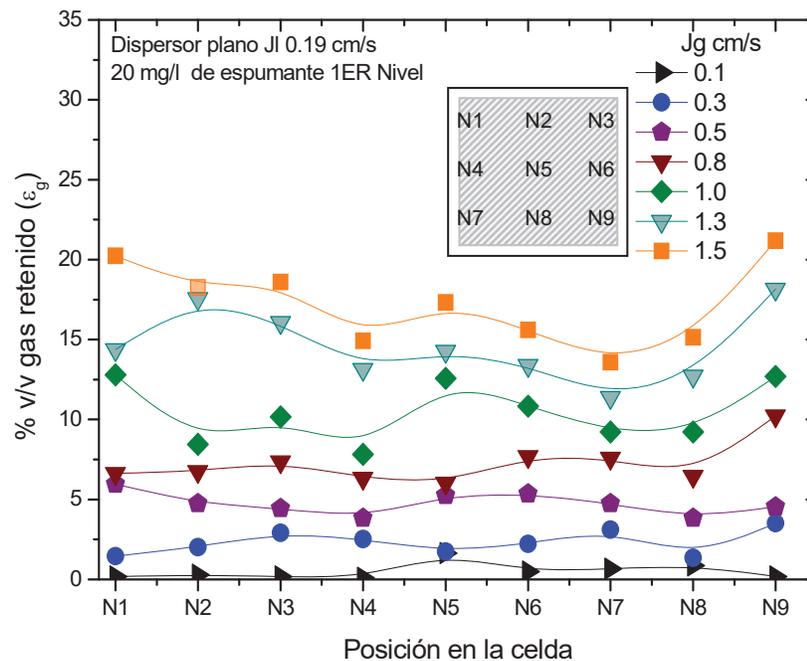


Figura 4.5. Distribución de gas retenido Vs. posición en la celda de flotación para el sistema con 20 mg/l, para el primer de análisis, usando el dispersor plano, J1 0.19 cm/s. Apéndice II.1

La distribución de gas retenido encontrada en estos sistemas de dispersión de gas - líquido, indica, que dentro de la celda de flotación tendremos variación del tamaño de burbuja, provocando amplia distribución de velocidades de ascenso de las burbujas.

Tal como se observa en la Figura 4.6. correspondiente al sistema con un J_g 0.8 cm/s, J_l 0.19 cm/s, para un dispersor cilíndrico y 30 mg/l de espumante. La imagen fue tomada con un aumento de 7.8X con una cámara digital de 5.0 MP (mega píxeles).

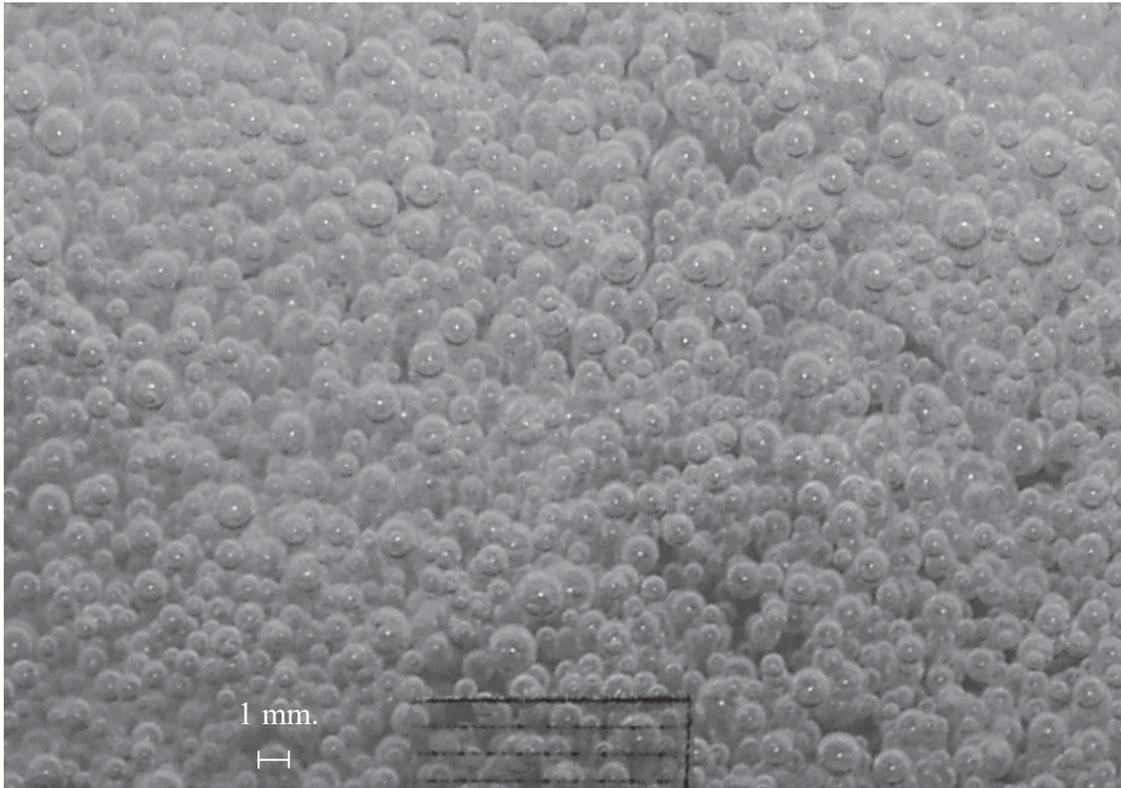


Figura 4.6. Imagen digital de la nube de burbujas en la zona de colección, generada por el dispersor cilíndrico, para un J_g 0.8 cm/s, J_l 0.19 cm/s, 30 mg/l (49.80 dynas/cm), con un aumento de 7.8X.

4.1.2. Diámetro de burbuja (Db).

En la sección anterior, se presentaron las diferencias en la distribución radial de gas retenido en la celda y hay mayores diferencias, con el incremento de la velocidad superficial de gas. El tamaño de burbuja en los procesos de flotación juega un papel clave en la colisión burbuja - especie (captura). La determinación del Db , previo a un sistema de flotación de iones es útil como un acercamiento de la interacción que tendrán las fases en el proceso.

A menor tamaño de burbuja, aumenta la probabilidad de choque burbuja - fase a separar en la zona de colección, producto de una mayor área interfacial presentada por burbujas de menor diámetro. Así mismo las burbujas pequeñas tienen velocidades de ascenso menores a las de burbujas grandes, disminuyendo el efecto de las corrientes de flujo en torno a la burbuja y aumentando el gas retenido de la zona de colección. Aunque el mezclado del sistema se ve afectado.

La adición de espumante al sistema es clave en los sistemas de flotación, ya que disminuye el tamaño de burbuja, este depende además de la velocidad superficial de gas, velocidad superficial de líquido, viscosidad, densidad, así como de las características físicas del generador de burbujas.

En esta sección se presenta el diámetro de burbuja (D_b mm.) de los sistemas de dispersión gas - líquido sin y con espumante, en función de la velocidad superficial de gas (J_g) cm/s, con un J_l de 0.19 cm/s para las diferentes geometrías de dispersión usadas, el D_b en todas las pruebas fue estimado mediante el análisis de flujo de arrastre para estimar el tamaño de burbuja, este ha sido validado en sistemas de dos fases en contra de un método independiente; el fotográfico. Los resultados del análisis de imágenes y el análisis de arrastre para predecir el D_b coinciden ^[4, 39, 41 y 60]. Considerando como primera aproximación que el J_g es constante en toda la sección transversal de la celda. Estrictamente hablando, si existen diferencias radiales de gas retenido, deberán existir diferencias radiales de J_g . Los resultados para estos sistemas se dan en los apéndices II.10., II.11. y II.12 para el dispersor plano, cilíndrico y batería de dispersores cilíndricos, respectivamente.

La Figura 4.7. presenta los resultados de las estimaciones del diámetro de burbuja (D_b mm.), obtenidos del promedio de las nueve lecturas de gas retenido para el primer nivel de análisis. Se observó para los sistemas con espumante que el incremento de la velocidad superficial de gas disminuye ligeramente el diámetro de burbuja y es ligeramente menor para el sistema con 30 mg/l de espumante debido al efecto de la disminución de la tensión superficial. Se observó un comportamiento similar para las diferentes geometrías de dispersión empleadas.

Los análisis en estas pruebas de flotación indicaron que con el incremento de J_g , una mayor proporción de burbujas de diámetro menor (aprox. <1 mm.) son circuladas hacia el fondo de la celda, así también con el aumento de J_g un mayor volumen de espuma es derramado por el rebosadero, resultado en parte por la mayor formación de burbujas de menor tamaño. En estos sistemas se observó que el tamaño de burbujas oscila entre 0.5 y 1.5 mm., para las pruebas con espumante, mientras que para el sistema sin espumante los tamaños de burbuja son mayores a 1.6 mm.

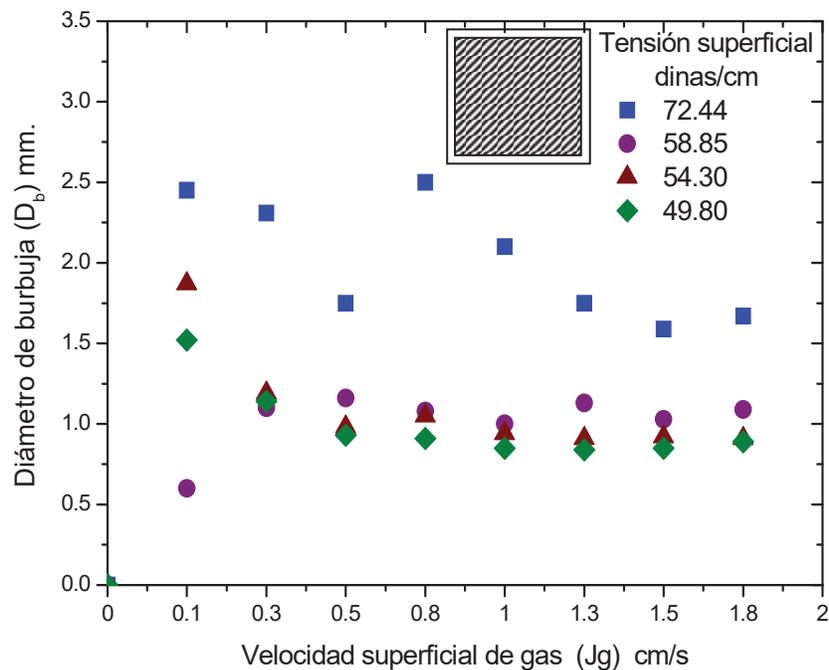


Figura 4.7. Diámetro de burbuja (D_b mm.) Vs. velocidad superficial de gas (J_g cm/s), para el dispersor plano J_l 0.19 cm/s, sin, 10, 20 y 30 mg/l de espumante. Primer nivel. Apéndice II.10.

Los resultados obtenidos en la distribución de gas retenido implican que se presente igualmente diferencias en la distribución de tamaños de burbuja, esto se ejemplifica en la Figura 4.8. Para el sistema con 20 mg/l, J_l 0.19 cm/s en el primer nivel de análisis; estas diferencias en el tamaño de burbuja altera las condiciones hidrodinámicas de la dispersión gas líquido promoviendo corrientes de circulación y mezclado que arrastran a las burbujas más pequeñas al fondo de la celda, sin embargo, eventualmente estas, alcanzan la superficie y salen por el rebosadero, aunque también pueden ser arrastradas por la corriente de colas.

Con bajas velocidades superficiales de gas ($J_g = 0.1$ cm/s), se notó en algunas zonas la ausencia de burbujas, generalmente cerca de las esquinas en el fondo de la celda, y se confirmó con los perfiles de gas del análisis de gas retenido y diámetro de burbuja ver figura 4.5.

Las diferencias en la distribución de tamaños de burbujas se presentan para las diferentes geometrías de dispersión usadas (plano, cilíndrico y batería de dispersores cilíndricos), apéndices II.10, 11 y 12.

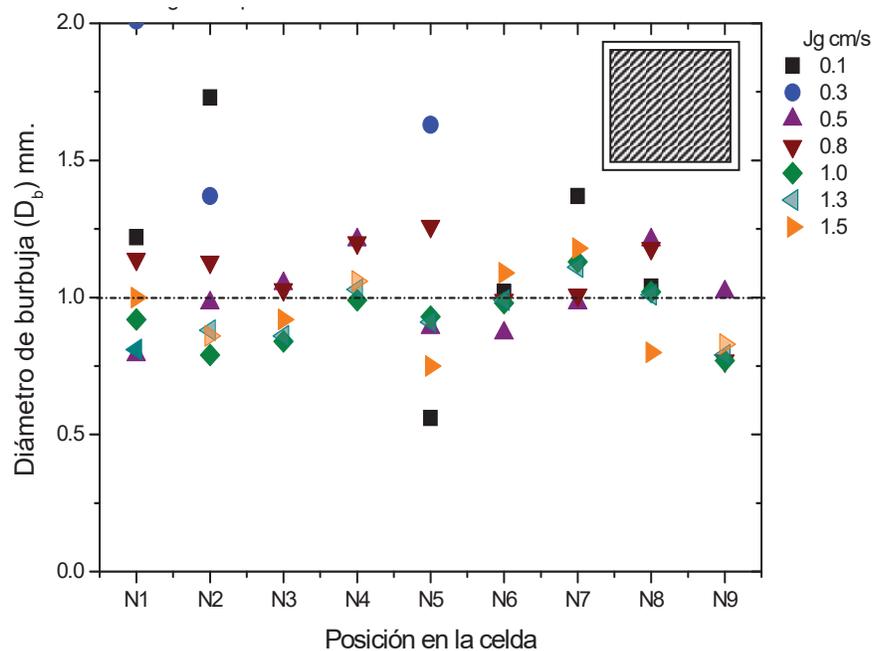


Figura 4.8. Distribución de tamaño de burbuja en la celda de flotación. Dispersor plano, J_l 0.19 cm/s, para el primer nivel con 20 mg/l de espumante Apéndice II.10.

4.1.3. Flujo de área superficial de burbujas S_b .

El valor de S_b con unidades de cm^2/s o $\text{cm}^2/\text{cm} \cdot \text{s}^{-1}$, calculado de la expresión $S_b = 6J_g/Db$ representa las características químicas, hidrodinámicas y mecánicas del sistema de flotación ^[31]. Los datos de S_b encontrados para el dispersor plano, se presentan en la Figura 4.9. para el sistema sin y con espumante en concentraciones de 10, 20 y 30 mg/l a una velocidad superficial de líquido J_l de 0.19 cm/s . Se obtuvo un comportamiento de S_b similar con las tres geometrías de dispersión (plano, cilíndrico y batería de cilíndricos).

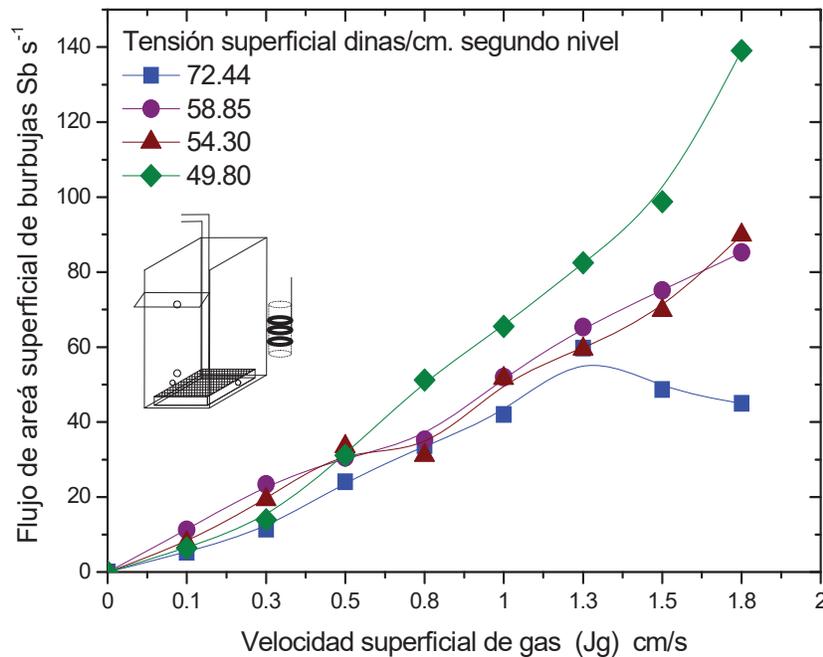


Figura 4.9. Flujo de área superficial de burbujas Vs. La velocidad superficial de gas J_g segundo nivel, dispersor plano, J_l 0.19, sin, 10, 20 y 30 mg/l de espumante. Apéndice II.13.

Se observó que el flujo de área superficial de burbujas incrementa con J_g (cm/s) y la disminución del Db , manteniendo una relación lineal. S_b es mayor para el sistema con 30 mg/l de espumante. Las diferencias de S_b son más notorias en la ausencia de espumante.

Se observó para el sistema sin espumante para el segundo nivel de análisis que a un J_g de 1.5 cm/s el S_b disminuye por efecto de la coalescencia significativa entre burbujas.

El incremento de S_b (s^{-1}) favorece al proceso de flotación ya que una mayor área superficial transportara mayor cantidad de masa de especies hidrofóbicas. Los apéndices II.13., II.14., y II.15 presentan los valores calculados de S_b para los sistemas sin y con espumante para los dos niveles de análisis, para las diferentes geometrías de dispersión empleadas.

De la Figura IV.9. se ve que el S_b para las pruebas de flotación con 10 y 20 mg/l de espumante, tensión superficial de 58.85 y 54.30 dinas/cm respectivamente, no presentan diferencias notables, esto es debido a la ligera disminución de la tensión superficial con una y otra concentración, con las cuales los tamaños promedio de burbuja generados no muestran diferencias significativas, por lo cual, el S_b que esta en función del Db mantendrá similitud para ambas pruebas.

4.2. Comparación de las características de la dispersión para los tres sistemas generadores de burbujas.

Las diferentes geometrías de dispersión de burbujas de gas fueron colocadas horizontalmente en el fondo de la celda de flotación, en el caso del dispersor plano, y la batería de dispersores cubría totalmente la sección transversal de la celda. Para el dispersor cilíndrico, este se colocó diagonalmente en el fondo de la celda.

La Figura 4.10. presenta los resultados de gas retenido Vs. la velocidad superficial de gas para las tres geometrías de dispersión. El gas retenido es el promedio de 9 mediciones, para el sistema con una tensión superficial de 49.80 dinas/cm, a un J_l de 0.19 cm/s. Se observó que el gas retenido es mayor para la batería de dispersores, seguido por el dispersor cilíndrico y al último el dispersor plano. Experimentalmente, se observó para esta ultima geometría, que el gas tendía a salir por el centro del dispersor y era mas evidente a velocidades superficiales de gas (J_g) mayores a 0.8 cm/s.

Otra característica observada en común para las diferentes geometrías de dispersión es que el gas inyectado no salía por toda la superficie del dispersor especialmente a pequeños J_g 's.

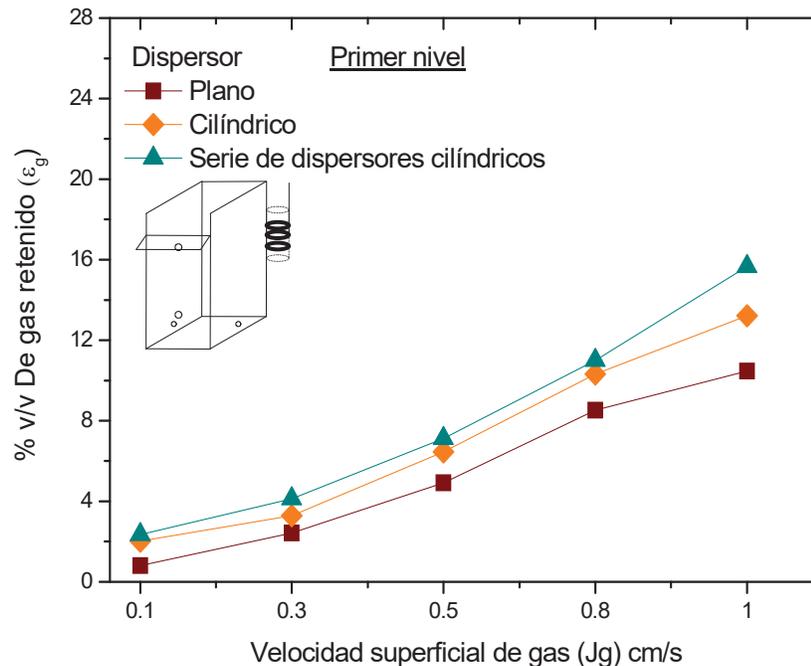


Figura 4.10. % de Gas retenido Vs. Velocidad superficial de gas, para las tres geometrías de dispersión de gas. J_l 0.19 cm/s y un sistema con 30 mg/l de espumante (49.85 dynas/cm).

Apéndice II.1, II.2, II.3.

Se observó experimentalmente que la dispersión de burbujas de aire con la batería de dispersores cilíndricos no presentó corrientes de circulación y mezclado en la zona de colección, solamente se apreció algo de circulación cerca de la interfase de espuma.

Para el dispersor plano y el cilíndrico las corrientes de circulación y mezclado están presentes aun a bajas velocidades superficiales de gas, debido a la mala distribución del gas en la celda de flotación. Una aparente ventaja es que estas corrientes de circulación y mezclado permiten airear las esquinas y las zonas mas bajas de la celda de flotación, a costa del incremento del tiempo de residencia de las burbujas.

La Figura 4.11. presenta una aproximación de las corrientes de circulación y mezclado en la celda de flotación para las diferentes geometrías de dispersor usadas (plano, cilíndrico y batería de dispersores cilíndricos), en base a lo observado experimentalmente.

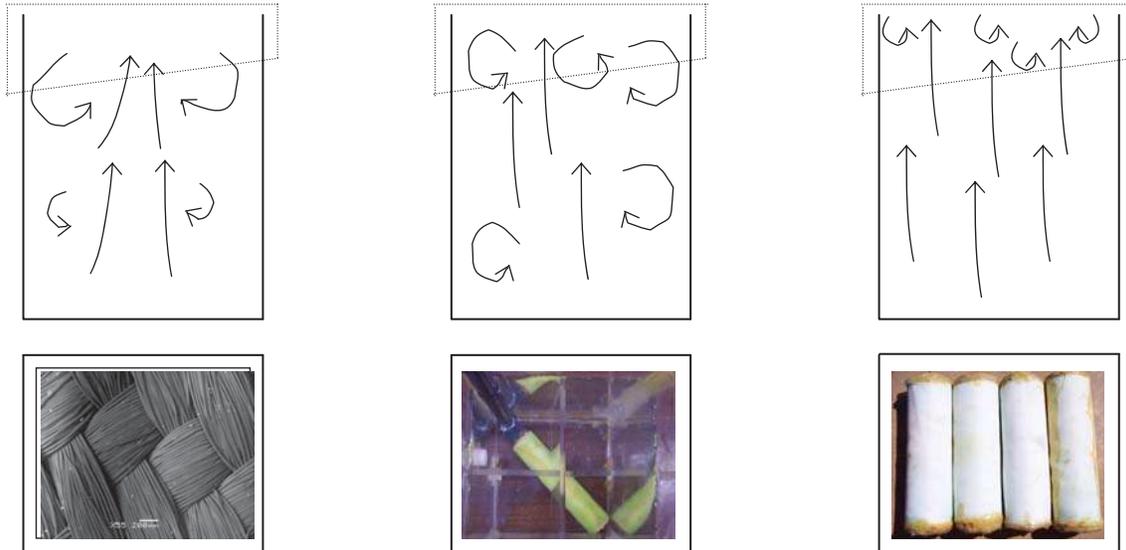


Figura 4.11. Distribución de las corrientes de flujo mezclado para los tres sistemas de dispersión; plano, cilíndrico y batería de dispersores respectivamente

La Figura 4.12. presenta el promedio del diámetro de burbuja en función de la velocidad superficial de gas (J_g) para las diferentes geometrías de dispersión de gas. Se observó una tendencia a disminuir el tamaño de burbuja con el incremento de la velocidad superficial de gas y la batería de dispersores presenta los menores tamaños de burbuja por efecto de las casi nulas corrientes de circulación y mezclado que promueven la coalescencia de burbujas.

Resulta interesante que para la batería de dispersores, el diámetro de burbuja incrementa a J_g 's mayores a 1 cm/s resultado de la mayor cantidad de burbujas generadas por los cuatro dispersores, las burbujas se encuentran más juntas incrementando los choques y la coalescencia entre las burbujas.

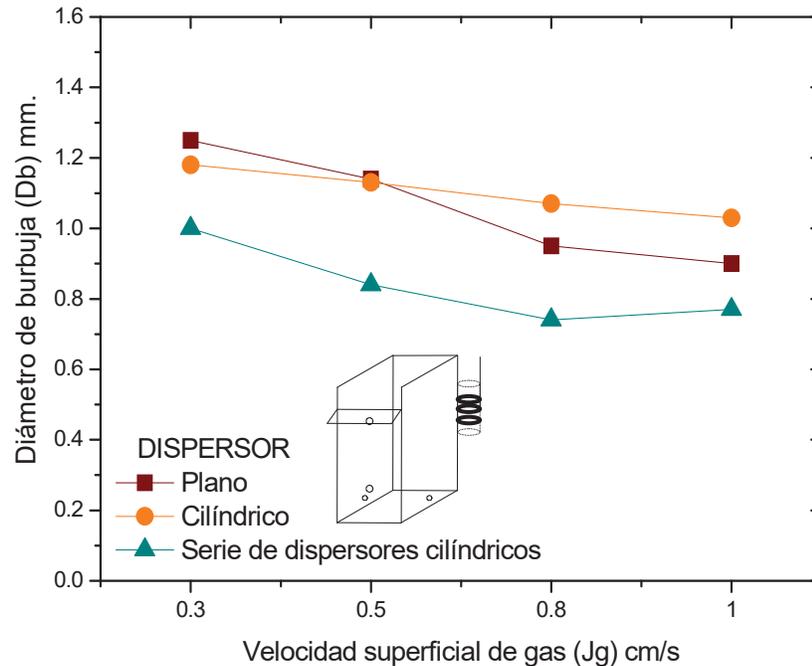


Figura 4.12. Diámetro de burbuja (mm.) Vs. velocidad superficial de gas (Jg) para las diferentes geometrías de dispersión empleadas, para el sistema con 30 mg/l (49.85 dinas/cm), JI de 0.19 cm/s, Apéndices II.10., II.11. y II.12.

La Figura 4.13. presenta los resultados obtenidos para el flujo de área superficial de burbujas S_b , en función de la velocidad superficial de gas J_g (cm/s), para las tres geometrías de dispersión, para el sistema con 30 mg/l de espumante (tensión superficial de 49.85 dynas/cm) a un JI de 0.19 cm/s.

Se observó, además, que el área superficial de burbujas incrementa linealmente con la velocidad superficial de gas J_g , el máximo S_b para un J_g de 1.5 es cercano a $100 \text{ cm}^2/\text{s}/\text{cm}$ o s^{-1} , y corresponde a la batería de dispersores cilíndricos seguida por el dispersor cilíndrico ubicado diagonalmente en la celda con 75 s^{-1} y por el último el dispersor plano con un S_b máximo de 68 s^{-1} a J_g de 1.5 cm/s.

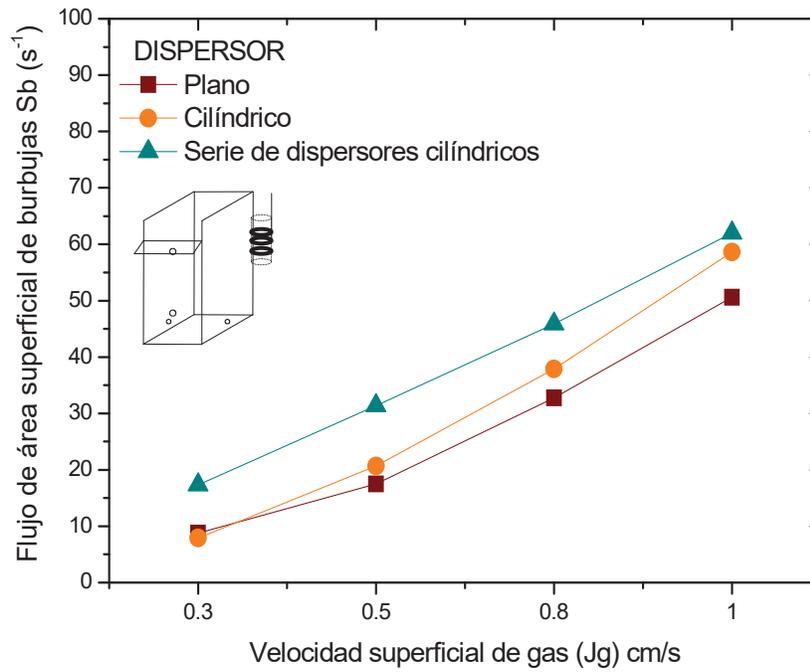


Figura 4.13. Flujo de área superficial de burbujas Vs. Velocidad superficial de gas, para las diferentes geometrías de dispersión, en un sistema con 30 mg/l de espumante, JI de 0.19cm/s.

Apéndice II.13, II.14 y II.15.

4.3. Influencia de la velocidad superficial de líquido (Jl) en el gas retenido.

Se estudió experimentalmente la influencia de la velocidad superficial de líquido J_l (cm/s) en la fracción de gas retenido. Usando el dispersor plano y el cilíndrico. Estas pruebas se llevaron a cabo manteniendo el valor de la velocidad superficial de gas J_g (cm/s) constante y variando el J_l de alimentación y colas desde 0.04 cm/s hasta 0.42 cm/s (0.7 a 8.0 lts/min).

El gas retenido fue estimado mediante lecturas directas de diferencias de presión. Para cada una de las pruebas estudiando el efecto del J_l en el gas retenido, la velocidad superficial de alimentación fue equivalente a la velocidad superficial de descarga (colas) para cada J_l estudiado. Una vez que se ajustaron las dos velocidades de entrada y salida a la velocidad prefijada, se inyectó el gas a través del dispersor poroso de tela, al concluir un intervalo de dos veces el tiempo de residencia se procedió a hacer las lecturas de las diferencias de presión entre las dos tomas, siguiendo este procedimiento para cada una de las pruebas experimentales de J_l .

La Figura 4.14. muestra el porcentaje de gas retenido Vs. Velocidad superficial de líquido J_l , con J_g constante, con una concentración de espumante de 10 mg/l, se observó que para los J_g de 1.0 y 1.5 cm/s el gas retenido tiene la tendencia a incrementar, con el aumento de la velocidad superficial de líquido, por lo que la velocidad superficial de gas es la principal causante de las corrientes de circulación y mezclado de la dispersión gas - líquido, confirmado con la prueba con J_g de 0.8 cm/s variando J_l donde el gas retenido no se ve alterado significativamente por las corrientes de circulación y mezclado y este permanece constante sin cambios notorios.

Es notorio que una velocidad superficial de gas mayor de 1.0 cm/s aumenta la turbulencia y mezclado lo cual modifica ampliamente la condiciones hidrodinámicas del sistema, promoviendo que incremente el tiempo de residencia de las burbujas, con esto aumentando el gas retenido. Los resultados obtenidos se encuentran tabulados en los apéndices II.16 y II.17 para el dispersor plano y cilíndrico, respectivamente. Se observó un comportamiento similar para ambos sistemas generadores de burbujas.

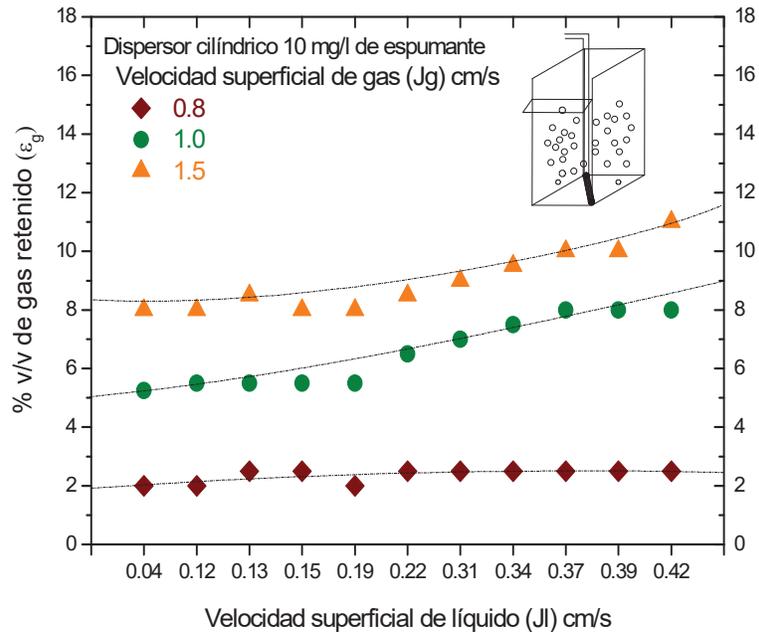


Figura 4.14. Efecto de la velocidad superficial de líquido en el % de gas retenido en la celda de flotación para el dispersor cilíndrico, con 10 mg/l de espumante. Apéndice II.17.

4.4. Distribución del tiempo de residencia (DTR), selección del patrón de mezclado.

En el capítulo II, sección 2.6.4. se mencionó que existen dos modelos o patrones de flujo de mezclado; el modelo flujo tipo pistón y el modelo de mezclado perfecto para una cinética del proceso de primer orden, por lo que estas pruebas experimentales fueron realizadas para determinar el patrón de flujo de mezclado de la celda de flotación con dispersores y corroborarlo con lo establecido por la teoría.

En método consiste en inyectar un trazador y medir el tiempo que transcurre desde su alimentación hasta su salida por las colas. El trazador usado para cada prueba experimental fue una solución de KCl (cloruro de potasio 0.56 M). El tiempo de mezclado lo podemos definir como el tiempo entre el comienzo de una operación de mezclado y el momento cuando el fluido alcanza la homogeneidad requerida.

La Figura 4.15. presenta las curvas de distribución de tiempo de residencia obtenidas para el dispersor plano. Estas pruebas se llevaron a cabo a un J_g constante de 0.8 cm/s, con una solución conteniendo 30 mg/l de espumante, las velocidades superficiales de líquido estudiadas fueron 0.12, 0.19, 0.31 y 0.37 cm/s (2.7, 4.1, 6.8 y 8.1 lts/min.), la solución fue recirculada durante toda la prueba usando un volumen de trazador de 0.5 lts para cada una de las pruebas.

Los datos recabados en cada prueba experimental de la DTR se encuentran tabulados en los apéndices II.18, II.19 y II.20 respectivamente para cada geometría de dispersión del gas. Cabe destacar que el J_g de análisis fue elegido en base a los mejores resultados encontrados en la flotación iónica de Cu^{2+} en una etapa, como se verá más adelante.

Se observó que las curvas obtenidas para todas las pruebas realizadas, se aproximan a las típicas encontradas para un reactor de flujo tipo mezclado perfecto como se muestra en la figura 2.6. (Sección II.6.4) las tres geometrías de dispersión presentaron curvas similares. En las cuales el tiempo de residencia varía para cada velocidad superficial de líquido probada.

El tiempo de residencia aparente (τ min) disminuye con el incremento de la velocidad superficial de líquido J_l (cm/s), y este tiempo de residencia, así como la forma de las curvas obtenidas, difiere para cada una de las diferentes geometrías de dispersión de burbujas de gas bajo las mismas condiciones de operación, debido a las diferencias hidrodinámicas, circulación y mezclado que genera cada geometría de dispersión del gas.

La relación entre las mediciones experimentales y las esperadas (estimación del tiempo de residencia aparente con la Ecuación (5)), es una forma de determinar el efecto de la hidrodinámica en el DTR y en el patrón de mezclado, lo que se refleja en la diferencia entre el tiempo de residencia medido y calculado.

La condición ideal es que el porcentaje de desviación de la distribución de tiempo de residencia DTR medida de la calculada debe ser cero.

La literatura ofrece tres condiciones físicas que pueden deducirse cuando la distribución de tiempo de residencia DTR difiere de la calculada ^[29, 30, 55,62].

- 1) El equipo tiene zonas o espacios muertos donde el líquido está estancado.
- 2) Flujo tipo pistón o tapón debido a la desviación del flujo, donde una porción del flujo de entrada pasa directamente hacia la salida y no se dispersa a través del volumen total.
- 3) Hay flujo de reciclado donde una porción del volumen contenido continuamente se está mezclando y circulando con la alimentación.

Si se presenta el patrón de mezclado tipo pistón junto con el mezclado perfecto quiere decir que se tendrá un patrón de mezclado mixto

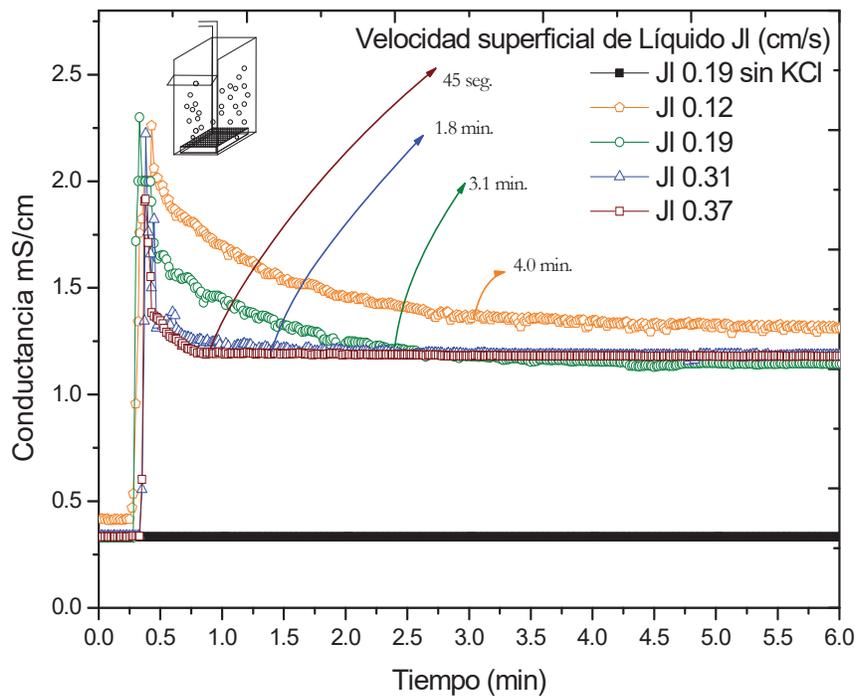


Figura 4.15. Distribución del tiempo de residencia (DTR). Dispersor plano, J_g constante de 0.8 cm/s, con una solución conteniendo 30 mg/l. Apéndice II.18.

4.5. Flotación Iónica. Una etapa, caso ion cobre.

4.5.1. Efecto de la concentración molar de colector en la recuperación.

En esta sección se discutirá el proceso de remoción y recuperación por flotación iónica de la especie metálica (cobre²⁺) en sistemas acuosos, para el sistema con el dispersor plano y por separado para el dispersor cilíndrico. Se estudió el efecto de la velocidad superficial de gas J_g y la concentración del colector aniónico; xantato amílico de potasio ($C_5H_{11}OCS_2K$), en soluciones conteniendo 20 mg/l de ion cobre y 30 mg/l de espumante (tensión superficial γ de 49.80 dinas/cm), a un J_l constante de 0.19 cm/s.

Además, se estudió el efecto de las propiedades de la dispersión gas/líquido en la recuperación del ion cuproso tal como: el porcentaje de gas retenido ϵ_g , el diámetro de burbuja Db (mm.), flujo de área superficial de burbujas S_b (s^{-1}), así como el tiempo de residencia aparente τ (min) y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}); además se discutirá la distribución de ϵ_g y Db , durante el proceso de remoción de iones de metales pesados, caso ion cobre para la flotación iónica en una sola etapa.

Cabe señalar que para todas las pruebas de flotación iónica se utilizó agua “del grifo”, con el propósito de simular de la mayor manera posible una solución real residual contaminada con iones de metales pesados, así como los iones que pudieran acompañar al agua normal como Na^+ , K^+ , Cl^- , CO_3^{2-} , Fe^{3+} entre otros, englobando este efecto en la flotación iónica del ion metálico de interés.

El colector usado en este estudio es uno de los reactivos mas comunes en el área de procesamiento de minerales, y en este caso se seleccionó en base a su poder de colección, que lo da; el numero de átomos de carbono contenidos en la estructura de la molécula del xantato amílico, algunas de las propiedades de este compuesto orgánico se presentan en la Tabla 4.1.

La Figura 4.16. presenta la estructura química de una molécula de amil xantato de potasio y b) su correspondiente forma física en fase acuosa, donde el potasio pasa a solución y quedan sitios activos para la captura de iones de signo opuesto a la carga del átomo de azufre en la molécula de xantato, como se muestra en la Figura 4.17. La cual representa físicamente la orientación del extremo no polar o hidrófobica del espumante y el colector adherido a una burbuja de aire según R. D. Crozier ^[50,51].

El proceso de captura de iones en la flotación iónica se da principalmente por atracciones electrostáticas entre el ión de superficie inactiva (Cu^{2+}) y el colector con carga negativa xantato amílico de potasio (XAP) ^[63].

Tabla 4.1 Propiedades físicas del xantato amílico de potasio proveídas por Alkemin S. A. de S. R. L. Morelia, Michoacán, México.

Composición		Propiedades físicas	
Pureza Base Seca (HirschKind)	92%	Formula	$\text{C}_5\text{H}_{11}\text{OCS}_2\text{K}$
Humedad (Kart Fisher)	7%	Solubilidad	43 g/100 ml. de agua
		Gravedad especifica	0.825 grs./ cm^3

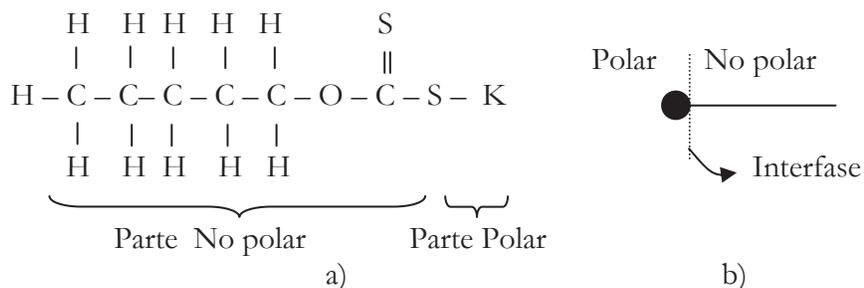


Figura 4.16. a). Representación de la estructura química de una molécula orgánica de xantato amílico de potasio y b) la representación física, mostrando sus zonas polar y no polar.

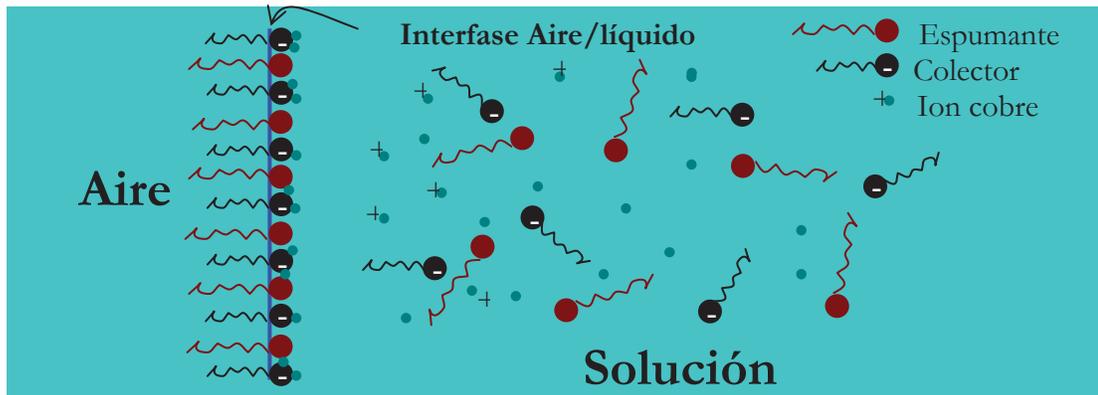


Figura 4.17. Representación física de la captura de iones de metales pesados M^{2+} por la molécula de xantato adheridos a una burbuja de aire junto con moléculas de espumante.

4.5.1.1. Dispersor plano.

La Figura 4.18. presenta el efecto de la relación en moles de Cobre acuoso por moles de Xantato $M^{++}: Mx$ en relaciones de 0.1 a 1.0 moles y el efecto de la velocidad superficial de gas J_g (cm/s) en la recuperación del ión metálico. Se observó que para una relación de 1 a 0.3. $M^{++}: Colector$ se presentan las mejores recuperaciones, de alrededor de 57% a un J_g de 0.8 cm/s.

Para esta, y en general, para todas las proporciones estudiadas, excepto para la relación 1 a 1, la recuperación incrementa linealmente con el J_g hasta 0.8 cm/s, conforme la velocidad de gas incrementa la superficie de burbujas disponible también, no obstante se esperaba que la recuperación incrementara en todo el rango de J_g , sin embargo, esto sucede bajo determinadas condiciones hidrodinámicas favorables para la flotación iónica de Cu^{2+} , hasta que el comportamiento dinámico dentro de la celda de flotación (dado por el mezclado y circulación) con el dispersor plano se ve alterado por el $J_g > 0.8$ cm/s afectando al proceso de colección, disminuyendo la separación y remoción de iones cobre de la solución original.

De las curvas de recuperación obtenidas Figura 4.18. para las diferentes relaciones molares a varios de valores de J_g . Se observó que a $J_g > 0.8$ cm/s las recuperaciones obtienen un comportamiento oscilante, como resultado del incremento de las corrientes de circulación mezclada y turbulencia en el sistema causado por la velocidad superficial de gas donde parece haber una competencia entre la química del sistema y las condiciones hidrodinámicas impuestas por las corrientes de circulación magnificadas inevitablemente por el incremento del J_g . Se observó, además, que con el incremento de la concentración de colector, la recuperación de la especie iónica disminuyó.

Los valores de recuperación graficados se calcularon en función de los flujos máxicos con la ecuación (6) capítulo II. se tomó el tiempo de muestreo, se pesó la muestra y se analizó en su concentración del ión cobre en un equipo de espectrofotometría de absorción atómica expresando los análisis en gramos de Cu^{2+} /unidad de tiempo para cada corriente concentrado, colas y alimentación. Los datos de la recuperación obtenidos se encuentran tabulados en el apéndice III.1.

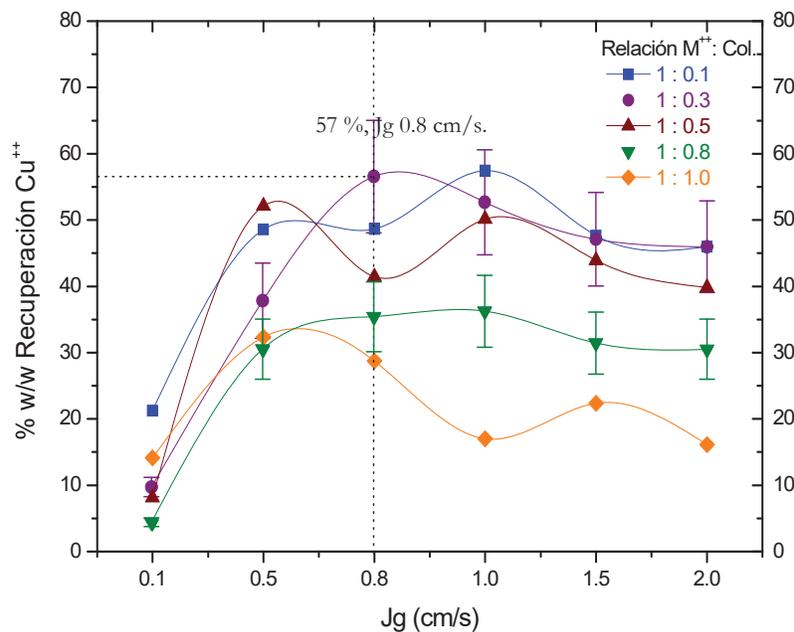


Figura 4.18. Efecto de la relación molar, metal Cu^{2+} : Colector (XAP) y de la velocidad superficial de gas J_g cm/s en la recuperación de cobre, con 30 mg/l de espumante (tensión superficial de 49.85 dynas/cm), J_l de 0.19 cm/s. Dispersor Plano. Apéndice III.1.

Los resultados experimentales muestran que después de una cierta concentración de colector la recuperación de la especie iónica disminuye.

Los colectores son considerados como agentes de superficie activa o tensoactivos a mayor concentración de moléculas de xantato en solución estas tienden a aglomerarse entre sí formando micelas, llegando posiblemente a la primera manifestación de la aparición de concentración crítica micelar (CCM) con relaciones molares mayores a 0.3, y esto se ve reflejado en las recuperaciones obtenidas a mayor concentración de colector.

En la formación crítica de micelas (CCM), su terminación no polar (cadena hidrocarbonada) se encuentra sustraída del agua con sus colas hacia el centro, estas micelas tienden a aglomerar docenas de moléculas del agente de superficie activa, estas aunque pueden atraer iones metálicos, no pueden ser atraídas por las burbujas de aire y flotar, y forman precipitados.

La Figura 4.19. es una representación grafica de una micela, la orientación de la zona hidrófobica se da por efecto de enlaces de puente de hidrogeno y la atracción de iones de signo opuesto por su terminación polar de las moléculas.

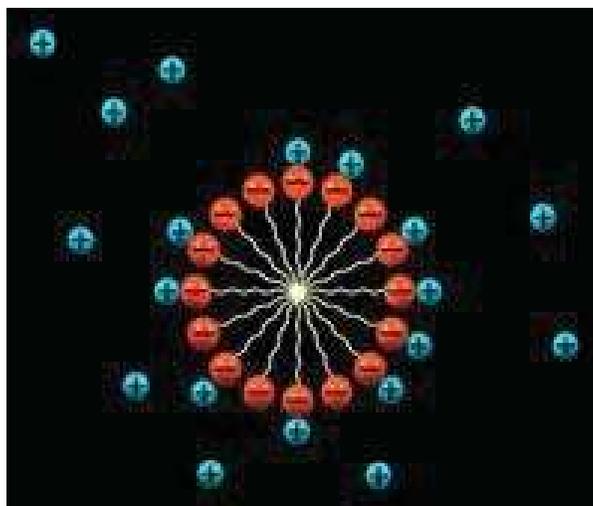


Figura 4.19. Representación esquemática de una micela.

4.5.1.2. Dispensador cilíndrico.

En la Figura 4.20. se presenta la recuperación de iones metálicos de Cu^{2+} por flotación iónica en una sola etapa Vs. Velocidad superficial de gas, para diferentes concentraciones de colector, usando un dispersor con geometría cilíndrica ubicado diagonalmente en el fondo de la celda de flotación. El sistema se operó continuamente a una velocidad superficial de líquido de alimentación y colas, similares de 0.19 cm/s, con una solución con 30 mg/l de espumante y 20 mg/l de cobre. Los datos de esta Figura se encuentran en el apéndice III.2.

La forma de las curvas obtenidas para este sistema de dispersión presentan similitud a las correspondientes usando un dispersor plano (o de plato), en donde con el incremento de la concentración de colector en el sistema, el porcentaje de recuperación disminuye. Las mejores recuperaciones obtenidas fueron del orden del 68% con una relación molar metal: colector de 1: 0.3 y un J_g de 0.8 cm/s, relativamente mayores a las obtenidas con el dispersor plano. Esto debido a la mayor proporción de gas retenido obtenido con el dispersor cilíndrico, por lo cual se generan tamaños de burbuja mas pequeños, incrementando la probabilidad de colisión entre burbuja y especie obteniéndose recuperaciones mas altas.

El patrón común encontrado para estas pruebas de flotación iónica de Cu^{2+} es que la concentración y recuperación del ión metálico en la corriente de concentrado incrementa con la velocidad superficial de gas hasta un valor de 0.8 cm/s, región donde de observaciones experimentales se presenta un flujo de burbujas con condiciones mínimas de circulación y mezclado. Para este sistema experimental se observaron burbujas de menor tamaño a las burbujas producidas usando el dispersor de plato.

Un aumento de J_g a 1.0 cm/s, motiva el incremento del gas retenido y, por lo tanto, la superficie de burbujas disponibles, se esperarían mejoras en la recuperación aunque esto no ocurrió así, ya que estas condiciones conducen a crear mayor turbulencia y mezclado originado por las amplias diferencias de densidades relativas de la fase continua y la fase dispersa en el sistema.

Esto ocasiona que las burbujas aumenten su tiempo de permanencia en el sistema, además que existe mayor probabilidad de despegue del complejo de xantato-Cobre hidrofóbico de las burbujas, debido a los efectos de turbulencia.

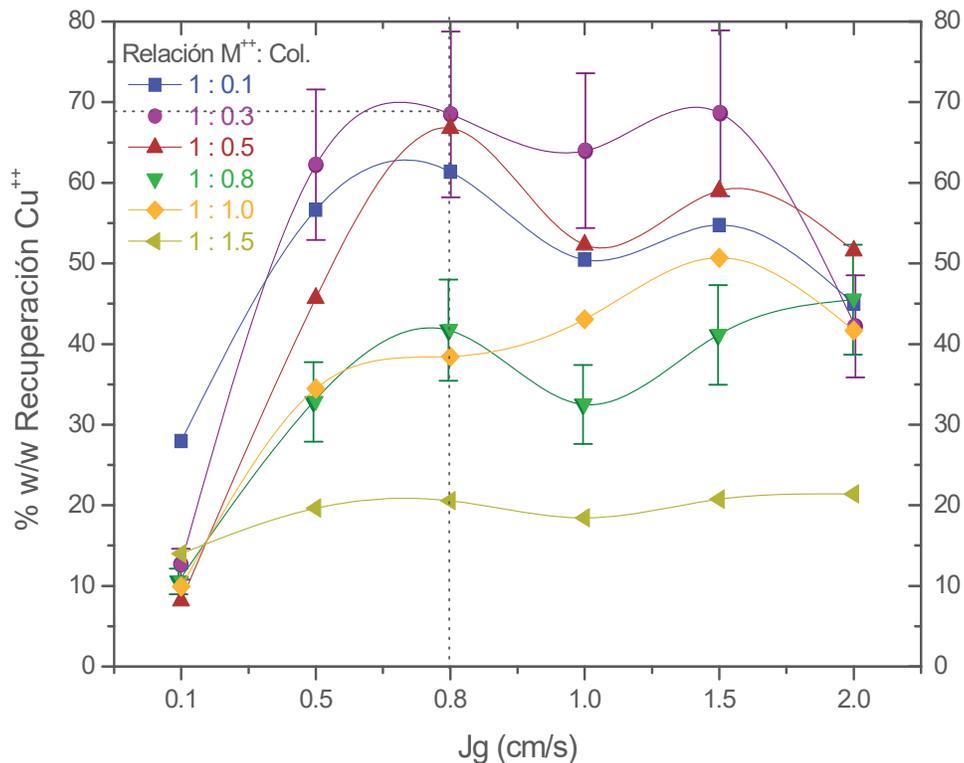


Figura 4.20. Efecto de la relación molar metal Cu^{2+} : Colector (XAP) y de la velocidad superficial de gas J_g cm/s en la recuperación del ión metálico, 30 mg/l de espumante (tensión superficial de 49.85 dynas/cm) J_l de 0.19 cm/s. Dispensador cilíndrico. Apéndice III.2.

De la anterior figura se observa que a un J_g de 1.0 cm/s, la recuperación del ion metálico disminuye debido a la turbulencia, originada por las corrientes de circulación, un incremento de J_g a 1.5 cm/s, parece superar el efecto antes mencionado, en donde el mayor flujo de superficie de burbujas generado promueve que la recuperación repunte nuevamente, sin ser mayores a las recuperaciones con J_g de 0.8 cm/s. De la máxima recuperación obtenida a un J_g de 0.8 cm/s, esto nos lleva a sugerir el elevado grado de competencia dentro del sistema entre el comportamiento hidrodinámico de las fases involucradas y la fisicoquímica del proceso, y este efecto parece ser cíclico en donde a un J_g de 2.0 cm/s el % w/w de recuperación vuelve a disminuir.

Con una relación molar metal/colector de 1: 1.5 moles para esta geometría de dispersión se obtienen las recuperaciones más bajas, debido a los fenómenos superficiales (formación de micelas de colector) antes mencionados.

De la observación y de los datos experimentales de estas pruebas de flotación se observó que la Hce para el sistema con colector es mayor a las de solo con espumante y estas disminuyen con el incremento de la concentración de colector en el sistema a un JI de 0.19 cm/s. La altura de cama de espuma en cada valor de Jg de estudio es mayor para el sistema conteniendo colector, que el sistema con solamente espumante, los datos de Hce para el dispersor cilíndrico se presentan en el apéndice III.3.

Cabe aclarar, que el surfactante usado para la disminución de la tensión superficial (polipropilenglicol), es un reactivo orgánico el cual puede colaborar en la captación de iones metálicos con carga eléctrica contraria (caso Cu^{2+}), por lo cual, este contribuye al proceso de remoción de iones de metales de soluciones.

La adsorción de los iones por el colector (xantato) puede incluir uno o varios de los siguientes efectos: atracción polar por la presencia de cargas eléctricas de los iones metálicos, o por el efecto hidrófobo.

4.6. Características de la dispersión en la flotación iónica en una etapa.

La Figura 4.21. muestra el % w/w de recuperación de ion cobre en función del % de gas retenido, este último es resultado del promedio del análisis de la distribución radial de gas retenido, los datos se encuentran en el apéndice III.4., con un JI de 0.19 cm/s, 30 mg/l de espumante y diversas concentraciones de colector, usando un dispersor plano.

Se observa en la figura que con el aumento de Jg, el porcentaje de gas retenido se incrementa; sin embargo, existe un porcentaje de gas retenido óptimo, donde la recuperación es mayor, después de este ϵ_g óptimo, la especie acuosa en el concentrado disminuye.

Se puede pensar que la recuperación o concentración por flotación iónica es muy sensible a cambios en el gas retenido promovido por J_g y las corrientes de circulación y mezclado de las fases involucradas en el sistema. Se observó que el porcentaje de gas retenido es similar en cada una de las concentraciones de colector, estudiadas a un mismo J_g , excepto para las pruebas a J_g de 1.5 cm/s.

Estos resultados muestran que la separación de iones metálicos depende primeramente de la concentración de colector, y posteriormente de los efectos dinámicos en el sistema.

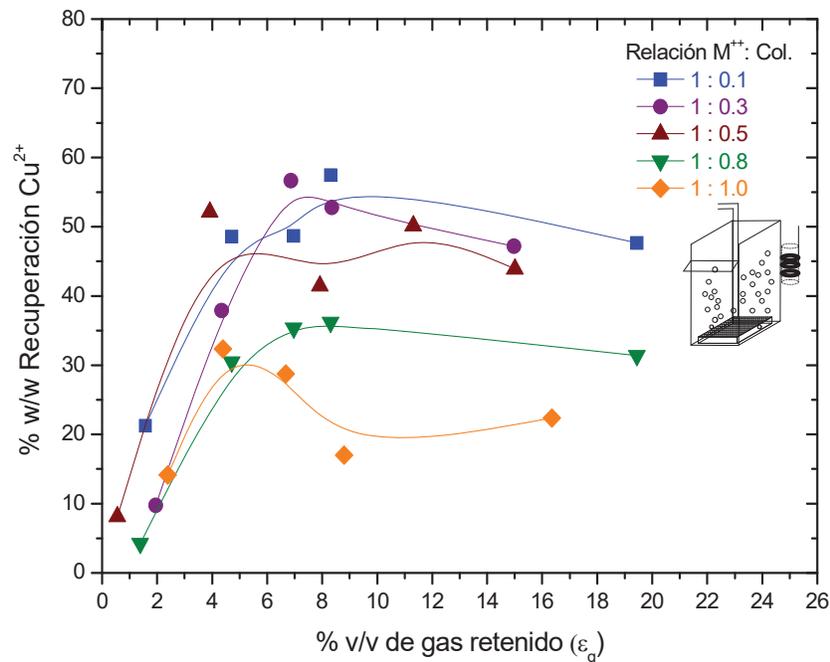


Figura 4.21. % Recuperación Vs. gas Retenido usando el dispersor plano, J_l 0.19 cm/s. Para todas las relaciones de metal: colector estudiado. Apéndice III.1. Y III.4.

Comportamientos similares se presentan cuando se grafica la recuperación Vs. gas retenido, usando el dispersor cilíndrico, donde se observó que la recuperación de cobre incrementa con el gas retenido hasta un J_g de 0.8 cm/s, mayores velocidades superficiales de gas causan la disminución de la recuperación, no obstante que el gas retenido incrementa.

Los datos del promedio de gas retenido para esta geometría de dispersión del gas (cilíndrica) se encuentran tabulados en el apéndice III.5.

La flotación iónica de cobre estudiada en este trabajo, es notablemente compleja, ya que involucra, condiciones químicas, mecánicas y operacionales, y se interrelacionan unas con otras para lograr un proceso eficiente.

Por lo que, tanto la química del sistema, como el comportamiento dinámico de las fases dentro del sistema son imprescindibles una de otra para obtener procesos eficientes de separación y remoción de iones contaminantes de soluciones residuales.

Si el gas dispersado, no es uniformemente distribuido en el equipo de flotación, tal que genere nubes de burbujas de tamaño uniformes y por toda la superficie del dispersor, entonces se originan corrientes de circulación y mezclado en el sistema.

La Figura 4.22. muestra la distribución de gas retenido en la celda de flotación en nueve posiciones radiales, para el sistema conteniendo una relación metal: colector 1:0.3, JI 0.19 cm/s y 30 mg/l de espumante. Los datos de distribución de gas retenido para todas las relaciones de metal colector y para las dos geometrías de dispersión (plano y cilíndrico) se encuentran tabulados en el apéndice III.6. Y III.7.

En general se observó para todas las pruebas de flotación iónica, diferencias en el gas retenido en toda la sección transversal de la celda de flotación. Estas diferencias de gas retenido en la celda de flotación provocan diferencias en densidades relativas, con zonas con mayor gas retenido, promoviendo el incremento de corrientes de circulación y mezclado además de turbulencia, lo cual viene a repercutir directamente en la recuperación de la especie metálica acuosa. Las regiones con menor porcentaje de gas retenido se ven compensadas por regiones con mayor proporción de gas retenido.

Cabe destacar que estas diferencias de gas retenido en la celda no solo son resultado de la geometría y de mala distribución de gas por el dispersor, si no también por los defectos de manufactura de la tela filtro usada para fabricar los dispersores, lo cual origina burbujas de diferentes tamaños.

En el dispersor plano, se observó, que el gas tiende a salir por el centro concentrándose en esta región, para el dispersor cilíndrico el cual se ubicó diagonalmente en el fondo de la celda. Las burbujas formadas se distribuyen en toda la sección transversal, aunque igualmente se detectaron zonas con mayor y menor gas retenido.

Con el incremento de la velocidad superficial de gas se tienen mayores diferencias en la distribución radial del gas retenido, y esta distribución es modificada por la concentración de colector y con la geometría de dispersión usada.

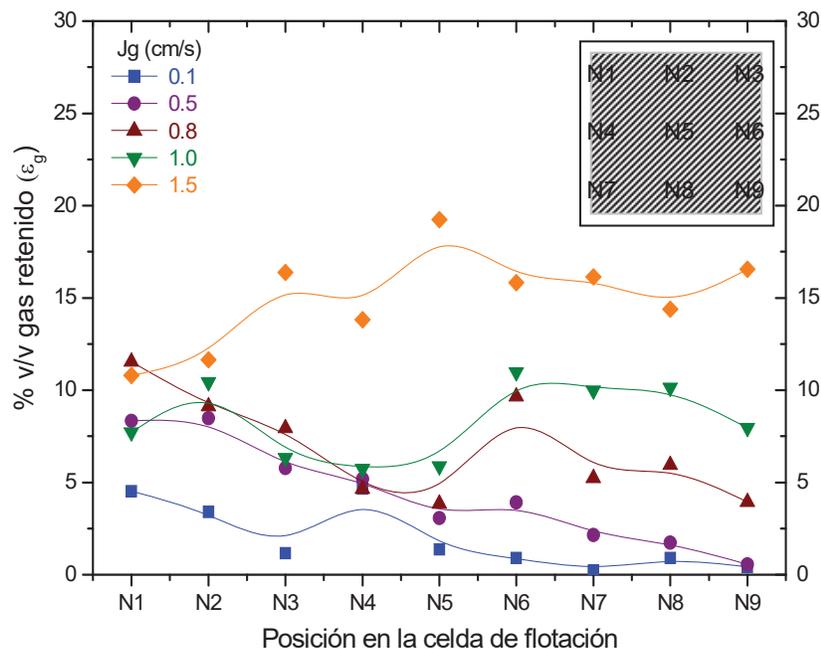


Figura 4.22. Distribución de gas retenido en las pruebas de flotación iónica, relación M^{++} : colector 1 a 0.3. Dispersor Plano J1 0.19 cm/s, 30 mg/l de espumante (49.85 dinas/cm).

Apéndice III.6.

La Figura 4.23. presenta el porcentaje de recuperación en función del diámetro de burbuja promedio para cada una de las relaciones empleadas metal : colector, para el dispersor plano, J_l 0.19 cm/s y una tensión superficial de 49.85 dinas/cm. Los datos correspondientes para las dos geometrías de dispersión se encuentran en los apéndices III.8. y III.9.

De esta figura se observó que no existe una relación directa entre la recuperación y el diámetro de burbuja, el D_b , para el dispersor plano oscila entre 0.5 y 1.2 mm., para un rango de J_g de 0.1 a 1.5 cm/s, no obstante que se tienen tamaños de burbujas similares las recuperaciones son menores cuando la concentración de colector es mayor, esto es debido a los efectos de formación de micelas ya explicados con anterioridad.

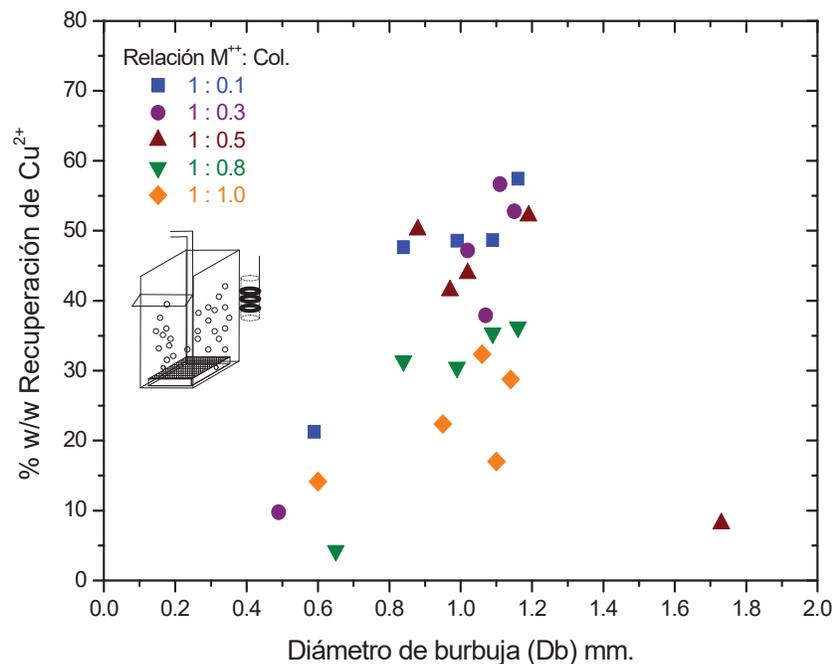


Figura 4.23. % w/w recuperación de Cu^{2+} Vs. diámetro de burbuja mm. Para las diferentes relaciones metal/colector. Dispersor Plano J_l 0.19cm/s, en un rango de J_g de 0.1 a 1.5 cm/s, tensión superficial de 49.85 dynas/cm. Apéndice III.8.

Para el dispersor cilíndrico el diámetro de burbuja oscila entre 0.5 y 1.2 mm., para estas pruebas se observó que el diámetro de burbuja incrementa con la concentración de colector, disminuyendo la recuperación del ión metálico.

El tamaño de burbuja con el cual se obtuvo la mejor recuperación fue de 1.1 mm., en condiciones de 30 mg/l de espumante, tensión superficial de 49.80 dinas/cm y una relación metal colector de 1 a 0.3, J_g de 0.8 cm/s y J_l de 0.19 cm/s.

La Figura 4.24. presenta el porcentaje de gas retenido y el diámetro de burbuja en función de la velocidad superficial de gas J_g cm/s. Para el sistema de flotación iónica con una relación 1: 0.3, J_l 0.19 cm/s y 30 mg/l de espumante, se observó que el gas retenido esta en función del diámetro de burbuja con el incrementó del primero el Db disminuye debido a que burbujas de menor dimensión tienen velocidades de ascenso menores, incrementando su tiempo de residencia en la celda de flotación y por lo tanto el % de gas retenido.

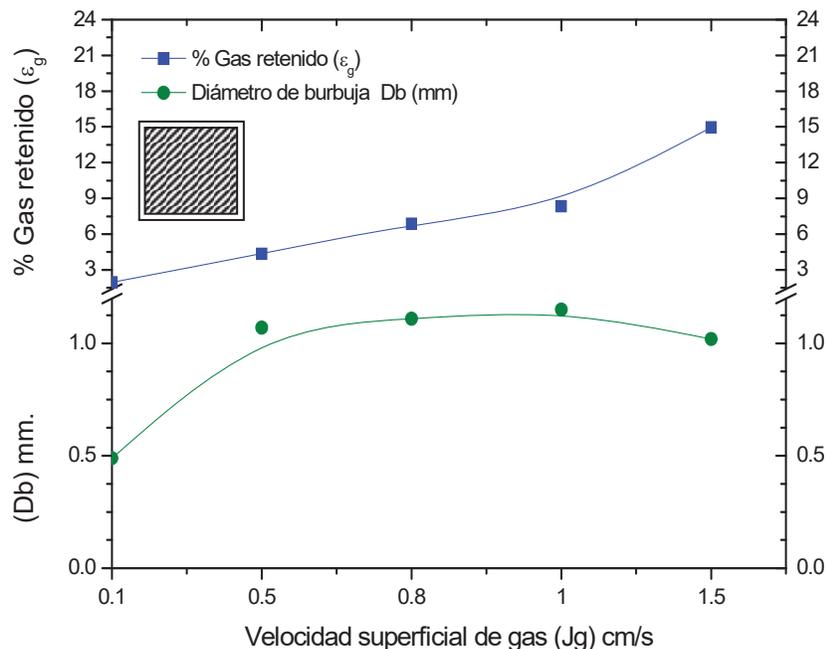


Figura 4.24. Porcentaje de gas retenido y diámetro de burbuja Vs. la velocidad superficial de gas J_g cm/s. Para el dispersor plano. Relación metal/colector de 1: 0.3, 30 mg/l de espumante tensión superficial de 49.85 dinas/cm, J_l 0.19 cm/s. Apéndice III.4 y III.8.

De las diferencias de la distribución radial de gas retenido encontrada en las pruebas de flotación iónica usando el dispersor plano y el cilíndrico es inevitable que se presente la variación del tamaño de burbuja.

De los datos calculados, se encontró que en las zonas con mayor gas retenido en la celda de flotación, se tienen burbujas de menor dimensión, estas diferencias en tamaños de burbujas origina las corrientes de circulación, donde las burbujas mas pequeñas son arrastradas al fondo de la celda y se presenta en mayor proporción con el incremento de la velocidad superficial de gas. Los datos de la distribución de tamaños de burbujas para el dispersor plano y cilíndrico se presentan en los apéndices III.10 y III.11. Por lo tanto con la variación del tamaño de burbuja, se tienen diferencias en las velocidades de ascenso de las burbujas.

Se calculó el flujo de área superficial de burbujas S_b para ambas geometrías de dispersión, y se observó un comportamiento semejante al de la Figura 4.18, donde el S_b aumenta con la velocidad superficial de gas, incrementando el área superficial de burbujas disponibles para transportar las especies hidrofóbicas a la interfase espuma y concentrarlas respecto a la solución original, sin embargo, con flujo de superficies de burbujas S_b mayores a 43 y 45 s^{-1} $J_g > 1.0$ cm/s, (dispersor plano y cilíndrico respectivamente) se obtienen menores recuperaciones del ión metálico, esto debido a la turbulencia creada por el incremento del J_g , en el sistema donde mayor cantidad de burbujas cargadas con la especie cobre – xantato, son circuladas en la celda de flotación impidiéndoles su pronto ascenso a la interfase líquido/espuma y su posterior derrame por el vertedero.

Comúnmente es expresado en flotación de minerales que S_b representa las adecuadamente las características químicas e hidrodinámicas del proceso.

Los datos promedio del flujo de superficie de burbujas S_b (s^{-1}), para las diferentes concentraciones de colector usadas con el dispersor plano y cilíndrico se presentan en los apéndices III.12. y III.13.

Para estas pruebas de flotación iónica, usando el dispersor plano y el cilíndrico se calculó el tiempo de residencia aparente τ (min) y constante de flotación aparente κ (min^{-1}), para un reactor con un patrón de flujo de mezclado perfecto (definido por el análisis de distribución de tiempo de residencia DTR).

κ esta en función de la fracción de recuperación de la especie de interés y del tiempo de residencia aparente. Los datos correspondientes se presentan en los apéndices III.14. y III.15.

Se observó que el tiempo de residencia aparente, para el dispersor plano y cilíndrico se encuentra entre 2.0 y 2.8 minutos y este disminuye con el incremento de la velocidad superficial de gas, debido a la disminución de la fracción de gas retenido en el sistema, τ (min) esta definido por la posición de la interfase líquido/espuma y la fracción de gas retenido, a mayor altura de la cama de espuma la zona de neta de colección disminuye, disminuyendo el nivel de líquido en la celda y por tal el tiempo de residencia del continuo es menor.

La Figura 4.25. presenta el % w/w de recuperación de Cu^{2+} Vs. la constante de cinética de flotación (aparente), para el sistema con el dispersor plano, conteniendo 30 mg/l de espumante, diferentes concentraciones de colector, y con un JI de 0.19 cm/s.

De esta figura se observó que no existe una correlación directa entre el % de recuperación y la velocidad de flotación sin embargo; se tienen velocidades de flotación mayores para el sistema con una relación metal/colector de 1 a 0.3, y la velocidad de flotación κ (1/min) disminuye con mayores concentraciones de colector, debido a la baja recuperación del ión cobre, presentando comportamientos similares para ambos dispersores. El término de constante cinética de flotación obtenido, significa; la velocidad de transferencia de la especie iónica de la solución original al concentrado.

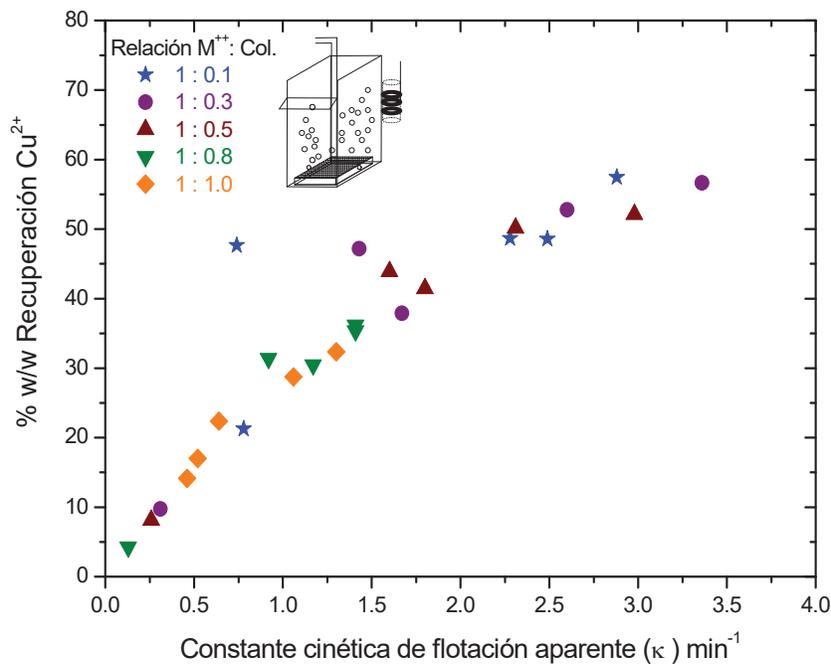


Figura 4.25. % w/w de recuperación Cu²⁺ Vs. la constante cinética de flotación. Dispensador plano, JI 0.19 cm/s, conteniendo 30 mg/l de espumante. Apéndice III.14.

Debido a que la velocidad de flotación es directamente proporcional a la recuperación, se obtienen mayores valores de κ (min⁻¹) para la relación molar metal/colector con mejor recuperación (1 a 0.3 M²⁺: Col). Mientras que las velocidades de flotación más bajas se obtienen en proporción de la recuperación de la especie iónica.

Este efecto se refleja de mejor manera en la Figura 4.26. donde se grafica el % w/w de recuperación Cu²⁺ y la constante cinética de flotación aparente (min⁻¹) en función de la velocidad superficial de gas J_g (cm/s) para el sistema con una relación molar de 1 a 0.3 metal colector, JI 0.19 cm/s, Tensión superficial de 49.80 dynas/cm.

De esta figura se observó la relación que existe entre κ (min⁻¹) y el % w/w de recuperación, donde la velocidad de flotación aumenta linealmente con la recuperación, una disminución es esta origina la pérdida de la linealidad y la velocidad de flotación disminuye, siguiendo el mismo comportamiento en la separación de la especie iónica.

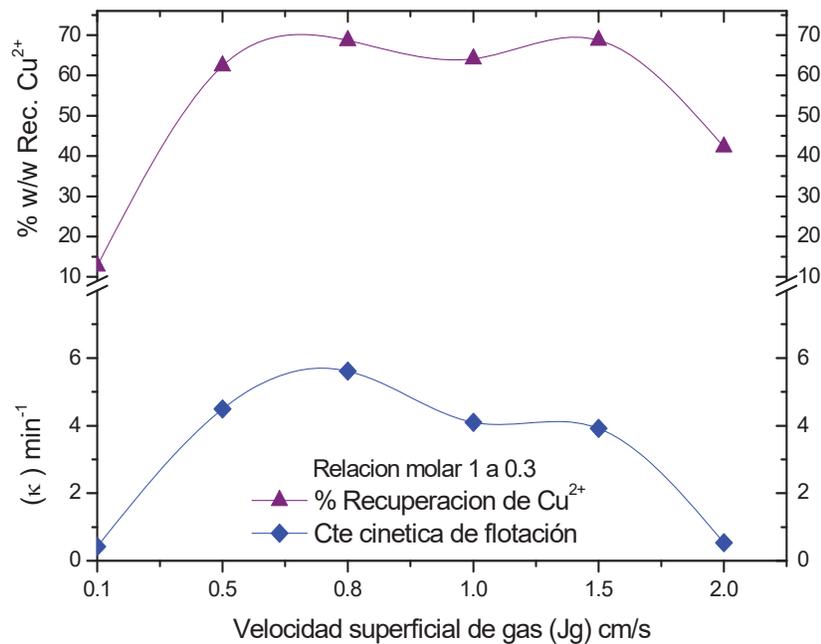


Figura 4.26. % w/w Recuperación Cu^{2+} y constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}) Vs. La velocidad superficial de gas J_g (cm/s). Dispensor cilíndrico, J_l 0.19 cm/s, relación metal colector 1 a 0.3. Tensión superficial de gas 49.85 dynas/cm. Apéndice III.15

4.7. Flotación iónica de Cobre Cu^{2+} , sistema multi etapas.

De los resultados obtenidos en la flotación iónica de cobre en una etapa, usando los dispersores con geometría plana y cilíndrica, se comprobó que la separación y concentración de iones de metales pesados de soluciones acuosas diluidas, se puede llevar a cabo en celdas con dispersores, acondicionando adecuadamente la química del sistema con una relación óptima metal/colector y mecánicamente, con un óptimo de J_g , produciendo flujos apropiados de burbujas con mínimas corrientes de circulación y mezclado de fases.

Sin embargo, la recuperación máxima alcanzada en una etapa, por el dispersor plano y el cilíndrico fue de 57 y 68 % respectivamente, como una consecuencia natural de un reactor con un patrón de flujo de mezclado perfecto y también debido a la geometría del dispersor.

Se propuso el tratamiento de estas aguas contaminadas con metales pesados en un banco de celdas de flotación con dispersores, con la finalidad de lograr soluciones acuosas con concentraciones de iones de metales pesados mínimas, suficientemente bajas, permitidas por las normas ecológicas para su desecho.

Este banco de celdas se logró simulando un procesamiento de la solución en cinco etapas hasta llegar a las concentraciones de iones metálicos permitidas, el agua contaminada se alimentó y descargó continuamente, donde la salida de colas de la primer celda se colectó en un tanque independiente y esta solución residual fue la alimentación para una segunda etapa y así consecutivamente hasta una quinta etapa, así también el concentrado de cada etapa era colectado en un tanque independiente de los otros.

La Figura 4.27. muestra esquemáticamente el arreglo del banco de celdas con sus corrientes de alimentación colas y concentrado adecuadamente colocadas.

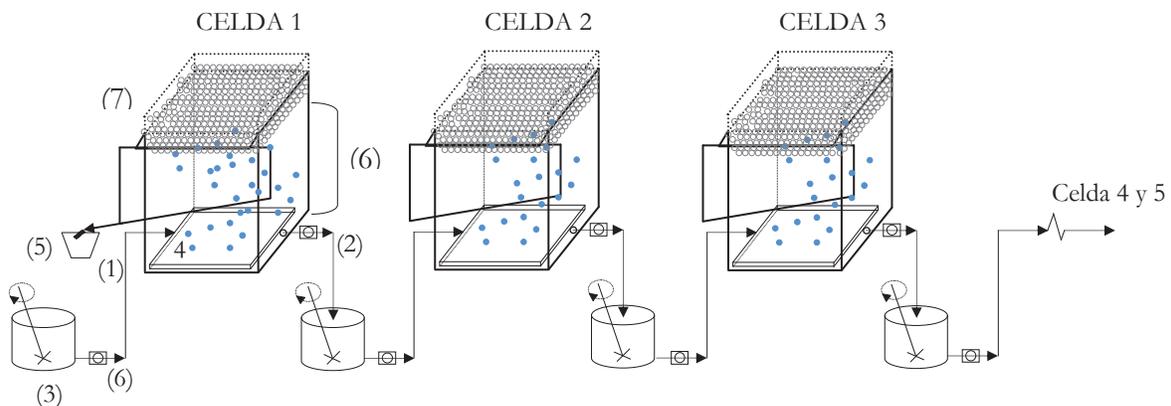
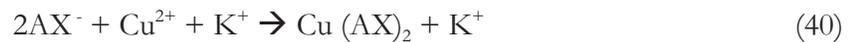


Figura 4.27. Arreglo esquemático del banco de celdas de flotación con dispersores flexibles porosos de tela. (1) Alimentación. (2) Colas (descarga). (3) tanque Acondicionador. (4) Dispersor poroso de tela. (5) Descarga del concentrado. (6) Zona de colección. (7) Cama de espuma.

4.7.1. Efecto de la velocidad superficial de gas J_g en la recuperación.

En esta sección se presenta el efecto de la velocidad superficial de gas J_g (cm/s) en la recuperación de ion cobre en la flotación iónica por etapas, usando el dispersor plano y el cilíndrico, por separado.

La reacción de cobre acuoso con aniones de xantato da un complejo inestable soluble en agua, el cual se descompone para producir dixantogeno y xantato cuproso; ambos precipitados fuera de la solución como un aglomerado hidratado.



Donde AX es el amil xantato de potasio, Cu^{2+} Ion cobre, K^+ potasio del colector, $(AX)_2$ dixantogeno, CuAX xantato amílico cuproso.

La Figura 4.28. presenta el % w/w de recuperación por etapa y acumulativa de Cu^{2+} Vs. # de celda de flotación, variando la velocidad superficial de gas J_g , para el dispersor plano. J_l 0.19 cm/s, 30 mg/l de espumante y una relación metal/colector de 1 a 0.3. Los datos de recuperación obtenidos se encuentran tabulados en el apéndice IV.1.

De esta figura, se observó generalmente que con el incremento del número de celdas, el % w/w recuperación de Cu^{2+} por etapa disminuyó, y con el número de etapa la recuperación acumulativa de ion cobre incrementa así, las mejores recuperaciones acumulativas de alrededor del 92 % se obtuvieron para el sistema con J_g de 0.5 y 0.8 cm/s, esto permite dejar la solución residual en una quinta etapa con bajas concentraciones de cobre, las cuales están debajo de los límites permisibles para la descarga de efluentes contaminados con Cu^{2+} . Por otro lado cuando las velocidades superficiales de gas (J_g) son mayores (1.0 y 1.5 cm/s), la recuperación acumulativa disminuyó, siendo este efecto consistente con el que se presenta en la flotación iónica en una etapa (sección IV.3.).

El volumen de espuma colectado fue medido, y este fue mayor para las pruebas de flotación iónica por etapas a J_g de 1.5 cm/s. El derrame de espuma más hidratada, y abundante por el labio rebosadero de la celda de flotación es causado en parte por un mayor J_g y por el tamaño pequeño de burbuja y por la mayor altura de la cama de espuma lo cual arrastra mayor cantidad de agua, causando que los iones de cobre acomplejados colectados se diluyan mas con grandes volúmenes de espuma en la corriente del concentrado.

La altura de la cama de espuma (H_{ce}) es mayor con velocidades superficiales de gas J_g (cm/s) mas grandes. La disminución de la altura de la zona de colección (H_{zc}), por el mayor volumen de espuma sobre la solución provoca que se reduzca la zona neta para la colección de iones acomplejados, lo cual es una de las causas de la disminución de la recuperación por etapa, así como también el incremento de la velocidad superficial de gas causa que la turbulencia en el sistema aumente disminuyendo la recuperación acumulativa. Los datos de la altura de la cama de espuma y el volumen colectado de concentrado recabados para el dispersor plano se encuentran tabulados en el apéndice IV.2.

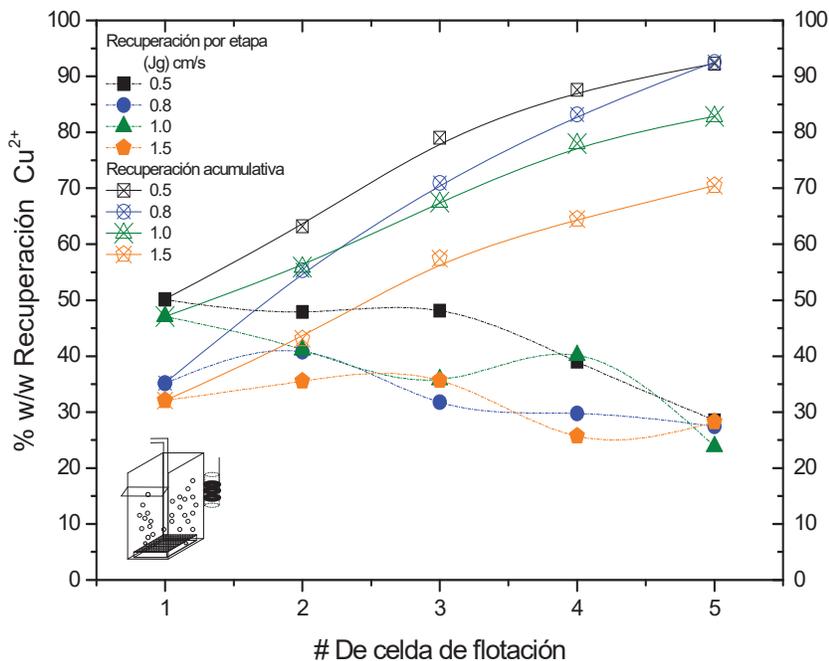


Figura 4.28. % w/w Recuperación por etapa y acumulativa Vs. El número de celda de flotación. Dispersor plano, J_l de 0.19 cm/s, J_g de 0.5, 0.8, 1.0 y 1.5 cm/s, con una relación metal colector de 1 a 0.3 y 30 mg/l de espumante. Apéndice IV.1

La Figura 4.29. muestra el % w/w de recuperación de Cu^{2+} por etapa y la recuperación acumulativa Vs. El numero de celda de flotación, Para el sistema con el dispersor cilíndrico. JI de 0.19 cm/s, con una relación metal colector de 1 a 0.3.

Se observó para la velocidad superficial de gas de 0.5 cm/s, que la recuperación por etapa incrementa linealmente hasta la tercera etapa, por efecto de las características de la dispersión generadas por este valor de J_g , tales como valores de gas retenido bajos y mala distribución de las burbujas de aire, las cuales se concentraban justo arriba de la sección del dispersor dejando sin airear la mayor proporción de área de sección transversal de la celda, este efecto es contrario al presentado por los J_g mayores de 0.8 cm/s donde la recuperación por etapa disminuye con el número de etapa.

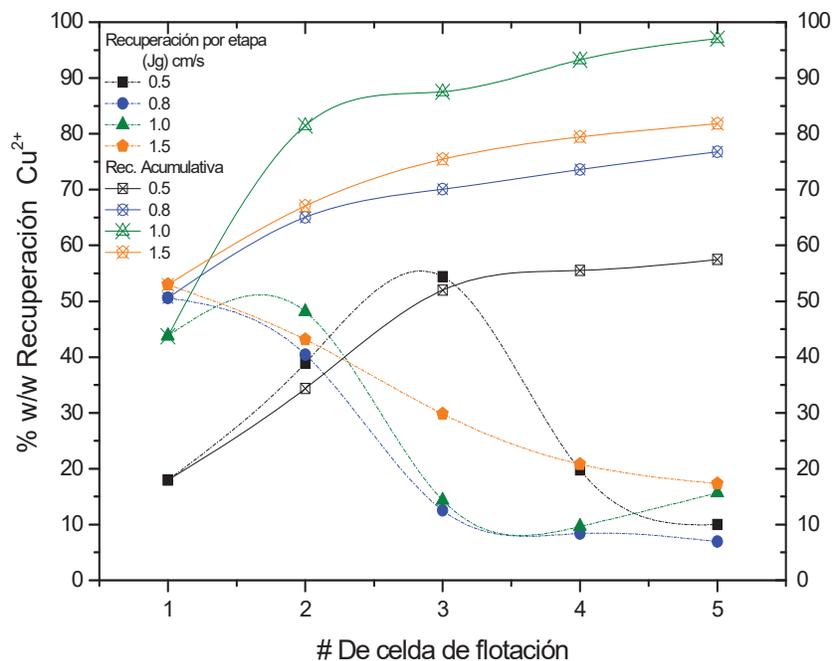


Figura 4.29. % w/w Recuperación por etapa y acumulativa Vs. el número de celda de flotación.

Para el sistema con el dispersor cilíndrico, JI de 0.19 cm/s, J_g de 0.5, 0.8, 1.0 y 1.5 cm/s, con una relación metal colector de 1 a 0.3 y 30 mg/l de espumante. Apéndice IV.3.

Las mejores recuperaciones acumulativas se obtuvieron para el sistema con una velocidad superficial de gas de 1.0 cm/s, logrando el 97% de separación, dejando la solución residual en una quinta etapa con concentraciones debajo de 0.6 mg/l de cobre, un Jg más grande (1.5 cm/s), motiva el incremento del gas retenido así como inherentemente mayor turbulencia en el sistema, por efecto de las corrientes de circulación y mezclado, disminuyendo la recuperación acumulativa y por etapa. Los datos de la recuperación, para el dispersor cilíndrico se presentan en el apéndice IV.3.

El efecto de la disminución de la recuperación en cada etapa es atribuido a la modificación de las condiciones físico químicas de la solución, donde la tensión superficial incrementa con el número de etapa, debido a la remoción de moléculas de espumante y colector durante el proceso de flotación.

La corriente de concentrado no solo contiene los iones de metales capturados si no además moléculas de espumante y colector que salen de la solución original modificando las propiedades físicas de la solución.

La Figura 4.30. muestra la variación de la tensión superficial de la solución original con el número de etapa, la cual incrementa con el número de estas, indicando la disminución de la concentración de espumante y colector durante cada etapa de flotación. Este efecto se presentó en todas las pruebas de flotación iónica de Cu^{2+} por etapas, usando el dispersor plano, cilíndrico y para la batería de dispersores cilíndricos.

En las pruebas flotación iónica por etapas con el dispersor cilíndrico, se midió la altura y el volumen de espuma colectado. Se observó que la espuma derramada en las pruebas de flotación iónica con el dispersor cilíndrico, fue mucho mayor que la derramada en pruebas similares, con el dispersor plano, esto indica por un lado mayores % de gas retenido y por otro lado burbujas más pequeñas. Los datos se presentan en el apéndice IV.4.

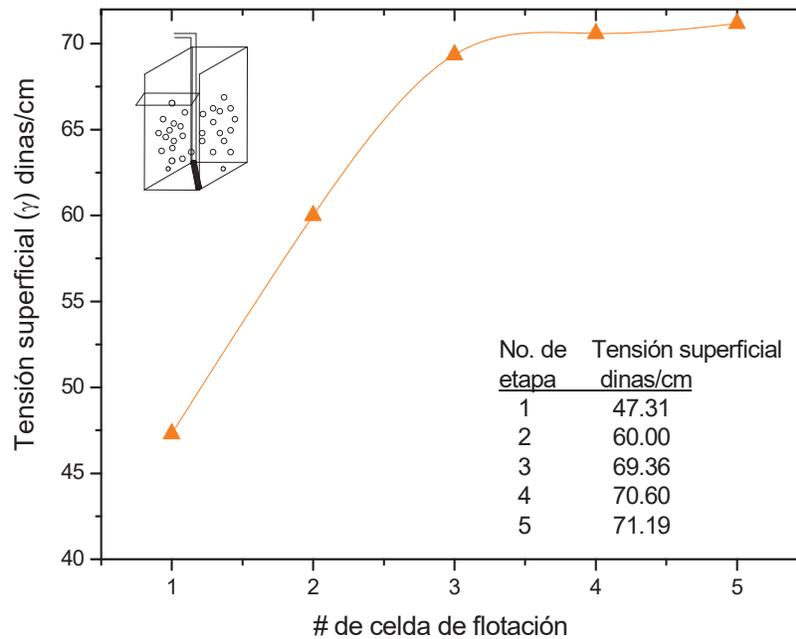


Figura 4.30. Tensión superficial γ (dinas/cm) Vs. # de celda de flotación para el sistema con 30 mg/l de espumante, dispersor cilíndrico, relación metal colector de 1 a 0.3 Jg 0.8, Jl 0.31 cm/s.

La modificación de la tensión superficial en el proceso de flotación por etapas, causó la disminución del gas retenido durante cada etapa y por tal la recuperación por etapa disminuye. La Figura 4.31 presenta el % de gas retenido Vs. # de celda de flotación para los diferentes Jg estudiados, se observó que el gas retenido es mayor con Jg's mas grandes.

Sin embargo, causan mayor turbulencia en el sistema, causada por la circulación y mezclado de fases, estos resultados son similares para las pruebas usando el dispersor cilíndrico. Los datos del promedio de gas retenido se encuentran el apéndice IV.5. y IV.6. para el dispersor plano y cilíndrico respectivamente.

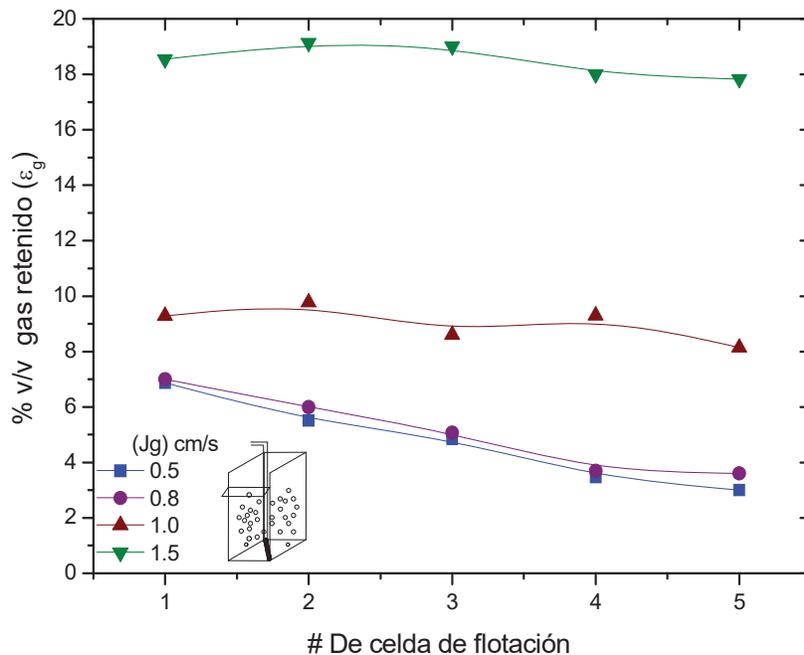


Figura IV.31. % v/v de gas retenido ϵ_g Vs. El # de celda de flotación. Para el dispersor plano, J_l 0.19 cm/s, J_g de 0.5, 0.8, 1.0 y 1.5 cm/s, con 30 mg/l de espumante y una relación metal/colector de 1 a 0.3 Molar. Apéndice IV.5.

Aunque el sistema con una velocidad superficial de gas de 1.5 cm/s, presenta los valores mas grandes de gas retenido y por tal el mayor flujo de superficie de burbujas las recuperaciones por etapa y acumulativas de Cu^{2+} son mucho menores que las obtenidas con un J_g de 1.0 cm/s (dispersor cilíndrico).

Esto es debido a que los flujos de burbujas de menor diámetro poseen fuerzas inerciales menores y tienden a ser recirculadas con mayor facilidad, con lo que el tiempo de residencia de las burbujas incrementa, promoviendo mayores porcentos de gas retenido, estas situaciones no permiten que los iones capturados por dichas burbujas emerjan a la superficie y se concentren respecto a su solución original, disminuyendo su velocidad de transferencia a la cama de espuma y su posterior derrame a la corriente de concentrado.

La Figura 4.32. muestra la distribución de gas retenido en la celda de flotación durante cada etapa, para el dispersor plano con un J_g de 0.8 cm/s, J_l 0.19 cm/s, relación metal/colector 1 a 0.3. Los datos correspondientes de la distribución de gas retenido de esta figura y para todas las velocidades superficiales estudiadas en la flotación iónica por etapas se presentan tabulados en el apéndice IV.7. para el dispersor plano y IV.8. para el cilíndrico.

Se observó para ambas geometrías de dispersión que no existe una distribución radial uniforme del gas retenido, esto es atribuido a la geometría y características de diseño del dispersor y a los defectos en la fabricación de la tela filtro con la cual están cubiertos los dispersores, además se observó experimentalmente que durante la inyección del gas, especialmente a bajos valores de J_g , no se generan burbujas en toda la superficie del generador de burbujas, y el área superficial del dispersor se aprovecha mejor a velocidades superficiales de gas J_g (cm/s) más grandes. El gas retenido es mayor en el centro de la celda, por lo cual esta zona es una zona de baja densidad, las diferencias en densidades relativas, dan origen a las corrientes de circulación de burbujas y líquido, de esta figura se observó que los patrones de distribución de gas retenido se mantienen bajo diferentes valores de tensión superficial.

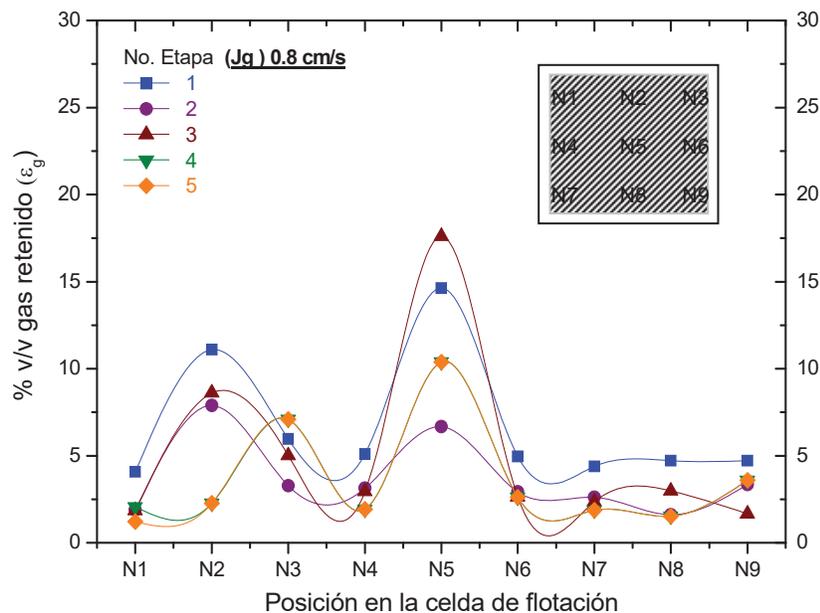


Figura 4.32. Distribución gas retenido en la celda, flotación por etapas, dispersor plano, relación metal colector 1 a 0.3 Molar, J_g 0.8 cm/s, J_l 0.19 cm/s. Apéndice IV.7.

La Figura 4.33. muestra el tamaño promedio de las burbujas en la flotación iónica por etapas, obtenidos con el dispersor cilíndrico, para las diferentes velocidades superficiales de gas J_g estudiadas, el D_b es el promedio de nueve mediciones. Los datos promedio se presentan en los apéndices IV.9. y IV.10. Para las dos geometrías de dispersión plana y cilíndrica respectivamente.

Se observó en este sistema que cuando las velocidades superficiales de gas son mas altas J_g de 1.5 cm/s, se obtienen tamaños de burbujas similares a las sistemas con velocidades de gas menores, sin embargo para estos sistemas se obtienen recuperaciones acumulativas menores que para los sistemas con J_g de 0.5, y 0.8 cm/s, por lo que a J_g mas grandes las burbujas son en mayor proporción recirculadas en la celda de flotación, de esta figura se tienen que el D_b incrementa con el numero de etapa por la disminución de gas retenido, similares comportamientos se obtienen para el dispersor plano.

Los datos del promedio del tamaño de burbuja graficados en la Figura 4.33. Son congruentes con los resultados obtenidos del gas retenido, en la flotación iónica, donde el porciento de gas retenido disminuye con la etapa de flotación esto debido a que burbujas de mayor dimensión poseen velocidades de ascenso más rápidas. El incremento del D_b disminuye la probabilidad de colisión entre burbuja y especie disminuyendo la transferencia de iones acomplejados a la interfase espuma.

Se observó que a velocidades superficiales de gas (0.5 cm/s), se obtienen los tamaños de burbujas mas pequeños sin embargo las recuperaciones en este sistema son bajas, debido en parte al poco flujo de área superficial burbujas S_b , cabe mencionar que la ubicación del dispersor cilíndrico en la celda no permite airear toda la celda a esta velocidad superficial de gas. El tamaño de burbuja para el J_g de 1.0 cm/s esta entre 0.9 mm., para este J_g se obtuvieron las mejores recuperaciones acumulativas.

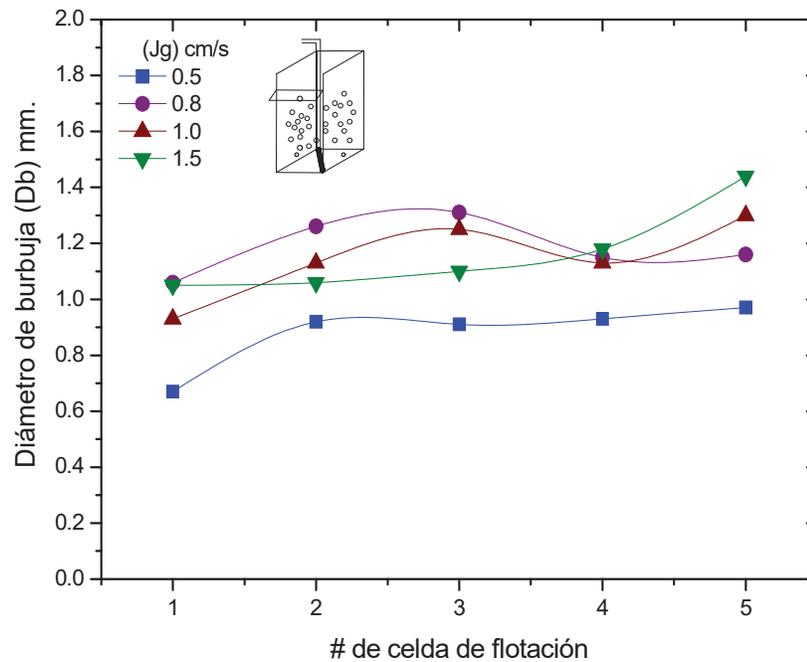


Figura 4.33. Diámetro promedio de burbuja (D_b) mm. Vs. número de celda de flotación para los diferentes J_g experimentados. Rel. 1 a 0.3 M^{++} /col. Dispersor cilíndrico. Apéndice IV.10.

De las diferencias en la distribución radial de gas retenido presentado en la Figura 4.32. Es de esperarse que exista de igual manera distribución de tamaños de burbujas y de su velocidad de ascenso, dicha distribución es consistente en todo el rango de J_g estudiado.

La distribución radial del tamaño de burbuja en la celda de flotación se presenta en la Figura 4.34. Para el dispersor plano, J_g de 0.8 cm/s, relación metal/colector 1 a 0.3, con 30 mg/l de espumante. Los datos del D_b en nueve posiciones para este sistema y para las diferentes velocidades superficiales de gas experimentadas se presentan en el apéndice IV.11., y IV.12. Para el dispersor plano y cilíndrico, respectivamente.

Se observó que los tamaños más pequeños de burbuja se presentan en el centro de la celda de flotación, mientras que en los extremos cerca de las paredes laterales de la celda se tienen burbujas de mayor dimensión, esto es consistente con las mediciones de gas retenido, donde la zona del centro tiene los valores de gas retenido más altos. Para el caso del dispersor plano se observó comportamientos similares de distribución de tamaños de burbujas.

De esta figura se observó además que existe una amplia distribución de tamaños de burbuja, cuyos diámetros oscilan entre 0.5 y 2.5 mm. Estas variaciones en el D_b originan corrientes de circulación y mezclado alterando considerablemente la hidrodinámica del sistema. Se observó experimentalmente que mayor cantidad de burbujas de menor dimensión son recirculadas hacia el fondo de la celda, esto se presenta para ambas geometrías de dispersión.

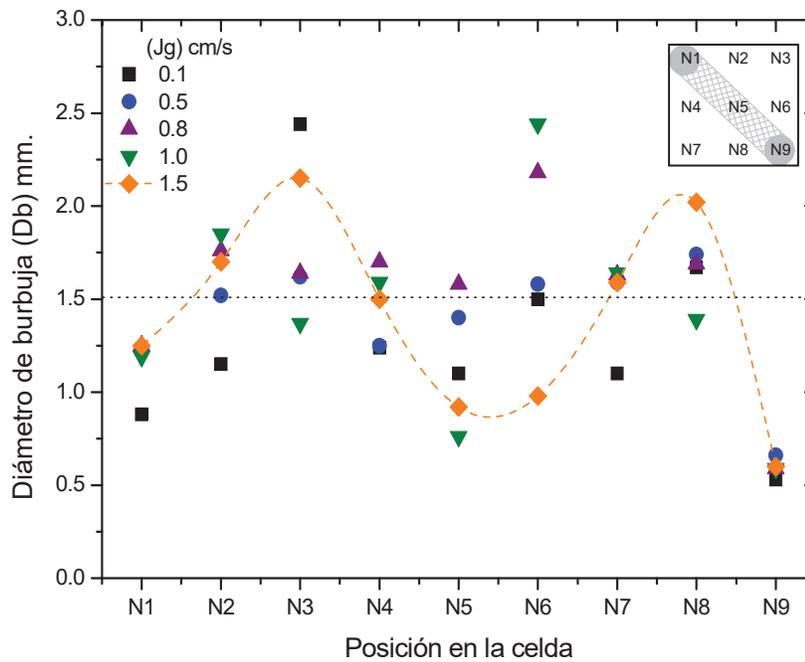


Figura 4.34. Distribución del diámetro de burbuja Vs. posición en la celda de flotación. Para el sistema con un J_g de 0.8 cm/s J_l 0.19 cm/s, relación metal/colector 1 a 0.3.

Dispersor cilíndrico. Apéndice IV.11.

El flujo de superficie de burbujas S_b (s^{-1}) promedio de nueve mediciones se muestra en la Figura 4.35. para el dispersor cilíndrico, relación metal/colector de 1 a 0.3 J_g 0.8 cm/s, J_l 0.19 cm/s con 30 mg/l de espumante. Los datos promedio del S_b (s^{-1}) para las geometrías de dispersión en estudio se encuentran en el apéndice IV.13. y IV.14. (Plano y cilíndrico respectivamente). Se observó que el mayor flujo de superficie de burbujas corresponde a las pruebas con J_g de 1.5 cm/s con S_b máximo de $86 s^{-1}$, y disminuye con el número de etapa de flotación, por el efecto del incremento del tamaño de burbuja y del cambio en el gas retenido reportado en las figuras anteriormente presentadas.

La disminución del flujo de área superficial de burbujas, repercute directamente en las recuperación de la especie deseada, para evitar que el Sb disminuya, por efecto de la disminución de gas retenido y, por tal, el incremento del tamaño de burbuja, por lo que es necesario tener una concentración de espumante en exceso en la primer etapa y evitar la disminución de la concentración de espumante por su salida en el concentrado, para que sea menos drástica y no afecte al proceso de flotación iónica por etapas.

Los flujo de superficies de burbujas máximos para el dispersor plano fueron: 103, 57, 41 y 43 s^{-1} para las velocidades superficiales de gas de 1.5, 1.0, 0.8 y 0.5, respectivamente. No obstante que un Jg de 1.5 presenta los valores mas grandes de Sb las recuperaciones son considerablemente menores a los demás Jg's, debido a la fuerte dependencia del sistema de flotación iónica a las condiciones de turbulencia, circulación y mezclado de la dispersión gas líquido promovidas por el incremento del Jg.

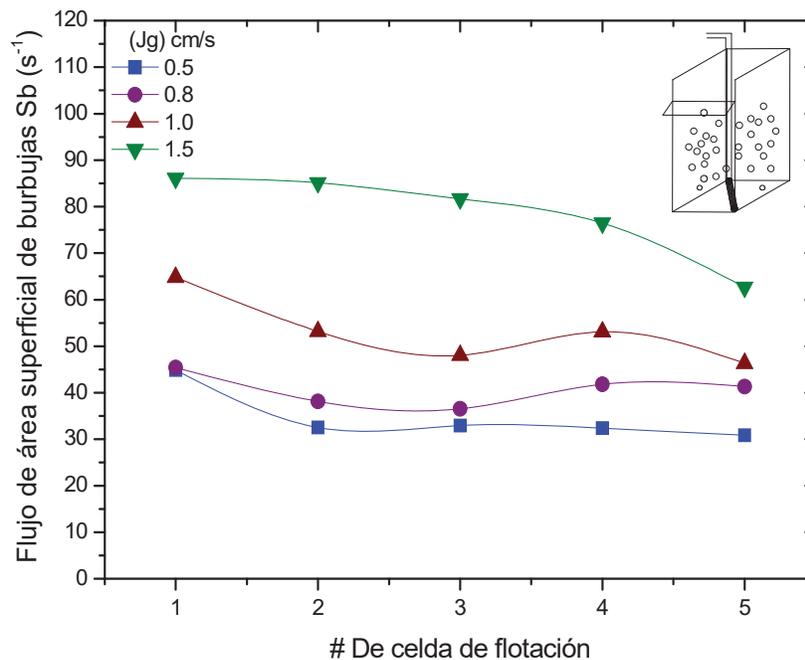


Figura 4.35. Flujo de superficies de burbujas Sb (s^{-1}) promedio Vs. número de celda. Para las pruebas de flotación iónica variando Jg, con JI de 0.19 cm/s , relación metal/colector 1 a 0.3 para el dispersor cilíndrico. Apéndice IV.14.

Se calculó el tiempo de residencia aparente τ (min), para cada etapa de flotación y para cada velocidad superficial de gas experimentada. La Figura 4.36. presenta el comportamiento de τ (min) Vs. el número de celda de flotación. (J_l de 0.19 cm/s, relación metal colector de 1 a 0.3 y 30 mg/l de espumante). Los datos del cálculo del tiempo de residencia para los dos dispersores se presentan en el apéndice IV.15. y IV.16.

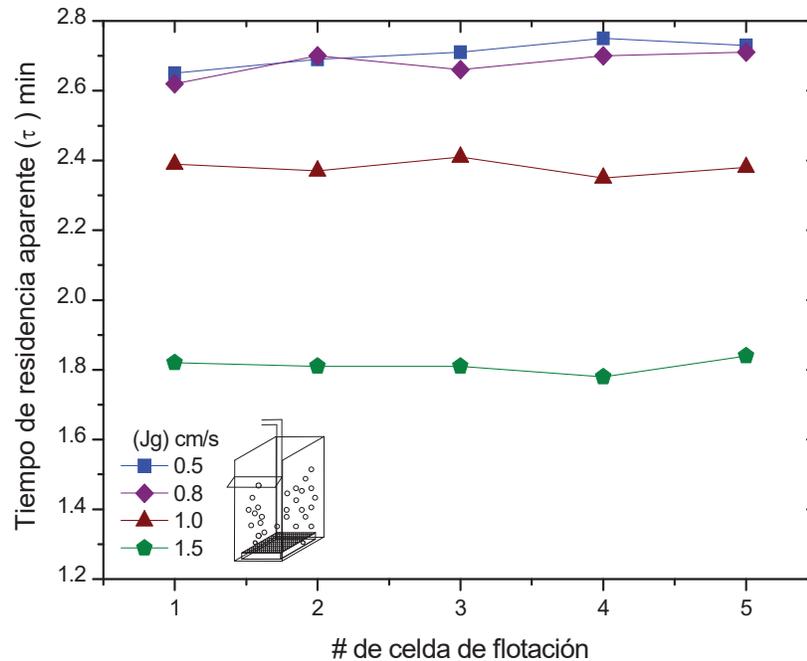


Figura 4.36. Tiempo de residencia aparente τ (min) Vs. # de celda de flotación. J_l 0.19 cm/s, 30 mg/l de espumante y para los diferentes J_g experimentados. Apéndice IV.15.

Se observó para el dispersor plano que τ (min) oscila entre 1.8 y 2.7 minutos para las diferentes velocidades superficiales de gas, a J_g de 1.0 y 1.5 cm/s, τ (min) tiende a permanecer sin cambios significativos con el número de etapa, sin embargo para los J_g de 0.5 y 0.8 cm/s el tiempo de residencia aparente incrementa con el número de celda de flotación, por efecto de la disminución del porcentaje de la fase dispersa (gas retenido), ya que el tiempo de residencia esta en función del gas retenido y, como se vio anteriormente este disminuyó con el número de etapa.

Los cálculos de τ (min) obtenidos en el sistema con el dispersor plano y cilíndrico para todos los J_g de estudio, indicaron que este, prácticamente permanece sin cambios significativos con el incremento del número de celda de flotación, y se obtienen tiempos de residencia más cortos con el incremento de la velocidad superficial de gas, debido a la posición de la interfase espuma-dispersión gas líquido en la celda de flotación disminuyendo la zona de colección y por tal la fracción de líquido.

Se estimó la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}), en la flotación iónica por etapas para las diferentes velocidades superficiales de gas estudiadas. Los datos obtenidos para ambos dispersores (plano y cilíndrico) se presentan en los apéndices IV.15., y IV.16.

La Figura 4.37. muestra el comportamiento de la constante cinética de flotación κ (min^{-1}), esta disminuye ligeramente en las primeras etapas para los J_g de 0.5 y 0.8 cm/s para después disminuir considerablemente en las etapas 3, 4 y 5, a efecto de la disminución en la recuperación de la especie cobre - xantato. En otras palabras, la velocidad y la transferencia de la especie hidrofóbica a la interfase y posteriormente a la corriente del concentrado disminuye con el número de celda de flotación. La constante cinética de flotación sigue una trayectoria similar a la recuperación por etapa obtenida, este mismo comportamiento se encontró para el dispersor cilíndrico.

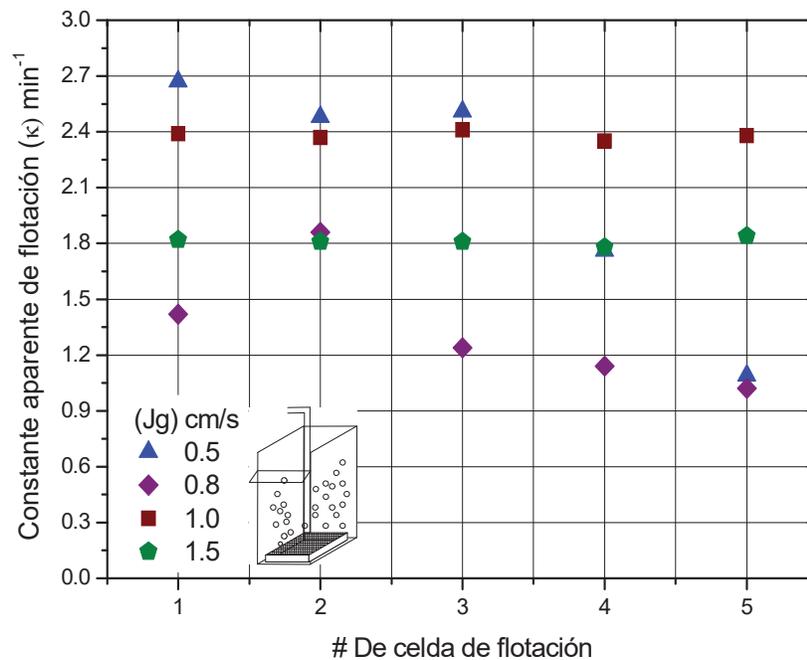


Figura 4.37. Velocidad de flotación aparente κ (min^{-1}) Vs. número de celda de flotación. Dispersor plano, JI de 0.19 cm/s, relación metal/colector de 1 a 0.3, 30 mg/l de espumante, y a diferentes velocidades superficiales de gas. Apéndice IV.15.

4.7.2. Efecto de la velocidad superficial de líquido en la recuperación.

Se estudió experimentalmente la influencia de la velocidad superficial de líquido JI (cm/s) en la recuperación por etapa y acumulativa de Cu^{2+} , con Jg constante de 0.8 cm/s , este valor se seleccionó de las mejores recuperaciones obtenidas con el dispersor plano. Así también, por efecto de comparación se estudió el efecto del JI con el dispersor cilíndrico a un Jg de 0.8 cm/s ,

La Figura 4.38. muestra el efecto del JI (cm/s) en la recuperación. Se observó que la recuperación acumulativa en una quinta etapa de flotación mejoró ligeramente con la velocidad superficial de líquido logrando el 94 %, para el dispersor plano. La máxima recuperación alcanzada fue similar para JI 0.31 y 0.37 cm/s (los valores correspondientes en lts/min. son 6.8 y 8.1 respectivamente). Los datos de la recuperación por etapa y acumulativa para esta pruebas experimentales con el dispersor plano se encuentran tabulados en el apéndice IV.17.

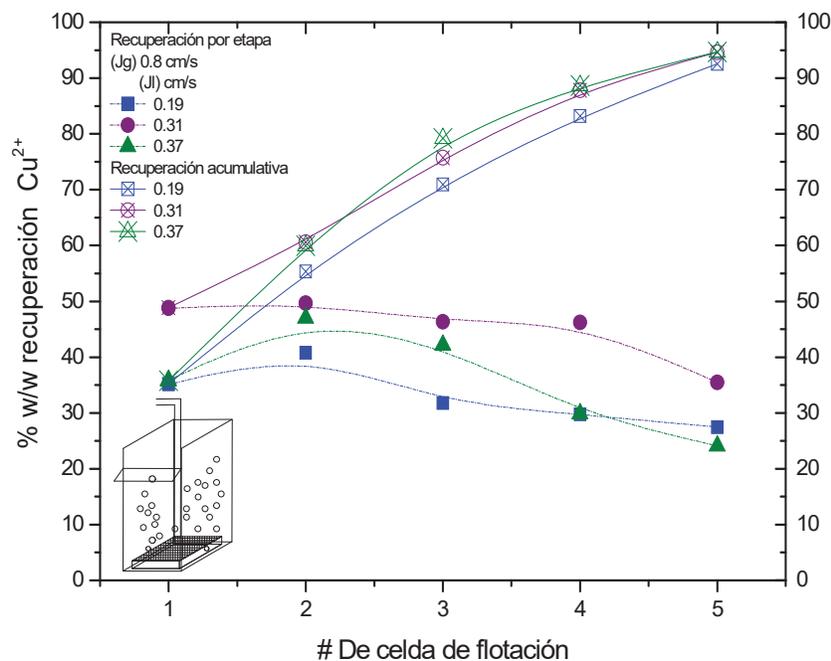


Figura 4.38. % w/w Recuperación por etapa y acumulativa Vs. número de celda de flotación.

Usando el dispersor plano, Jg de 0.8 cm/s, variando Jl en 0.19, 0.31 y 0.37 cm/s.

Apéndice IV.17.

Con el incremento de la velocidad superficial de líquido se tuvo mayor porcentaje de gas retenido, promoviendo mejores recuperaciones acumulativas como se citó en la figura anterior sin embargo, con velocidades superficiales mas grandes no se pueden evitar las diferencias radiales en la distribución de gas retenido inclusive estas presentan mayores diferencias en densidades relativas, algunas zonas con mayor % de gas (15 %), generalmente, en el centro de la zona, pero predominando las zonas con alrededor de 5 % de gas.

Como en las pruebas de flotación anteriores (variando el Jg), el gas retenido disminuye con el número de etapa, por lo tanto, el diámetro de burbuja incrementa, y el flujo de superficies de burbujas disminuye. Estos efectos se presentan para ambos dispersores y para cada una de las pruebas evaluando el efecto del Jl en la recuperación. Los datos del promedio del gas retenido obtenido, distribución radial de gas retenido, diámetro y distribución de burbuja, así como el flujo de superficie de burbujas se presentan en los apéndices del IV.19., al IV.28.

La Figura 4.39. muestra el % w/w de recuperación por etapa y acumulativa Vs. # de celda de flotación, con el dispersor cilíndrico, para los diferentes JI (cm/S) estudiados. Las curvas descendentes corresponden a la recuperación por etapa y las ascendentes a su respectiva recuperación acumulativa.

Para las pruebas de flotación con un JI de 0.31 cm/s (Q_{ic} 6.8 L/min) y con un Jg de 0.8 cm/s, la recuperación acumulativa mejora significativamente logrando separaciones de alrededor del 90 %, las cuales son superiores a las encontradas en pruebas con JI de 0.19 cm/s y Jg de 0.8 cm/s. Los datos de recuperación se encuentran en el apéndice IV.18.

Sin embargo, cuando el JI es incrementado de 0.31 a 0.37 cm/s (de 6.8 a 8.1 LPM Q_{ic}), las condiciones hidrodinámicas del sistema afectan la recuperación de iones metálicos, logrando recuperaciones acumulativas en una quinta etapa del 30 % inclusive para algunas de las recuperaciones por etapa, estas son menores al 10%. Esto se debe al efecto de las corrientes de circulación y mezclado.

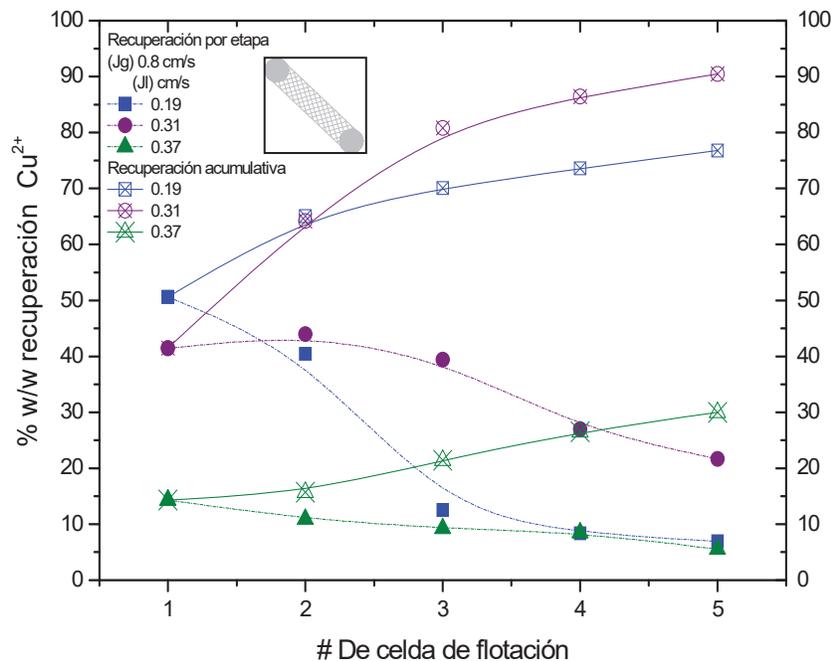


Figura 4.39. % w/w Recuperación por etapa y acumulativa Vs. número de celda de flotación.

Dispersor cilíndrico, Jg de 0.8 cm/s, con JI de 0.19, 0.31 y 0.37 cm/s. Apéndice IV.18.

Este sistema de dispersión genera tamaños de burbujas de menor dimensión lo que provoca que sean arrastradas por las corrientes de circulación en la celda, si estas burbujas se encuentran cargadas con el hidrofóbico (cobre - xantato), por efecto de la circulación no emergen a la superficie, y la eficiencia de separación cae drásticamente.

Además, de la mejoría encontrada en el % w/w de recuperación de Cu^{2+} acumulativa con el aumento de la velocidad superficial de líquido JI de 0.31 cm/s (6.1 lts/min), también disminuye el tiempo de procesamiento (este obtenido de la sumatoria de los tiempos de residencia aparente en cada etapa de flotación), en comparación con la velocidad superficial de líquido de 0.19 cm/s.

La Figura 4.40. muestra el efecto del tiempo de procesamiento, para una velocidad superficial de líquido de 0.19 y 0.37 respectivamente, (Jg 0.8 cm/s, relación metal colector de 1 a 0.3 y 30 mg/l de espumante), usando el dispersor plano, cabe mencionar que efectos similares se mantienen para las pruebas con el dispersor cilíndrico a JI de 0.19 y 0.31 cm/s.

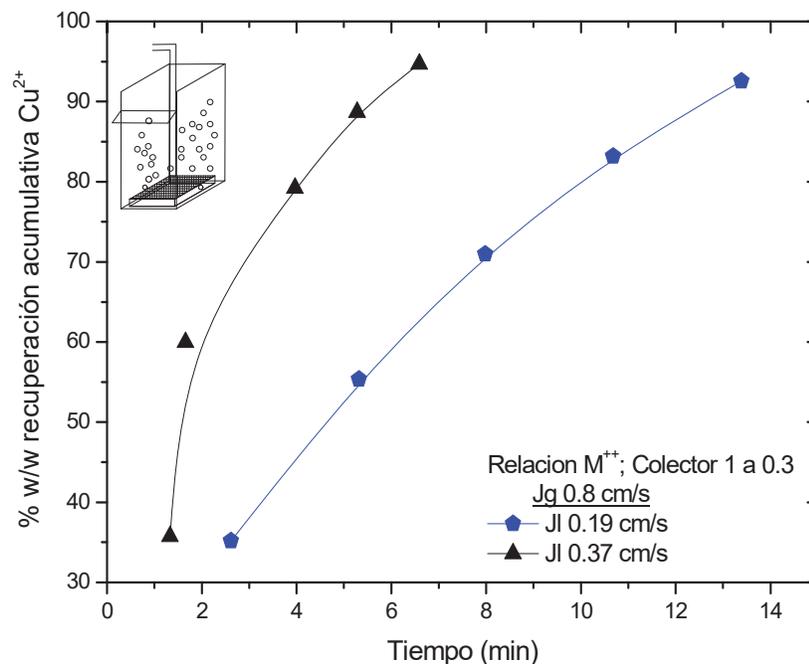


Figura 4.40. % w/w recuperación acumulativa de Cu^{2+} Vs. Σ tiempo de residencia aparente (τ min.). Apéndice IV.17., y IV.29.

Se observó que el tiempo de procesamiento para alcanzar la máxima recuperación se reduce prácticamente a la mitad cuando el sistema se opera a una velocidad superficial de líquido de 0.37 cm/s. Esto significativamente mejora la eficiencia del sistema de flotación iónica tanto metalúrgica como económicamente.

Para estas pruebas el tiempo de residencia aparente τ (min) permanece sin cambios significativos en cada etapa de flotación, se tienen τ (min) de: 2.6, 1.6 y 1.3 para los Jl de 0.19, 0.31 y 0.37 respectivamente y son muy similares para las dos geometrías de dispersión, en la que respecta a la constante cinética de flotación aparente esta disminuye con el número de celda de flotación los datos se presentan en los apéndices IV.29, y IV.30.

Se estudió el efecto de la velocidad superficial de líquido en la recuperación de cobre, para la batería de dispersores cilíndricos, con Jl 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s, (2.7, 4.1 y 6.8 LPM respectivamente), Jg 0.8 cm/s, relación metal colector de 1 a 0.3, con 30 mg/l de espumante. La Figura 4.41. muestra el arreglo de esta geometría de dispersión en la celda de flotación, en la que los dispersores fueron enumerados empezando del punto de alimentación.

La Figura 4.42. presenta la recuperación Vs. número de etapa de flotación. Los datos se presentan en el apéndice IV.31., las curvas ascendentes corresponden a la recuperación acumulativa y sus correspondientes descendentes a la recuperación por etapa.

Se observó que las recuperaciones obtenidas por etapa y acumulativas son muy similares para las velocidades de líquido de 0.12 y 0.19 cm/s, aunque para el Jl de 0.12 cm/s, se encontró ligeramente mejor recuperación acumulativa de alrededor del 96 %. El sistema con Jl de 0.31 presentó los valores más grandes de gas retenido seguidos por el sistema con Jl de 0.19 y ligeramente abajo el Jl de 0.12 cm/s, y el % de gas retenido disminuye con el número de celda de flotación los datos correspondientes a la recuperación y el gas retenido se presentan en los apéndices IV.32 y IV.33., respectivamente.



Figura IV.41. Imagen digital de la ubicación de la batería de dispersores cilíndricos en la celda de flotación. Los dispersores fueron numerados a partir de la entrada de alimentación.

Cuando la velocidad superficial de líquido (J_l) es de 0.31 cm/s el sistema se ve afectado grandemente y el % w/w de recuperación acumulativa cae abruptamente hasta alrededor del 60 %, no obstante que se tienen mayor % de gas retenido, la distribución radial de gas retenido presenta mayores diferencias de distribución comparada con los sistemas con J de 0.12 y 0.19 cm/s, por lo tanto, la recuperación se ve grandemente afectada por el incremento de las corrientes de circulación y mezclado las cuales producen mayor turbulencia en el proceso. Los datos de distribución de gas retenido se presentan en el apéndice IV.33.

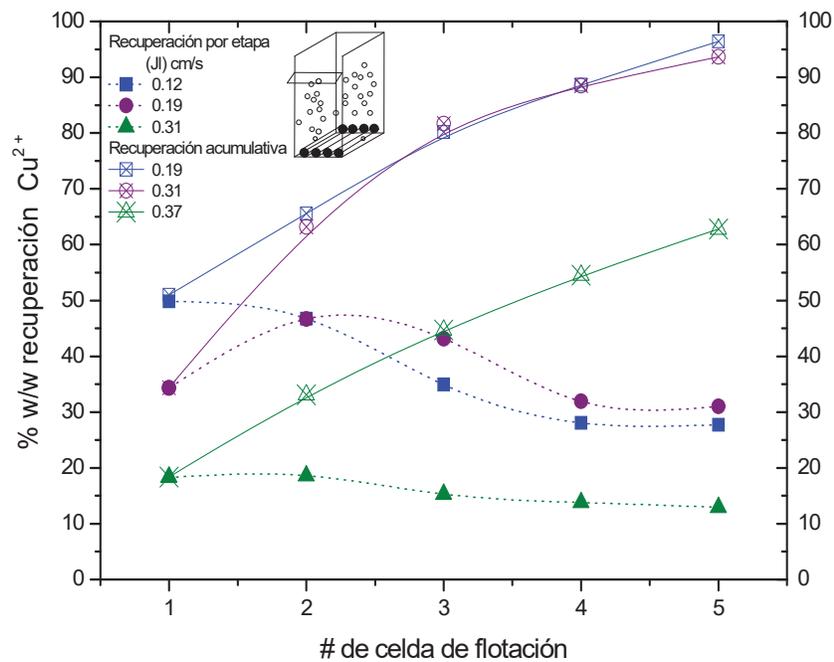


Figura 4.42. % w/w recuperación por etapa y acumulativa Vs. número de celda de flotación. Para el sistema con la batería de dispersores cilíndricos, con J_g de 0.8 cm/s, variando J_l en 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s.

Para estos procesos de flotación se tienen tamaños de burbuja de menor dimensión de entre 0.5 y 0.9 mm., comparados con el dispersor plano y el cilíndrico, sin embargo presentan patrones similares, donde con la disminución de gas retenido con el número etapa, el diámetro de burbuja incrementa, y con el incremento del J_l se tienen mayores diferencias en la distribución radial de tamaños de burbujas, por lo tanto el S_b se vera afectado por estos efectos y disminuye con la etapa de flotación, los datos se presentan en los apéndices IV.34., al IV.36.

Los datos del tiempo de residencia aparente y la constante cinética de flotación aparente para estas pruebas se presentan en el apéndice IV.37. Se observó que τ (min) permanece casi sin cambiar con el número de etapa y es mayor para el J_l de 0.12 cm/s, $\tau = 3.6$ minutos, para el J_l de 0.19 $\tau = 2.4$ y para el J_l 0.31 $\tau = 1.5$.

Las mejores recuperaciones acumulativas logradas en el sistema con JI de 0.12 cm/s (2.7 lts/min.), traen como desventaja el tiempo de procesamiento de la solución ya que es mayor a que si se usará para el tratamiento de un efluente contaminado con iones a una velocidad de 0.19 cm/s (4.1 lts/min.). En lo que respecta a la constante de flotación que κ (min^{-1}), esta disminuye con el número de etapa excepto para el JI de 0.19 cm/s donde incrementa con el número de etapa pero en la tercera etapa este valor cae por efecto de las recuperaciones logradas en cada etapa, κ (min^{-1}).

La desventaja industrial en el procesamiento de minerales de usar serie de dispersores, resulta de algunos problemas tales como: que se rompan, tapen o se dañen dando un flujo de burbujas de gran tamaño ocasionando turbulencia en el sistema y la disminución de la eficiencia del proceso, o en caso contrario que no generen burbujas debido a que se encuentren tapados.

Para esta geometría de dispersión se estudió el efecto en la recuperación de la simulación de desperfecto de dispersores, en un primer caso se desconectó el dispersor # 2, en una prueba aparte el # 4 y en otra, los dos al mismo tiempo, cabe recordar que una misma toma de aire se usó para alimentar el gas al arreglo de los cuatro dispersores cilíndricos.

La Figura 4.43. presenta el % w/w de recuperación por etapa y acumulativa Vs. El # de etapa de flotación. Para el sistema usando la batería de dispersores cilíndricos, con un Jg de 0.8 cm/s, JI de 0.19cm/s, con una relación metal/colector de 1 a 0.3, y 30 mg/l de espumante, simulando el desperfecto de dispersores. Los datos de recuperación por etapa y acumulativa se presentan en el apéndice IV.38.

Generalmente, se observó que no se presentan cambios significativos en la recuperación acumulativa en cada prueba de simulación de falla de los dispersores, logrando recuperaciones acumulativas de alrededor del 94 % para una quinta etapa. Por lo tanto, generalmente no importando cual dispersor o dispersores se simule su falla, los otros dispersores generan el flujo de área superficial de burbujas necesario para llevar acabo eficazmente el proceso de colección.

Además el sistema tiende a equilibrarse mecánicamente y por lo que se observa en las recuperaciones obtenidas, el sistema no se ve alterado por las corrientes de circulación y mezclado.

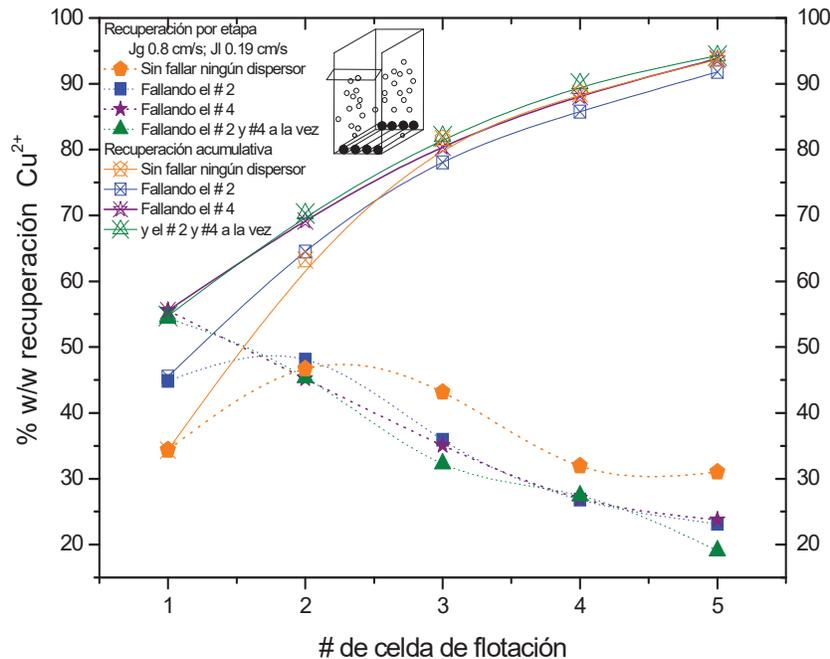


Figura 4.43. % w/w recuperación por etapa y acumulativa Vs. número de celda de flotación.

Para el sistema con la batería de dispersores cilíndricos, con J_g de 0.8 cm/s, J_l 0.19 cm/s. Fallando el dispersor # 2, # 4 y el # 2 y 4 al mismo tiempo.

En estas pruebas, se monitoreó y cálculo los parámetros de la dispersión (ϵ_g , Db y Sb), así como el tiempo de residencia aparente y la constante cinética de flotación y se observó patrones de comportamiento similar a las pruebas de flotación por etapas anteriormente mencionadas.

Se analizó la distribución de gas retenido y las diferencias radiales son mas grandes cuando se simula la falla de dos dispersores a la vez, se observó que el gas retenido es menor en la sección arriba del dispersor desconectado, por lo tanto, estas diferencias presentaron variación en los tamaños de burbuja.

Sin embargo estas diferencias en densidades relativas entre la fase líquida y la fase gas no afectan al proceso de flotación de iones cobre. Los datos recabados en estas pruebas se presentan en los apéndices IV.39., al IV.44.

4.7.3. Efecto del Sistema con deflectores verticales en la recuperación.

Se estudió en el proceso de flotación iónica por etapas el efecto en la recuperación de cobre de la inserción de deflectores verticales: frontal, vertical y cruciformes de altura en un primer caso debajo de la interfase espuma - dispersión gas líquido y un segundo caso de altura hasta el vertedero. En condiciones de: J_g 0.8 cm/s, J_l 0.31 cm/s, una concentración de espumante de 30 mg/l y una relación metal Cu^{2+} /colector xantato amílico de potasio de 1 a 0.3., usando un dispersor plano y en pruebas por separado un dispersor cilíndrico.

La Figura 4.44. muestra esquemáticamente la ubicación de los deflectores-verticales frontales, laterales y cruciformes de altura 7 cm abajo del labio rebosadero (dividiendo la celda en dos secciones (deflector frontal y lateral), y cuatro secciones (deflector cruciforme), también se muestran las regiones de análisis de gas retenido estimado de las mediciones de conductividad eléctrica.

Para todas las pruebas de flotación iónica usando deflectores se analizó; el porcentaje y distribución de gas retenido (ϵ_g), diámetro y distribución de tamaño de burbuja (D_b), flujo de área superficial de burbuja (S_b), así como también se calculó para cada etapa de flotación el tiempo de residencia aparente τ (min.), y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}).

De los resultados experimentales se observó que tanto para el dispersor plano como para el cilíndrico las recuperaciones acumulativas de cobre logradas en una quinta etapa (94 y 90 % respectivamente) para el sistema abierto (sin deflectores) son mayores que para cualquier caso con deflectores.

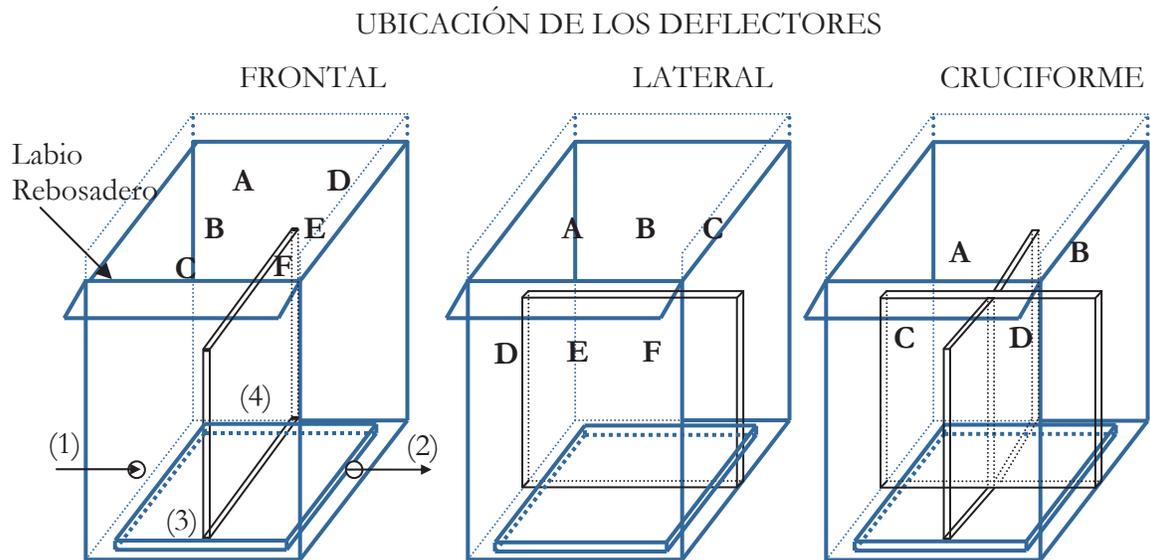


Figura 4.44. Representación esquemática de los deflectores verticales debajo de la interfase espuma - dispersión gas/líquido. 1) Alimentación, 2) Colas, 3) Dispensador flexible de tela, 4) Deflector frontal, lateral y cruciforme dividiendo la celda en dos y cuatro secciones.

Mientras que las máximas recuperaciones acumulativas para los sistemas con deflectores: frontal, lateral y cruciformes de altura abajo de la interfase para el dispersor plano fueron; de 49, 41 y 79 %, respectivamente, y para el dispersor cilíndrico de 63, 79 y 84 %, respectivamente.

Las recuperaciones acumulativas logradas en una quinta etapa de flotación para las pruebas con deflectores de altura hasta el vertedero frontal y lateral fueron; para el dispersor plano de 72 y 63 %, respectivamente, y para el dispersor cilíndrico de 60 y 51 %, respectivamente.

La Figura 4.45. presenta el % w/w de Recuperación por etapa y acumulativa Vs. # de celda de flotación. Para el sistema usando el dispersor plano sin y con deflector frontal y lateral de altura debajo de la interfase, con J_g de 0.8 cm/s y J_l 0.31 cm/s. Patrones similares de comportamiento se presentan para ambas geometrías de dispersión estudiadas plana y cilíndrica.

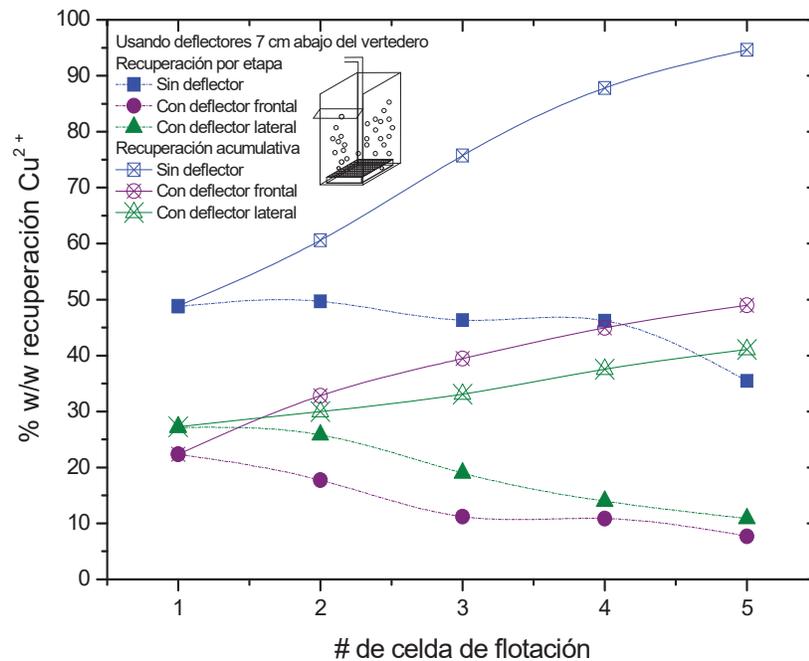


Figura 4.45. % w/w recuperación de Cu^{2+} por etapa y acumulativo Vs. número de celda de flotación. Para el sistema usando el dispersor plano sin y con deflectores verticales frontal y lateral. J_g 0.8 cm/s, J_l 0.31 cm/s. Con una relación Metal/Colector 1 a 0.3. Apéndice IV.45.

Las mejores recuperaciones obtenidas en el sistema abierto son debido a que este sistema presenta mayores porcentajes de gas retenido (ϵ_g), que los sistemas con deflectores. Por efecto de las mayores diferencias en la distribución radial de gas retenido que se presentan en cada sección de los sistemas con deflectores.

Por lo que, los sistemas con deflectores en lugar de disminuir el mezclado de fases en la celda lo incrementan, estas condiciones de mezclado difieren en cada sistema con deflectores, lo cual causa mayor coalescencia de burbujas, las de mayor tamaño tienen mayores velocidades de ascenso disminuyendo el gas retenido en la celda de flotación.

En todas estas pruebas con deflectores se observó que el porcentaje de gas retenido disminuye con el número de celda de flotación, debido al incremento de la tensión superficial por efecto del encarecimiento de espumante y colector los cuales abandonan el sistema en el concentrado.

Para el caso del dispersor plano las pruebas con deflectores; frontal, lateral y cruciforme de altura debajo de la interfase, se presentan valores similares de gas retenido, sin embargo, la recuperación acumulativa para el sistema con deflectores cruciformes son mayores a los otros dos sistemas (deflector frontal y lateral), debido a que se presentan menores diferencias radiales de gas retenido entre cada sección, por lo que el sistema de flotación de iones cobre se ve duramente afectado por las corrientes de circulación, las cuales causan mayor turbulencia y mezclado de fases.

Efectos similares se presentan cuando se usan deflectores de altura hasta el vertedero, donde estos sistemas presentan menores diferencias radiales de gas retenido a las de sus homólogos con deflectores de altura debajo de la interfase.

La Figura 4.46 presenta una representación digital del sistema con deflectores; frontal y lateral de altura hasta el rebosadero usando el dispersor plano, se observa un derrame continuo y abundante de espuma la cual contiene los complejos cobre-xantato

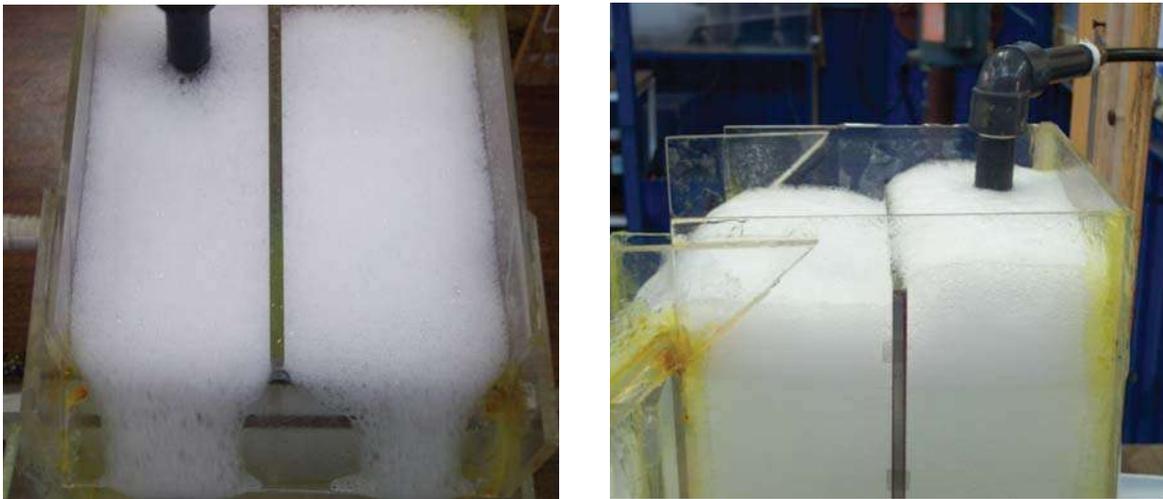


Figura 4.46. Representación digital de la dispersión de burbujas y altura de la cama de espuma, del sistema usando deflectores; frontal y lateral de altura hasta el vertedero. Dispersor plano, J_g 0.8 cm/s, J_l 0.31 cm/s, 30 mg/l de espumante.

En el caso del dispersor cilíndrico, contrario a lo obtenido en el dispersor plano; se obtienen mejores recuperaciones acumulativas en los sistemas con deflectores de altura debajo de la interfase espuma - dispersión gas líquido que en los de altura hasta el vertedero, debido a las amplias diferencias de distribución radial de gas retenido que existen en estos últimos sistemas, además de que existe acción de bombeo del continuo de una sección a otra, disminuyendo la altura del líquido y de la espuma en la celda de flotación causando que dicha sección no derrame espuma, y las especies hidrofóbicas colectadas permanecen ahí sin salir del sistema eventualmente son liberadas por efecto de coalescencia de burbujas en la espuma y regresan a la dispersión gas - líquido repitiéndose este efecto durante toda la prueba de flotación.

Esto trae como consecuencia amplias diferencias en densidades relativas entre ambas secciones en las que se divide la celda con los deflectores, el gas retenido es aproximadamente el doble en la sección que derrama espuma, y el sistema se equilibra mecánicamente mediante las diferencias en densidades relativas y las corrientes de circulación y mezclado. Las Figuras 4.47. a) y b) muestra la representación digital del sistema con deflectores; frontal y lateral de altura hasta el vertedero, en la cual se muestran los efectos anteriormente mencionados.

Se calculó el diámetro de burbuja (D_b) y el sistema abierto presentó tamaños de burbuja de menor dimensión comparado con los sistemas con deflectores, se observó que con el incremento del número de celda de flotación el D_b aumentó debido a la disminución del gas retenido en el sistema, por lo tanto el flujo de área superficial de burbujas (S_b) disminuye con cada etapa de flotación, y con esto la probabilidad de colisión entre burbuja y especie hidrofóbica, similares patrones de comportamiento se obtienen para ambas geometrías de dispersión.

S_b esta relacionado al efecto del tamaño de burbuja D_b (el cual depende de la química del sistema, hidrodinámica y características físicas del generador de burbujas) y de la velocidad superficial de gas (el cual depende de las características del equipo y de las condiciones de operación), S_b relaciona mejor el desempeño metalúrgico que el ϵ_g , D_b o J_g .

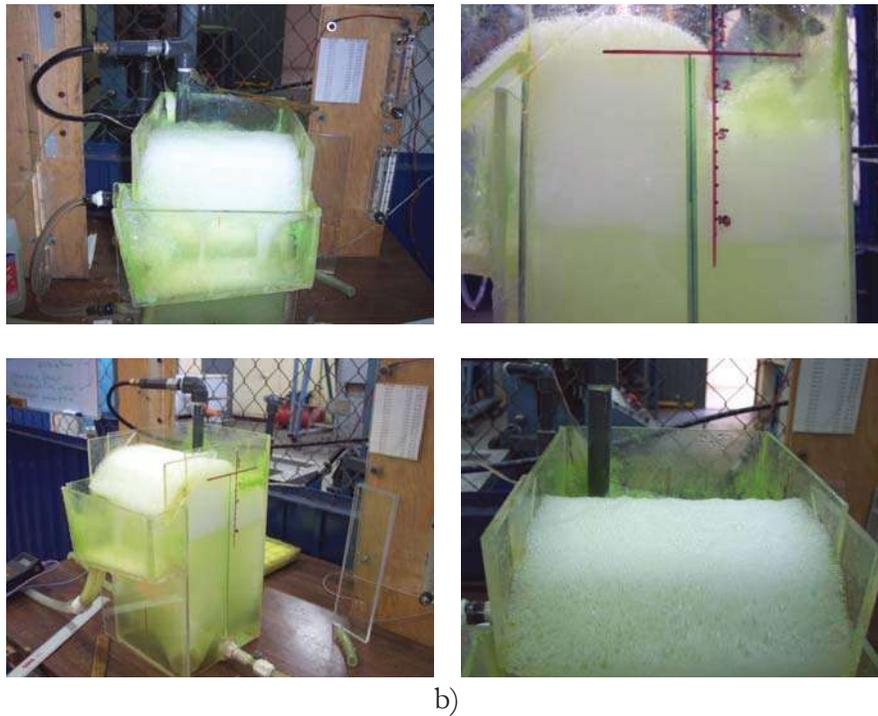


Figura 4.47 a) y b). Representación digital de la dispersión de burbujas y altura de la cama de espuma, del sistema con dispersor Cilíndrico, usando un deflector frontal y lateral, respectivamente de altura hasta el labio rebosadero.

De los datos experimentales (ϵ_g , J_l y H_{ce}), se estimó el tiempo de residencia aparente τ (min) para los sistemas sin y con deflectores, para el sistema abierto τ (min) es de 1.6 y se presentan ligeras diferencias para los sistemas con deflectores, y este permanece sin cambios notables durante cada etapa de flotación. La constante cinética de flotación κ (min^{-1}) disminuye con la etapa de flotación y se obtienen valores más pequeños en los sistemas con deflectores, debido a los menores porcentajes de recuperación por etapa obtenidos en dichos sistemas. Los datos recabados de gas retenido promedio y distribución, diámetro de burbuja promedio y distribución, flujo de área superficial de burbujas, tiempo de residencia aparente y la constante cinética de flotación, para estas pruebas de flotación iónica con deflectores se presentan en los apéndices IV.45 al IV.59.

De los resultados presentados en las secciones anteriores, se observó que el proceso de concentración y separación de iones de metales pesados por flotación es muy sensible a la modificación de varias de las propiedades físicas del sistema tales como; la velocidad superficial de gas J_g , velocidad superficial de líquido J_l , tensión superficial, inserción de deflectores frontales, laterales cruciformes de altura abajo del rebosadero o hasta el rebosadero. No obstante, en condiciones optimas de flotación se obtienen buenas eficiencias cuando el proceso de colección se lleva a cabo en multi etapas logrando recuperaciones acumulativas del orden 97 % dejando la solución final con bajas concentraciones de cobre.

Por lo tanto, el proceso de flotación iónica en celdas con dispersores es útil y aplicable a soluciones diluidas con bajas concentraciones de metales pesados (20 mg/l), sin embargo conforme la concentración de la especie iónica a separar disminuye, su separación de la solución original se torna más difícil. Esto se observó de los análisis químicos realizados en la alimentación de cada etapa de flotación, disminuyendo la concentración de cobre en la alimentación a partir de la segunda de solo 2 o 3 mg/l.

Este efecto se comprobó llevando a cabo una prueba de flotación en etapas de una solución conteniendo solo 4.5 mg/l de Cu^{2+} . El sistema efectivamente no reaccionó de la misma manera que si se tuviera una concentración mayor (p.e. 20 mg/l).

Más bien presentó ciertas dificultades a concentrar las especies en solución logrando recuperaciones acumulativas para una quinta etapa de alrededor del 45 %.

Esto es debido a que, la probabilidad de colisión entre burbuja y especies hidrofóbicas es menor al estar dispersos en mayor proporción en la solución de alimentación, tal que el ascenso del flujo de burbujas no tenga una interacción suficiente y solamente pasen estas, sin poder capturar suficientes iones para lograr recuperaciones significativas. Con estos resultados encontrados se puede resumir que el proceso de flotación iónica en celdas aireadas por el fondo con dispersores flexibles de tela es sensible a la concentración de especies acuosas en soluciones diluidas.

La Figura 4.48. muestra la recuperación acumulativa y el % de gas retenido, para el sistema conteniendo concentraciones iniciales de 20 y 4.5 mg/l de cobre. Con un Jg 0.8 cm/s, JI de 0.31 cm/s, una relación metal colector de 1 a 0.3 y 30 mg/l de espumante. Se observó que el gas retenido es ligeramente menor para el sistema conteniendo 4.5 mg/l de cobre y las recuperaciones acumulativas son menores al 50 %, mientras que para el sistema con 20 mg/l de concentración inicial se tienen mejores recuperaciones y mayor gas retenido.

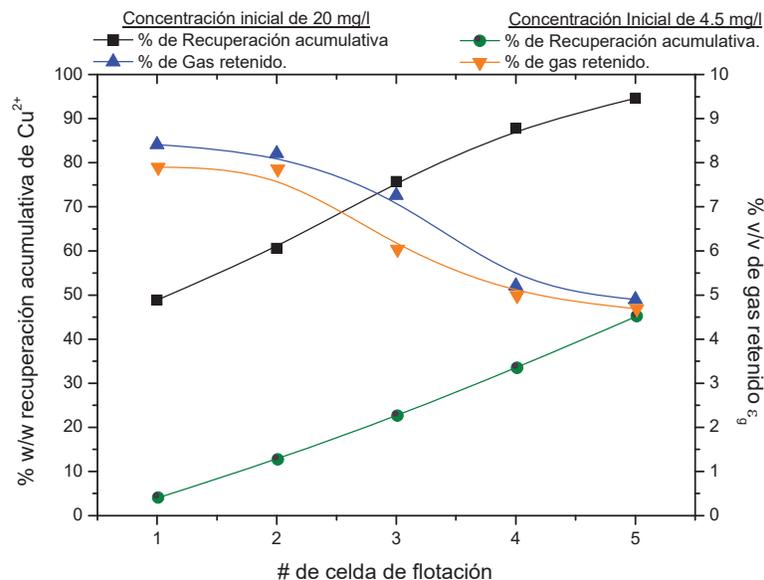


Figura 4.48 % recuperación acumulativa Cu²⁺ y % v/v de gas retenido Vs. número de celda para la flotación iónica de soluciones conteniendo 20 y 4.5 mg/l de cobre.

4.8. Flotación de plomo.

El plomo es uno de los metales pesados con mayor presencia en los efluentes industriales de descarga, además este se encuentra formando parte de la corteza terrestre, el deslave por erosión constituye una fuente natural de contaminación ambiental, junto con la actividad volcánica. A estas fuentes naturales se han venido a sumar las emisiones antropogénicas a todo lo largo del ciclo de vida del plomo desde su extracción de las minas, fundición, procesamiento, almacenamiento, transporte, utilización, reciclado y eliminación final.

Por lo tanto se encaminaron estudios de flotación iónica de plomo de aguas contaminadas, en celdas de flotación con dispersores porosos, estudiando el efecto de las propiedades de la dispersión gas-líquido en la separación de Pb. Se prepararon soluciones con plomo disolviendo determinadas cantidades de su sal de nitrato ($\text{Pb}(\text{NO}_3)_2$) en agua del grifo, para dar concentraciones de plomo de 20 mg/l.

Se empleó el dispersor cilíndrico, ubicado diagonalmente en el fondo de la celda de flotación, a un J_g de 0.8 cm/s, J_l de 0.19 cm/s.

En una prueba preliminar se llevó acabo la flotación iónica usando un colector orgánico aniónico, xantato amílico de potasio en una relación molar de metal/colector de 1 a 1, sin embargo como se muestra en la Figura 4.49, la separación de plomo de la solución original apenas rebasó el 10 % de recuperación de Pb, de la experimentación se observó que al momento de disolver la sal de plomo, la solución comenzaba a tornarse ligeramente turbia efecto de la formación de partículas sub micrométricas coloidales, de un análisis de difracción de rayos X se pudo constatar que estas partículas corresponden a especies carbonatadas. Los datos de recuperación de esta prueba se tabulan en el apéndice V.1.

cabe recordar que para las pruebas de flotación se empleó agua común del grifo, esto se hizo con la finalidad de simular en lo mayor posible un efluente residual real, contaminado con metales pesados involucrando todos los iones de sales y otros compuestos presentes en el agua.

La especie formada por el plomo corresponde a $\text{Pb}(\text{CO}_3)_2^{2-}$ con carga negativa, por lo cual se decidió, emplear un colector orgánico catiónico Dodecil amina ($\text{C}_{12}\text{H}_{27}\text{N}$), llevando a cabo el estudio de flotación iónica en una etapa y variando la velocidad superficial de gas, estudiando su efecto en la separación.

Es posible evitar la formación de estas partículas coloidales mediante la disminución del pH, sin embargo, si se emplea xantato amílico, este reduce su estabilidad y se descompone no llevando a cabo su función correctamente, se decidió trabajar al pH del agua de la llave 7.5 y usar un colector de carga contraria, y así estudiar el efecto de las propiedades de la dispersión gas - líquido en la separación de la especie coloidal - colector (Dodecil amina).

4.8.1. Efecto de la relación molar de colector en la recuperación, flotación en una etapa.

La Figura 4.49. presenta el % w/w de recuperación de Plomo Vs. velocidad superficial de gas. Usando como colector dodecil amina, en relaciones molares metal colector 1 a 1 y 1 a 0.3, con 30 mg/l de espumante, J_g de 0.8 cm/s y J_l de 0.19 cm/s.

Se observó para la prueba con una relación metal/colector de 1 a 1, que la recuperación de Pb incrementa con la velocidad superficial de gas, esto significa que la química del sistema supera los efectos hidrodinámicos generados por el dispersor cilíndrico y esto se refleja directamente en los % de recuperación obtenidos.

Las burbujas generadas en el dispersor conforme ascienden van capturando las especies hidrofóbicas Pb-colector, y las condiciones dinámicas del sistema no alteran esta captura de tal forma que el % de recuperación disminuya con el J_g , la hidrodinámica, corrientes de mezclado y circulación de las fases, dentro del sistema no permiten que se obtengan ciertamente recuperaciones más altas en una sola etapa.

Mientras que para la prueba de flotación iónica de Pb usando una relación metal colector de 1 a 0.3, la recuperación incrementa linealmente con la velocidad superficial de gas J_g hasta un punto (J_g de 0.8 cm/s) en donde la química del sistema se ve superada por las condiciones hidrodinámicas del sistema y el % w/w de recuperación cae y este no se mejora por el incremento de J_g . Por lo tanto, la disminución de la relación metal colector 1 a 0.3 contribuye a que se obtengan % de recuperación de Pb de menor grado. Los datos de recuperación se encuentran en el apéndice V.1.

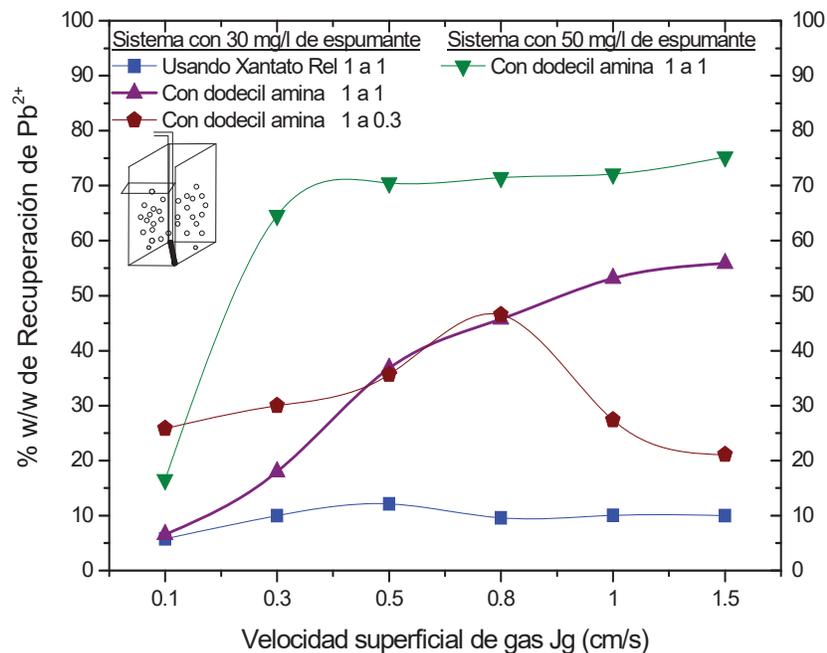


Figura 4.49. % w/w de recuperación de Pb Vs. velocidad superficial de gas J_g (cm/s). Para la flotación iónica en una etapa. J_l 0.19 cm/s, dispersor cilíndrico. Apéndice V.1.

De la experimentación en estas pruebas de flotación iónica de Pb con dodecil amina, se observó poca cama de espuma de alrededor de 2 cm aun para las velocidades superficiales de gas más altas, también se observó un efecto de ebullición sobre la superficie de líquido en la celda de flotación, debido a la rompimiento de las burbujas al emerger.

Esto indica la inestabilidad de la película de líquido que cubre la burbuja que al llegar a la superficie revienta liberando las especies capturadas y no permite la formación de una cama de espuma estable, y esto puede ser debido a la interacción entre el espumante usado (polipropilenglicol) y el colector (dodecil amina).

De la revisión bibliográfica se encontró que la velocidad de flotación de una especie, puede mejorarse por la adición de más espumante o cambiando el tipo de espumante, mas que la manipulación del tipo de colector ^[54]. La constante de velocidad de flotación es fuertemente dependiente del porcentaje de recuperación.

Por lo tanto, para una de las pruebas de flotación iónica de plomo se agregó mayor concentración de espumante 50 mg/l y una relación metal/colector de 1 a 1. La Figura 4.49 muestra como el % w/w de recuperación de Pb se ve favorecido grandemente, alcanzando en una etapa con un J_g de 0.8 cm/s, recuperaciones del orden del 70 %, después de este J_g la recuperación se ve mejorada ligeramente efecto de las condiciones dinámicas del sistema de flotación que no permiten mayor separación de las especies hidrofóbicas de plomo - colector.

Se observó que con el incremento de la velocidad superficial de gas el % de gas retenido incrementó, mejorando la recuperación de plomo, excepto en la prueba de flotación con una relación metal colector de 1 a 0.3, donde a un J_g de 1.0 cm/s, no obstante que el gas retenido incrementa, la recuperación disminuye, por efecto de las condiciones hidrodinámicas de la nube de burbujas las cuales crean mayor turbulencia por efecto de las corrientes de circulación y mezclado en el sistema.

La Figura 4.50. presenta el % de recuperación Vs. % de gas retenido en el sistema. Para las pruebas de flotación variando las características y concentración de colector. J_l de 0.19 cm/s los datos de esta figura se presentan en el apéndice V.2.

Se llevo acabo el análisis de la distribución radial de gas retenido en la celda de flotación para todas las pruebas de flotación en una etapa, se observó que el gas retenido no es distribuido uniformemente en toda la sección transversal de la celda.

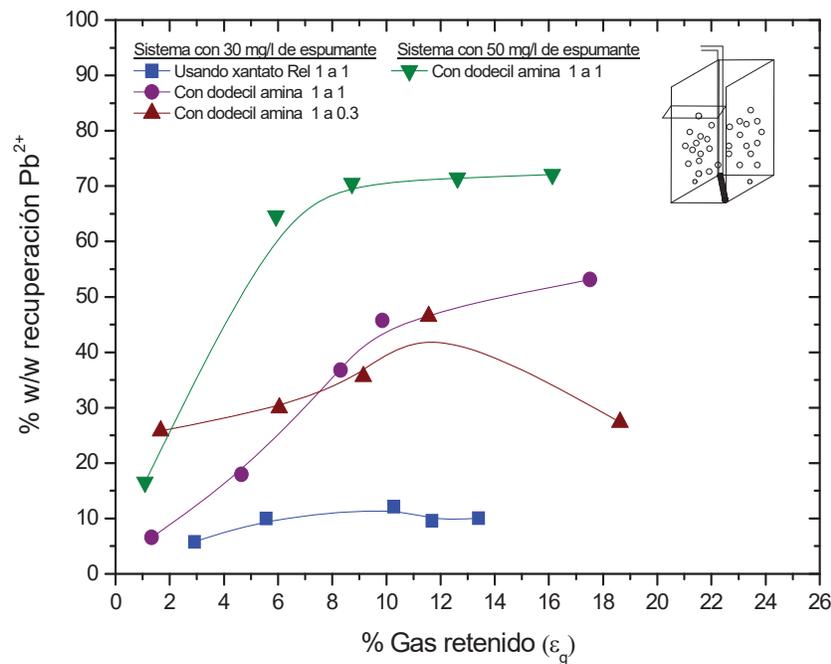


Figura 4.50. % v/v de gas retenido Vs. velocidad superficial de gas J_g (cm/s). Para la flotación iónica de Pb en una etapa. J_l 0.19 cm/s, dispersor cilíndrico. Bajo diferentes concentraciones de colector. Apéndice V.2.

Se observó que el gas retenido tiende a ser mayor en el centro y en un extremo del dispersor (N5 y N9), obviamente las diferencias en gas retenido en distintas zonas de la celda de flotación crean corrientes de circulación y mezclado. Los datos de distribución de gas retenido se presentan en el apéndice V.3.

Al calcular el diámetro de burbuja, se observó que no existe una relación directa entre la recuperación y el diámetro de burbuja, el D_b (mm.), para estas pruebas se tienen tamaños pequeños de burbujas entre 0.7 y 1.0 mm. Sin embargo, con tamaños de burbuja de menor dimensión, aumenta la probabilidad de colisión entre burbuja y especie en la zona de colección de la celda de flotación. En estas pruebas de flotación iónica de plomo, las diferencias de gas retenido obtenidas, se tiene por lo tanto diferencias en la distribución de tamaños de burbujas. Los datos del promedio y distribución del tamaño de burbujas se encuentran en el apéndice V.4., y V.5.

El máximo flujo de área superficial en un equipo de flotación es considerado como la máxima cantidad de superficies de burbujas disponibles para capturar especies hidrofóbicas, llevarlas a la superficie de la cama de espuma sin reventar y derramar por el rebosadero concentrándose respecto a la solución original.

Para estas pruebas experimentales se calculó el flujo de área superficial de burbujas S_b . Los datos del promedio de nueve mediciones se presentan en el apéndice V.6. Se presentó un comportamiento similar al encontrado cuando se grafica el % de recuperación con la velocidad superficial de gas J_g y con el porcentaje de gas retenido (ϵ_g).

Para las relaciones metal/colector (plomo/dodecil amina) de 1 a 1 y de 1 a 0.3, se observó que existe una recuperación por etapa máxima, donde después el S_b tiende a disminuir por efecto de las condiciones hidrodinámicas del sistema de flotación en el que la coalescencia de burbujas es significativa. El sistema de flotación iónica de plomo en celdas con dispersores porosos trasciende de un proceso dominado por la química, a uno donde la hidrodinámica supera la química y las recuperaciones se ven afectadas a efecto del exceso de mezclado de fases, circulación de burbujas y turbulencia en el sistema.

En la prueba experimental de flotación iónica de plomo con una relación metal colector de 1 a 1 y con 50 mg/l de espumante, a un J_l de 0.19 cm/s, se observó que la recuperación incrementa linealmente con el flujo de área superficial de burbujas, alcanzando un máximo de recuperación y no obstante que el S_b continua incrementando, las recuperaciones logradas incrementan ligeramente aunque sin cambios significativos, por lo que a un J_g de 0.8 cm/s con el dispersor cilíndrico y una relación metal colector de 1 a 1 se genera un S_b de 55 s⁻¹ aproximadamente con el cual se obtienen las mejores recuperaciones de flotación iónica en una etapa.

4.8.2. Flotación de plomo, sistema multi etapas.

Al igual que para las pruebas de flotación iónica de Cu^{2+} , para la flotación iónica de plomo se estudió el sistema multi etapas y su efecto en la recuperación, así también se analizó la distribución radial de gas retenido en toda la sección transversal de la celda, se estudió las propiedades de la dispersión gas-líquido tal como: J_g (cm/s), % de ϵ_g , D_b (mm.), así como el S_b (s^{-1}), el tiempo de residencia aparente τ (min.) y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}).

La Figura 4.51. muestra el % w/w de recuperación por etapa y acumulativa de la flotación iónica de plomo. Los datos se encuentran en el apéndice V.7. Se observó que, la recuperación por etapa incrementa ligeramente hasta la tercera etapa posteriormente, el % de recuperación cae, la curva ascendente corresponde a la recuperación de plomo acumulativa, logrando para una quinta etapa alrededor del 92 %.

Las condiciones fisicoquímicas de la dispersión gas-líquido cambian notablemente de la primera a la segunda etapa, para la primer etapa se da el mayor porcentaje de separación de plomo, así también salen en la espuma una mayor proporción de moléculas de colector y espumante, de la experimentación se observó que la altura de cama de espuma es mayor para la segunda etapa comparada con la primera. Esto sin duda puede influir en los valores de gas retenido, se observó que el gas retenido al principio incrementó con el número de etapa y posteriormente disminuyó, parece ser que el colector dodecil amina influye en la formación y estabilidad de las burbujas. El diámetro de burbuja y el flujo de área superficial de burbujas presentan un patrón similar al obtenido con el gas retenido. El apéndice V.8. muestra los datos del % de gas retenido, diámetro de burbuja y flujo de área superficial de burbujas promedio de nueve mediciones en la celda de flotación.

Para esta prueba de flotación iónica por etapas se observó que existen diferencias en la distribución radial de gas retenido y es mayor en el centro de la celda y en la sección cercana al vertedero.

El patrón de comportamiento de la distribución de gas retenido se mantiene para las cinco etapas de flotación por lo que la disminución de la concentración de espumante no influye en la distribución de gas retenido y igualmente distribución de tamaños de burbujas

El tiempo de residencia aparente calculado es de alrededor de 2.6 minutos, se estimó la constante cinética de flotación y se observó que sigue una trayectoria similar a las recuperaciones por etapa obtenidas los datos se presentan en el apéndice V.10.

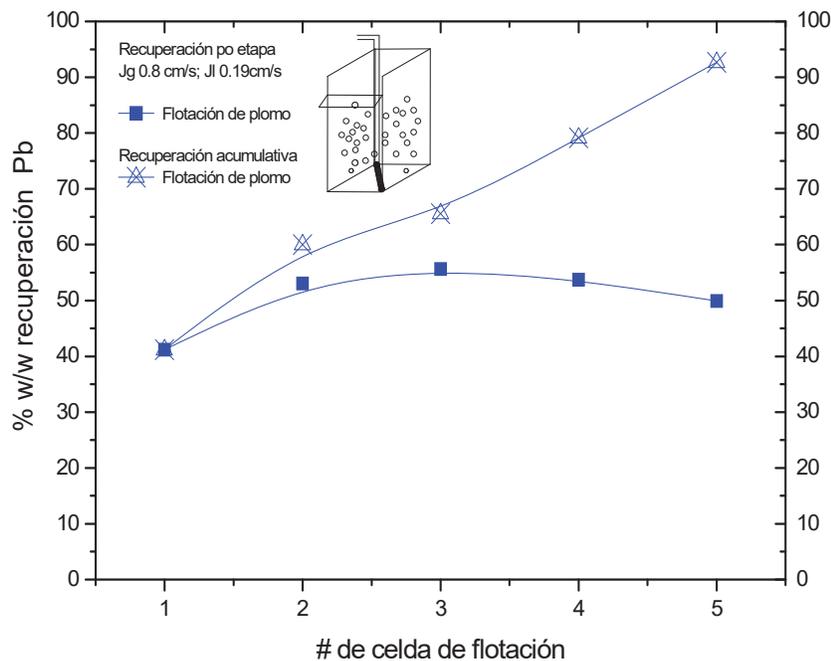


Figura 4.51. % w/w de recuperación por etapa y acumulativa de Pb Vs. # de etapa de flotación. Dispensador Cilíndrico. J_g 0.8 cm/s, J_l 0.19 cm/s, 50 mg/l de espumante, y una relación metal/colector de 1 a 1.0. Apéndice V.7

CAPITULO V. CONCLUSIONES.

Se estudió experimentalmente las propiedades de la dispersión gas-líquido (ϵ_g , Db y Sb), así como la velocidad superficial de gas y líquido J_g y J_l , en una celda de flotación con dispersores porosos en sistemas Aire-Agua-Espumante, Agua -Aire - Espumante - Colector, y el efecto hidrodinámico de las fases gas-líquido, en la separación por flotación iónica de Cu^{2+} y Pb^{2+} en una etapa y en un sistema multi etapas.

Las conclusiones se dividieron en tres secciones; una involucrando lo que fue los sistemas con solo aire-agua-espumante, una segunda sección comprendiendo la flotación iónica de Cu^{++} en una etapa y en multi etapas y una tercera sección referidas a la flotación iónica en una etapa y multi etapas de plomo.

Conclusiones sistema Aire-Agua-Espumante.

- ▲ La tensión superficial del líquido disminuyó con el incremento de la concentración de espumante, de 72.44 dinas/cm a 49.80 dinas/cm para una concentración de 30 mg/lit.
- ▲ El % v/v de gas retenido es mayor para los sistemas con espumante. No se observó diferencias considerables de gas retenido de las mediciones con conductividad eléctrica cerca de la superficie y las hechas entre las dos tomas de presión.
- ▲ El gas retenido estimado mediante mediciones locales difiere al estimado globalmente debido principalmente a la distribución no uniforme del gas en la celda de flotación.
- ▲ La Batería de dispersores cilíndricos, presento menor intensidad de las corrientes de circulación y mezclado, seguido del cilíndrico y al final el plano.
- ▲ El diámetro de burbuja disminuye con el incremento de la velocidad superficial de gas J_g (cm/s), y las burbujas son ligeramente de menor dimensión con la disminución de la tensión superficial.
- ▲ Sustancialmente la variación de las dimensiones de las burbujas en la celda de flotación con dispersores, modifican el comportamiento de la hidrodinámica de las dispersiones gas-líquido en el equipo de flotación.

- ▲ Las diferencias en densidades relativas de la distribución radial de gas retenido, diámetro de burbuja y flujo de superficies de burbujas son notablemente mayores con el incremento de la velocidad superficial de gas J_g (cm/s) por lo que la circulación, mezclado y turbulencia de la dispersión gas-líquido se magnifican con J_g .
- ▲ El % v/v de gas retenido, diámetro de burbuja y flujo de área superficial de burbujas en la celda de flotación sigue el siguiente orden; Batería de dispersores cilíndrico < Dispersor cilíndrico < dispersor plano.
- ▲ La celda de flotación con dispersores porosos flexibles (dispersor plano, cilíndrico y para la batería de dispersores cilíndricos) tiende a comportarse como un reactor con un patrón de flujo tipo de mezclado perfecto.

Conclusiones flotación iónica de Cu^{2+} en una etapa.

- ▲ Como principal conclusión se obtuvo que se puede llevar a cabo la flotación del complejo cobre-xantato (organometálico hidrofóbico) en celdas de flotación aireadas con dispersores porosos flexibles.
- ▲ La flotación iónica de Cu^{++} en una etapa se ve sustancialmente afectada por la hidrodinámica de las fases presentes, circulación, mezclado y turbulencia en el sistema causada por el incremento de la velocidad superficial de gas.
- ▲ Se lograron mejores eficiencias de separación para el dispersor cilíndrico de alrededor del 68 % de recuperación en una etapa, sin embargo bajo las mismas condiciones químicas y de operación la mejor recuperación obtenida con el dispersor plano fue de aproximadamente 57 %.
- ▲ Para estas pruebas de flotación iónica de Cu^{++} en una etapa, en celdas de flotación con dispersores porosos flexibles, el % w/w de recuperación de Cu^{++} tiende a ser menor con el incremento de la relación molar metal/colector.
- ▲ Las distribuciones radiales de gas retenido, diámetro de burbuja y flujo de superficies de burbujas, afectan radicalmente al sistema de flotación iónica promoviendo una competencia entre las condiciones químicas e hidrodinámicas en el sistema.

- ▲ Se encontró para estas pruebas de flotación iónica en una etapa, par el dispersor plano y para el cilíndrico, que no existe una relación directa entre la cinética del proceso y los parámetros de flotación, tales como; el gas retenido, velocidad superficial del gas, diámetro de burbuja, flujo de superficies de burbujas y el tiempo de residencia.

Conclusiones flotación iónica de Cu^{++} sistema multi etapas.

- ▲ La flotación iónica de Cu^{++} en un sistema multi etapas (cinco etapas), mejora significativamente la separación y concentración del ión metálico acomplejado con xantato amílico logrando recuperaciones superiores al 90 %. Para las 3 geometrías de dispersión del gas.
- ▲ La recuperación de Cu^{2+} en la flotación iónica en etapas, con la geometría de dispersión plano, se vio mejorada con el incremento de la velocidad superficial de líquido 0.31 y 0.37 cm/s.
- ▲ Para el dispersor cilíndrico la recuperación de Cu^{++} en etapas se mejoró con el incremento de la velocidad superficial de líquido de 0.19 a 0.31 cm/s, sin embargo un aumento de JI a 0.37 cm/s disminuye la eficiencia de separación.
- ▲ Para la batería de dispersores cilíndricos, el incremento de la velocidad superficial de líquido a 0.31 es nocivo al proceso de colección, las mejores recuperaciones encontradas en este sistema fueron para JI de 0.12 y 0.19 cm/s.
- ▲ Se encontró para las pruebas de flotación iónica por etapas con los tres dispersores, que el % v/v de gas retenido disminuye con el número de etapa.
- ▲ Con la disminución del % de gas retenido en el sistema de flotación por etapas, el diámetro de burbuja tiende a incrementar, con el incremento del tamaño de burbuja, el flujo de superficies de burbujas tiende a disminuir también con el número de etapa de flotación.
- ▲ El tiempo de residencia aparente τ (min) y la velocidad de flotación aparente κ (min^{-1}), tienden a disminuir con el número de etapa de flotación, a efecto de la disminución de gas retenido y del % w/w de recuperación de Cu^{++} por etapa, respectivamente.

- ▲ Se encontró que la inserción de deflectores verticales de cualquier acomodo y altura en la celda de flotación (frontal o lateral de altura hasta el rebosadero, frontal o lateral de altura 7 cm abajo del labio rebosadero y, deflectores cruciformes de altura 7 cm abajo del rebosadero), afectan significativamente la eficiencia del proceso de flotación iónica por etapas disminuyendo el % de recuperación de cobre. Sin embargo de estos sistemas el que presentó las mejores recuperaciones fueron los deflectores cruciformes, y este efecto de mejor recuperación se mantuvo para las tres geometrías de dispersión empleadas.
- ▲ La simulación de falla, del dispersor # 2, por separado el dispersor # 4 y desconectando ambos a la vez, en la batería de dispersores cilíndricos, se encontró que la eficiencia de separación no se ve afectada, debido principalmente a que el flujo de burbujas que no es generado por el dispersor desconectado se compensa y se genera en los dispersores funcionando correctamente, y la modificación de la hidrodinámica de la dispersión gas-líquido no influye en el proceso de colección del organometálico, logrando % de recuperación muy similares en cada una de estas pruebas.

Conclusiones flotación iónica de plomo en una etapa y multi etapas.

- ▲ Se encontró que la flotación iónica de plomo no pudo ser llevada a cabo agregando un colector aniónico (xantato amílico de potasio), por efecto de las condiciones de basicidad del agua de la llave y la presencia de diversas impurezas, en la cual al agregar la sal de plomo, se forma una fase sólida coloidal dispersa se determinó por difracción de rayos X, como un carbonato de plomo $Pb(CO_3)_2$, por lo cual, para llevar a cabo la separación por flotación de esta fase, del sistema acuoso se empleó un reactivo químico orgánico catiónico “ dodecil amina ”.
- ▲ La recuperación de la especie plomo-dodecil amina, con una relación metal/colector de 1 a 1 se ve favorecida cuando se incrementa la concentración de espumante de 30 a 50 mg/l.

- ▲ Se encontró que las mejores recuperaciones de plomo por flotación iónica, usando un dispersor cilíndrico fueron; relación molar metal/colector de 1 a 1, con una concentración de espumante de 50 mg/l, Jg 0.8 y Jl de 0.19 cm/s. Logrando recuperaciones del orden del 70% de recuperación de plomo en una etapa.
- ▲ La disminución de la relación metal/colector (plomo/dodecil amina) disminuye el % de recuperación de plomo en la flotación iónica en una etapa.
- ▲ La flotación por etapas de plomo favorece la separación logrando máximas recuperaciones del 92 % para una quinta etapa.

CAPITULO VI. TRABAJO FUTURO.

Muchas de las soluciones encontradas en procesos hidrometalúrgicos contienen mas de un ion metalico, como resultado, amenudo es necesario separar un coligante de interes de otros iones que pueden ser colectados, ya sea por razones conomicas o para cumplir con restricciones ambientales de tales soluciones residuales para su descarga, por lo tanto es necesaria información sobre los mecanismos de selectividad entre diferentes iones, y asi seleccionar colectores apropiados y condiciones de flotación para determinadas aplicaciones. Así como llevar acabo la flotación iónica de otros iones de metales pesados presentes en la mayoría de los efluentes de desecho.

Otro topico de interes es el estudio de la fuerza iónica de soluciones y su efecto en la recuperación de especies ionicas por flotación.

CAPITULO VII. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.

1. Rezza Editores. *Tratado universal del medio ambiente*. Tomos 4 y 8. pp. 31 - 37: 489 -512.
2. *The Dow Chemical Company* 1981. Flotation fundamentals. Key to effective economical modern mining practice. pp 1-16.
3. Suoninen E.J., Forssberg K.S.E. y Buckley A. N. (editors) 1997. Applications of surface science to advancing flotation technology. *Int. J. of Min Processing*. Amsterdam, Elsevier.
4. Finch J. A. and Dobby G. S. 1990. *Column flotation*. Pergamon Press, Oxford first edition.
5. Engel M.D., Moxon N.T., Nicol S.K., 1992. Process economics of gold ion flotation from alkaline cyanide solutions. *Proceedings, Randol Gold Conference '92*, Vancouver. Randol International Ltd., Golden, CO, pp. 305–313.
6. Habashi F. 1980. *Principles of extractive metallurgy*. Ed Gordon & Breach Science publishers Ltd. Volume 2 (hydrometallurgy). pp. 289-295.
7. Doyle F. 2003. Ion flotation-its potential for hydrometallurgical operations. *Int. J. Miner. Process.* No.72. pp. 387– 399.
8. Norma técnica ecológica NTE-CCA 031/91. *Diario oficial de la federación*.
9. Proa E. & Arreola J. 17 de febrero 2004. Alertan sobre ingesta de agua con arsénico. *El Universal*. pp. 90.
10. Cardoso L. 13 enero 2000. Daña la salud el mal manejo de desechos. *El Universal*, pp. 1
11. Vázquez B. A. 30 de diciembre de 2002. Contamina el plomo agua de Chiconautla. *El universal*. pp. 6.
12. López S. J. 17 marzo de 2001. Contamina papelera dos ríos y una presa. *El Universal*. pp. 23.
13. Escudero R. 2004. Tópicos selectos de metalurgia extractiva. *Notas de curso*, IIM. Morelia México.
14. Xu M., Finch, J. A. 1989. Effect of sparger surface area on bubble diameter in flotation columns. *Canadian Metallurgy Quarterly*. Vol. 28, No. 1. pp. 1 – 6.
15. Torres D. R. junio 2002. Características de dispersión generadas por dos tipos de burbujeadores empleados en columnas de flotación. *Tesis*. Universidad Michoacana de san Nicolás de Hidalgo. Morelia Michoacán México.

16. Sebba, F. 1959. Concentration by ion flotation. *Nature* No. 164. pp. 1062 -1063.
17. Sebba, F. 1962. *Ion flotation*. Elsevier, New York.
18. Filippov L. O., Hout R., Joussement R. 1997. Physicochemical mechanisms and ion flotation possibilities using columns for Cr^{6+} recovery from sulphuric solutions. Applications of surface science to advancing flotation technology. Suoninen E.J., Forssberg K. S. E. y Buckley A. N. (editors). *Int. J. of Min Processing*. Amsterdam, Elsevier. pp. 229 - 239.
19. Martínez L. A. 2003. Tratamiento de un efluente del proceso de cianuración mediante flotación: remoción de cobre y cinc. *2º encuentro Regional de metalurgia*. Editores F. Raúl Carrillo P. & M. J. Soria Aguilar Monclova, Coahuila.
20. Hualing, D., Zhide, H. 1989. Ion flotation behavior of thirty-one metal ions in mixed hydrochloric/nitric acid solutions. *Talanta*. No. 36. pp. 633 – 637.
21. Zhendong L., Doyle F. M. 2003. The effect of triethylenetetraamine (Trien) on the ion flotation of Cu^{2+} and Ni^{2+} *Journal of Colloids and interface Science*, No.258. pp. 396 – 403.
22. Zhendong L., Doyle. F. M. 2001. A thermodynamic approach to Ion flotation. I Kinetics of cupric ion flotation with alkyl sulfates. *Colloids and Surfaces, A: Physicochemical and engineering aspects*. No.178. pp. 79 – 92.
23. Zhendong L., Doyle. F. M. 2000. A thermodynamic approach to Ion flotation. II Metal ion selectivity in the SDS-Cu-Ca and SDS-Cu-Pb systems. *Colloids and Surfaces, A: Physicochemical and engineering aspects*. No.178. pp. 93 - 103.
24. Pacheco, A.C.C., Torem, M.L. 2002. Influence of ionic strength on the removal of As^{5+} by adsorbing colloid flotation. *Separation Science and Technology*, 37 (15). pp. 3599 -3610.
25. Zouboulis, A.I., Matis, K.A., Lazaridis, N.K. 2001. Removal of metal ions from simulated waste water by *sccharomyces* yeast biomass: combining biosorción and flotation processes. *Separation Science and Technology*, 36 (3). pp. 349 -365.
26. Tavera F. J., Escudero R., Uribe A. & Finch J. A. Noviembre-Diciembre 2000. Flotación de Ni – DETA en medios acuosos: aplicación de columnas de flotación. *Afinidad*. LVII, 490. pp. 415-423.
27. Ityokumbol. M. T. 1993. Maximum gas velocity in column flotation. *Minerals Engineering*. Vol. 6, No. 12. pp 1279 – 1286.
28. Tavera F. J. 2003. Temas selectos de metalurgia extractiva. *Notas de curso*. IIM, Morelia Michoacan, México.
29. Kelly. H. 1982. *Introduction to mineral processing*. Ed John Wiley & Sons. Pp. 52 - 55.

30. Lelinski, D., Allen, J., Redden, L. & Web, A. 2002. Analysis of the residence time distribution in large flotation machines. *Minerals Engineering*. (15). pp. 499 -505.
31. Tavera F. J., Escudero R., Gomez C.O. and Finch J.A. 2001. Gas hold-up in flotation column: laboratory measurements. *Int. J. Miner Process.* Vol. 61. pp. 23-40.
32. Klimpel, R.R., Dhansen, R., Fee, B.S., 1986. Selection of flotation reagents for improved sulphide mineral flotation. In: Mular, A.L., Anderson, M.A. (eds). *Design and installation of concentration and dewatering circuit*. Pp. 384 – 404, Chap 26.
33. Uribe A. 1991. Process measurements in flotation columns using electrical conductivity. *PH.D. Thesis*. University Mc Gill, Canada.
34. Tavera F. J., Gomez C.O. & Finch J. A. 1998. Conductivity flow cells for measurements on dispersions. *Canadian Metallurgy Quarterly*. Vol. 37, No.1. pp. 19 - 25.
35. Tavera F. J., Escudero R., May – August 2002. Gas hold-up and solids hold up in flotation columns: on – line measurement based on electrical conductivity. *Trans. Instn. Min. Metall Sect C; Mineral Process. Extr. metall.* 111.
36. Tavera F. J., Colwell D., Escudero R., and Finch J.A. Marzo - Abril 2000. Estimation of gas hold up in froths by electrical conductivity: application of the standard addition method. *Afinidad Tomo LVII*, No. 486. pp. 138 – 142.
37. F. J. Tavera, C.O. Gomez and J.A. Finch. , May – August 1996. Novel gas hold-up probe and application in flotation columns. *Trans. Instn. Min. Metall Sect C; Mineral Process. Extr. metall.* pp.105.
38. Maxwell, J.C. 1892. *A Treatise of electricity and magnetism Vol. 1*. Oxford Univ. Press, pp.435 – 449 Part II 3 edn.
39. Dobby, G.S., Yianatos J.B. and Finch J. A. 1988. Estimation of bubble diameter in flotation columns from drift flux analysis. *Canadian Metallurgy Quarterly*. Vol. 27, No. 2. pp. 85 – 90.
40. Tavera, F.J. Escudero, R. 2003. On the downcomer behaviour of the jameson cell. *Comunicación personal IIM, UMSNH, Morelia Michoacán, México*.
41. Yianatos J. B. Finch, J. A., Dobby G. S. and Manquiu Xu. 1988. Bubble size estimation in a bubble swarm. *Journal of colloid and interface Science*. Vol. 126, No. 1. pp. 37 - 44.
42. Escudero R., Gómez O.C. and Finch J. A. 2000 Determining equivalent pore diameter for rigid porous spargers. *The Canadian journal of Chemical Engineering*, Vol. 78. pp. 785 – 792.

43. Yianatos J. B., Finch, J. A. and Laplante A. R. 1986. Holdup profile and bubble size distribution of flotation columns froths. *Canadian Metallurgical Quarterly*. Pp. 1 - 7.
44. Finch, J. A. Dobby G. S. 1986. Particle collection in columns - gas rate and bubble size effects. *Canadian Metallurgical Quarterly*. Vol. (25) No. 1. pp. 9 – 13.
45. Tavera, F.J. Escudero, R. 2004. Tratamiento en columnas de flotación de aguas residuales contaminadas con fases orgánicas. *I simposio internacional del medio ambiente* eds. F. J. Tavera & Ramiro Escudero G. Morelia Michoacán, México. pp. 95 -105.
46. Gorain, B. K. Manlaping, E.V., Franzidis, J. P. 1996. The effect of gas dispersion properties on the kinetics of flotation. In: Gomez C. O., Finch, J. A. (Eds.), *COLUMN 96, Proc Int. SYMP Column Flotation*. The Met. Soc. of CIM, Montreal. pp. 299 – 313.
47. Gorain, B. K. 1997. The effect of bubble surface area flux on the kinetics of flotation and its relevance to scale up. *PhD thesis*, University of Queensland, Australia.
48. *Alkemin S. De R.L. de C. V.* 2003 Xantatos en sistemas de flotación. Reacciones, fenómenos y mecanismos. Morelia, Michoacán, México.
49. Jameson, G. J., Nam S. & Moo Young M. 1977. Physical factors affecting recovery rates in flotation. *Minerals Sci. Engng*, Vol. 9, No. 7. pp 103 – 118.
50. Crozier R. D. 1980 Frother functions in sulphide flotation. *Mining magazine*.
51. Crozier R. D. Changing patterns in the supply of flotation reagents. Notes. *The Dow Chemical Company*.
52. Salager J. L. 2002. Fenómenos interfaciales en dispersiones polifásicas y en medios porosos. *Cuaderno FIRP S122-N*. Universidad de los Andes. Mérida Venezuela.
53. Booth R.B. Freyberger and W.L. Froths and frothing agents. Notes By. *Mining Chemicals Research Laboratory American Cyanamid Co.*, Stamford, Conn., pp. 258 -275.
54. Laskowski, J.S. 1993. Frothers and flotation froth. *Mineral processing and extractive metallurgy*. Vol. 12. pp. 61 -89.
55. Guy C., Carreau P. J. & Paris J. 1986. Mixing characteristic and gas holdup of a bubble column. *The Canadian Journal Of chemical Eng.* Volume 64. pp. 23-35.
56. F. J. Tavera. 2002. Censores de conductividad eléctrica fundamentos y aplicaciones. *Notas de curso IIM*. Morelia Michoacán México.
57. Kowar K. and Eisele T. C. 1999. Flotation column design for coal and phosphate processing. *IX Congreso Internacional de Metalurgia Extractiva*. Eds. Almazan Olguin, L.A. Chertucha Barragan, M.T. Hermosillo, Sonora México. pp. 43 -69.

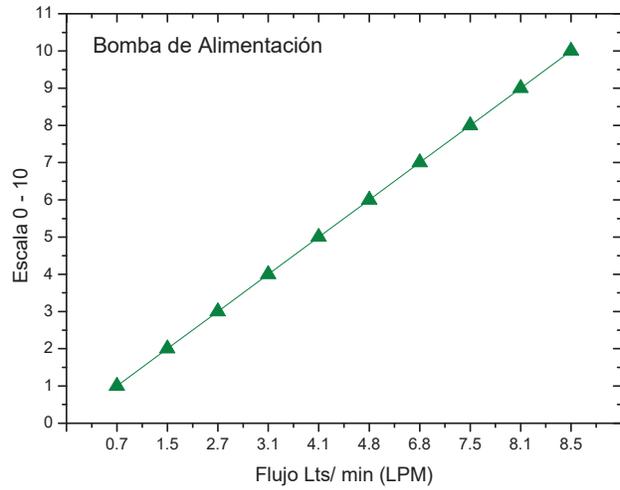
58. Zarate M. J. 2004. *Notas de curso: Química de superficies y coloides*. IIM, Morelia, Michoacán. México.
59. Gulf Publishing Company. 1974. *Physical properties of hydrocarbons*. Houston Texas Vol. I y II ed. Gulf publishing company.
60. Escudero R. Tavera F.J. 2002. Predicting gas hold up in flotation columns from the physical characteristics of rigid spargers. *Trans. Instn. Min. Metall Sect C; Mineral Process. Extr. Metall.*, 307.
61. Levenspiel, O., 1962. Mixed models to represent flow of fluids through vessels. *Can. J. Chem. Eng.* 40, pp. 135 -162.
62. Scorzelli I.B., Fragomeni A.L. & Torem. M.L. 1999. Removal of cadmium from a liquid effluent by ion flotation. *Minerals Engineering*, V. 12, No. 8 pp. 905 -917.

INDICE APÉNDICE I

I.1	Calibración bombas peristálticas, de alimentación y colas.	150
I.2	Programa en Basic, usado para la adquisición de datos de conductividad.	151
I.3	Datos de la calibración de la celda de flujo de conductividad de eléctrica.	153
I.4	Calculo de la velocidad superficial de líquido J_l cm/s	153
I.5	Datos de la velocidad superficial de gas J_g cm/s y su correspondiente Q_g LPM	154

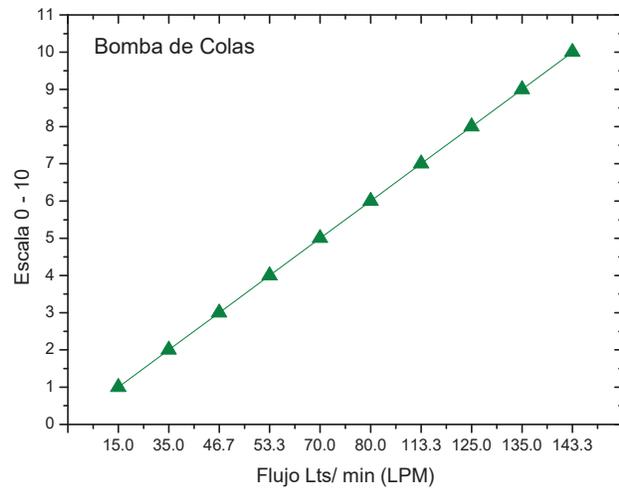
Apéndice I.1. Datos y grafica de la calibración de la bomba de alimentación.

Escala	QL Lts. /min.	QL cc/s
1	0.7	11.7
2	1.5	25.0
3	2.7	45.0
4	3.1	51.7
5	4.1	68.3
6	4.8	80.0
7	6.8	113.3
8	7.5	125.0
9	8.1	135.0
10	8.5	141.7



Datos y grafica de la calibración de la bomba de colas.

Escala	QL Lts. /min.	QL cc/s
1	0.9	15.0
2	2.1	35.0
3	2.8	46.7
4	3.2	53.3
5	4.2	70.0
6	4.8	80.0
7	6.8	113.3
8	7.5	125.0
9	8.1	135.0
10	8.6	143.3



Apéndice I.2. Programación en Basic usado para el registro de datos de los valores de conductancia.

```

1 '*****
2 '** PROGRAMA PARA LA ADQUISICION DE DATOS EN IMP **
13 '** SE UTILIZARA PARA CUANDO SE USE LA CELDA DE **
4 '** PARA MEDIR CONDUCTIVIDAD ELECTRICA **
5 '** **
6 '*****
7 '
10 CLS
20 CLEAR, &HF000
30 DRIVERADDRESS% = &HF000
40 '
50 DIM ATTACHED%(30),RESULTS(5000),STATUS%(5000),CARDADDRESS(2),IMPADDRESS%(5)
60 DIM VECTOR1(5000)
70 '
80 LOCATE 2,10:INPUT;"CUANTOS SENSORES VA A MONITOREAR ";MEASUREMENT%
100 LOCATE 4,10:INPUT"NUMERO DE BURST/EXPERIMENTO ";NUMERODEBURST%
120 LOCATE 6,10:INPUT"TECLEA EL RETARDO DE TIEMPO (EN seg.) ";DELTIME
125 LOCATE 8,10:INPUT"NOMBRE DEL ARCHIVO SECUENCIAL DEL EXPERIMENTO ";NOMS
140 TWENTY = 20
150 IMPERROR% = 0 : TIMEOUT% = 3
160 '
170 FOR I% = 1 TO 2
180 READ CARDADDRESS%(I%)
190 NEXT
200 DATA &HA000,&HD000
210 '
230 REM LOCATE 10,10
240 REM INPUT"SELECCIONE LA DIRECCION DEL IMP 1 => XT 2 => AT > ";ADDR%
245 ADDR%=2
250 IF ADDR% <1 OR ADDR% >2 THEN 220
260 CARDADDRESS% = CARDADDRESS%(ADDR%)
270 '
280 BLOAD"IMPDRIVE.MAC",DRIVERADDRESS%
290 '
300 IMPTX = DRIVERADDRESS%
310 IMPTEST = DRIVERADDRESS% + 3
320 IMPNUMERIC = DRIVERADDRESS% + 6
330 IMPSTRING = DRIVERADDRESS% + 9
340 IMPINT = DRIVERADDRESS% + 12
350 '
360 FOR I% = 1 TO 30
370 ATTACHED%(I%) = 0
380 NEXT
460 ADDR% = 1
490 ATTACHED%(ADDR%) = 1
500 IMPADDRESS%(1) = ADDR%
520 FOUND% = 0
530 CALL IMPINT(CARDADDRESS%, ATTACHED%(1),FOUND%)
540 CLS:LOCATE 12,10
550 IF FOUND% <> 0 THEN PRINT"NO SE ENCONTRO LA TARJETA <Adaptor Card not
found>":GOTO 1000
560 TXERROR% = 0:POD% = 1
570 IMPTX$ = "RE;ST;SE;CH1MO100;CH2MO100;CO;TR"

```

```

580 CALL IMPTX(POD%,IMPCTX$,TXERROR%)
600 IF TXERROR% <> 0 THEN PRINT"NO RECONOCIO EL IMPCTX$ EL IMP ":GOTO 1000
610 ADDR% = 0
620 STREAM% = 0
630 RXERROR% = 0
640 '
650 CALL IMPTEST(ADDR%,STREAM%,RXERROR%)
660 IF RXERROR% = 0 THEN PRINT"NO HAY DATOS DISPONIBLES EN EL IMP":GOTO 1000
670 IF RXERROR% <> 1 THEN PRINT"BREAK EN EL IMP": GOTO 1000
680 REM LOCATE 12,10:PRINT"DATOS DISPONIBLES EN EL IMP, RXERROR% = ";RXERROR%
690 '
700 STREAM% = 0 : ATTACHED%(1) = 1
710 RXERROR% = 0
720 FOR I%=1 TO 2
730 BEEP:TIME$="00:00:00"
740 NEXT I%
750 OPEN NOM$ FOR OUTPUT AS #1
760 LOCATE 20,2:PRINT TIME$
770 FOR K%=1 TO NUMERODEBURST%
780 TIME1 = TIMER
790 CALL
IMPNUMERIC(ATTACHED%(1),STREAM%,RESULTS(1),STATUS%(1),MEASUREMENT%,RXERROR%
)
800 IF RXERROR% <> 0 THEN PRINT"ERROR DEL IMP": GOTO 1000
801 JJ=TIMER
802 FOR I% = 1 TO MEASUREMENT%
803 VECTOR1(I%)=JJ
804 WRITE #1,RESULTS(I%),VECTOR1(I%)
805 PRINT RESULTS(I%),VECTOR1(I%)
806 NEXT I%
860 FOR II%=1 TO 30000
861 XX=-1.48*I%-3.23*I^2+LOG(I%)+LOG(I%^2)+4.95+LOG(I%^2)+4.95
862 XX=-1.48*I%-3.23*I^2+LOG(I%)+LOG(I%^2)+4.95+LOG(I%^2)+4.95
863 XX=-1.48*I%-3.23*I^2+LOG(I%)+LOG(I%^2)+4.95+LOG(I%^2)+4.95
864 XX=-1.48*I%-3.23*I^2+LOG(I%)+LOG(I%^2)+4.95+LOG(I%^2)+4.95
865 XX=-1.48*I%-3.23*I^2+LOG(I%)+LOG(I%^2)+4.95+LOG(I%^2)+4.95
866 XX=-1.48*I%-3.23*I^2+LOG(I%)+LOG(I%^2)+4.95+LOG(I%^2)+4.95
867 XX=-1.48*I%-3.23*I^2+LOG(I%)+LOG(I%^2)+4.95+LOG(I%^2)+4.95
868 XX=-1.48*I%-3.23*I^2+LOG(I%)+LOG(I%^2)+4.95+LOG(I%^2)+4.95
869 XX=-1.48*I%-3.23*I^2+LOG(I%)+LOG(I%^2)+4.95+LOG(I%^2)+4.95
870 XX=-1.48*I%-3.23*I^2+LOG(I%)+LOG(I%^2)+4.95+LOG(I%^2)+4.95
872 TIME2 = TIMER
880 IF TIME2 - TIME1 >= DELTIME THEN II% = 30000:GOTO 890
890 NEXT II%
920 NEXT K%
930 CLOSE
940 LOCATE 20,70:PRINT TIME$
950 FOR J%=1 TO 4
960 BEEP
970 NEXT J%
974 CLS
976 LOCATE 8,20
980 PRINT"FIN DE TRANSMISION DE RESULTADOS"
990 LOCATE 12,20
995 PRINT"El tiempo archivo guardado fu, :";NOM$
1000 END

```

Apéndice I.3. Datos de la calibración de la celda de flujo de conductividad, y polinomio de tercer grado obtenido.

$$Y = -0.03103 + 0.64646 X + 0.00762 X^2 - 9.53764E-6 X^3$$

No.	TACCUSSEL	HANNA
1	1	0.634
2	2.5	1.613
3	3.26	2.15
4	4.08	2.74
5	5.15	3.51
6	6.21	4.28
7	6.94	4.81
8	8.02	5.65
9	8.79	6.23
10	9.93	7.12
11	10.84	7.86
12	11.42	8.33
13	12.22	9
14	13.07	9.69
15	14.28	10.75
16	15.3	11.6
17	16.29	12.46
18	17.16	13.27
19	18.25	14.25

Apéndice I.4. Calculo de JI empleado en las pruebas de flotación. $JI = QI \text{ (cm}^3\text{/s)}/Ac \text{ (cm}^2\text{)}$. Área de la celda 364.81cm².

Escala	QL LPM	QL cm ³ /s	Jl cm/s
1	0.70	11.67	0.04
2	1.50	25.00	0.12
3	2.70	45.00	0.13
4	3.10	51.67	0.15
5	4.10	68.33	0.19
6	4.80	80.00	0.22
7	6.80	113.33	0.31
8	7.50	125.00	0.34
9	8.10	135.00	0.37
10	8.50	141.67	0.39

Apéndice I.5. Datos de J_g y Q_g empleado en los estudios de flotación. $J_g = Q_g/A_c$; donde A_c es el área de sección de la celda de flotación = 364.81 cm²

J_g cm/s	Q_g LPM
0.10	2.19
0.30	6.57
0.50	10.94
0.80	17.51
1.00	21.89
1.30	28.46
1.50	32.83
1.80	39.40
2.00	43.78
2.30	50.34
2.50	54.72
2.80	61.29
3.00	65.67
3.30	72.23
3.50	76.61
3.80	83.18
4.00	87.55

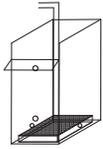
INDICE APÉNDICE II

II.1	% de gas retenido estimado con conductividad sin y con espumante. Plano.	156
II.2	% de gas retenido estimado con conductividad sin y con espumante. Cilíndrico.	160
II.3	% de gas retenido estimado con conductividad sin y con espumante. Batería.	164
II.4	Altura de la cama de espuma con 10, 20 y 30 mg/l de espumante. Plano.	168
II.5	Altura de la cama de espuma con 10, 20 y 30 mg/l de espumante. Cilíndrico.	168
II.6	Altura de la cama de espuma con 10, 20 y 30 mg/l de espumante. Batería.	169
II.7	% de gas retenido estimado mediante presión y conductividad. Dispensor Plano	169
II.8	% de gas retenido estimado mediante presión y conductividad. Cilíndrico	171
II.9	% de gas retenido estimado mediante presión y conductividad. Batería.	173
II.10	Diámetro de burbuja promedio y distribución. Sin y con espumante. Plano.	176
II.11	Diámetro de burbuja promedio y distribución. Sin y con espumante. Cilíndrico.	180
II.12	Diámetro de burbuja promedio y distribución. Sin y con espumante. Batería	184
II.13	Flujo de área superficial de burbujas promedio Sb. Sin y con espumante. Plano.	188
II.14	Flujo de área superficial de burbujas promedio. Sin y con espumante Cilíndrico.	192
II.15	Flujo de área superficial de burbujas promedio. Sin y con espumante. Batería.	196
II.16	Efecto del JI en el % de gas retenido 10, 20 y 30 mg/l de espumante. Plano.	200
II.17	Efecto del JI en el % de gas retenido 10, 20 y 30 mg/l de espumante. Cilíndrico.	201
II.18	Datos de las curvas DTR. Dispensor plano. Efecto del JI; 0.12, 0.19, 0.31 y 0.37.	203

Apéndice II.1. Datos del % de gas retenido calculado mediante conductividad.

GAS RETENIDO. DISPERSOR POROSO FLEXIBLE PLANO DE TELA FILTRO, PRIMER NIVEL SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. JI 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL



$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

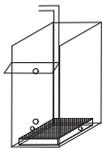
κ_d Conductividad de la dispersión.

κ_l Conductividad del líquido.

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.10	0.48	3.09	0.56	0.16	2.76	1.86	1.05	0.64	0	1.18
0.30	1.38	3.11	0.81	0.81	3.28	0.16	3.03	1.95	0	1.61
0.50	2.32	6.07	1.23	2.48	4.09	1.57	4.60	1.48	2.40	2.92
0.80	4.34	7.98	1.90	4.00	5.71	3.83	7.19	4.42	3.24	4.73
1.00	6.17	11.62	6.26	5.82	6.60	7.39	7.57	8.10	8.72	7.58
1.30	9.91	10.74	7.55	7.01	8.00	4.62	7.64	7.91	5.06	7.60
1.50	17.56	14.15	9.47	7.65	10.39	13.20	6.75	11.32	9.47	11.11
1.80	16.09	7.65	7.65	9.47	13.20	18.06	16.09	18.06	20.06	14.03

GAS RETENIDO. DISPERSOR POROSO FLEXIBLE PLANO DE TELA FILTRO, SEGUNDO NIVEL SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE.

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

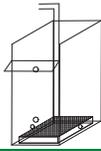


$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	2N1	2N2	2N3	2N4	2N5	2N6	2N7	2N8	2N9	PROMEDIO
0.10	0.08	1.94	0.88	1.13	0.40	0.08	1.13	0.97	0.08	0.74
0.30	0.08	5.55	1.79	4.62	1.30	0.65	3.95	0.16	0.00	2.01
0.50	10.05	5.55	2.82	4.60	2.07	0.08	6.24	1.07	0.25	3.64
0.80	4.00	7.19	4.42	12.58	1.73	1.90	12.95	1.56	1.90	5.36
1.00	4.36	16.97	5.39	12.54	3.76	5.30	14.88	1.90	4.10	7.69
1.30	3.92	22.17	5.94	17.14	18.13	5.94	7.73	5.06	5.06	10.12
1.50	4.71	16.09	10.39	2.37	15.12	6.75	4.98	4.10	5.86	7.82
1.80	3.23	5.86	9.47	5.86	8.55	7.65	6.75	7.65	6.75	6.86

GAS RETENIDO DISPERSOR POROSO FLEXIBLE PLANO DE TELA FILTRO, PRIMER NIVEL
SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/l ESPUMANTE. |l 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL



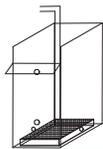
$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

κ_d Conductividad de la dispersión.
 κ_l Conductividad del líquido.

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.10	1.88	2.79	2.21	1.39	1.06	1.22	1.14	0.98	1.06	1.31
0.30	4.27	2.44	2.93	4.52	1.54	1.86	1.70	1.62	1.54	2.02
0.50	3.75	4.42	3.92	5.09	4.08	3.83	3.25	3.42	4.33	3.59
0.80	6.29	8.18	5.35	5.95	8.09	5.95	6.63	9.05	7.92	6.35
1.00	7.93	13.63	6.81	8.54	10.30	8.54	10.30	10.30	11.19	8.85
1.30	9.26	8.82	9.26	11.04	11.94	11.94	11.04	15.61	13.76	10.38
1.50	18.31	20.24	9.99	16.40	11.79	10.89	12.70	16.40	17.35	12.86
1.80	21.08	9.84	12.54	20.10	19.13	15.32	19.13	20.10	18.16	14.92

GAS RETENIDO DISPERSOR POROSO FLEXIBLE PLANO DE TELA FILTRO, SEGUNDO NIVEL
SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/l ESPUMANTE. |l 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL



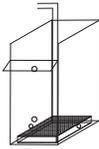
$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

κ_d Conductividad de la dispersión.
 κ_l Conductividad del líquido.

Jg cm/s	2N1	2N2	2N3	2N4	2N5	2N6	2N7	2N8	2N9	PROMEDIO
0.10	3.79	2.87	1.96	1.71	1.06	0.98	1.30	1.06	0.98	1.75
0.30	5.95	7.33	3.18	5.70	0.73	1.54	6.38	0.56	0.97	3.59
0.50	2.76	11.15	4.17	11.95	1.70	2.68	4.08	1.61	2.59	4.74
0.80	3.84	14.90	6.89	8.44	3.51	3.26	2.93	3.01	3.68	5.61
1.00	4.35	19.55	9.42	12.09	4.69	5.11	6.81	7.24	5.95	8.36
1.30	7.52	23.35	12.84	13.76	6.65	6.23	9.26	9.26	7.52	10.71
1.50	10.89	25.23	9.11	18.31	9.11	9.99	9.99	9.99	9.99	12.51
1.80	15.32	28.20	8.96	14.39	12.54	12.54	12.54	12.09	13.46	14.45

GAS RETENIDO DISPERSOR POROSO FLEXIBLE PLANO DE TELA FILTRO, PRIMER NIVEL
SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/l ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL



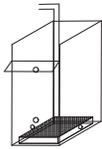
$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

κ_d Conductividad de la dispersión.
 κ_l Conductividad del líquido.

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.10	0.19	0.29	0.19	0.10	1.64	0.48	0.67	0.86	0.19	0.49
0.30	1.45	2.03	2.92	2.53	1.74	2.23	3.12	1.35	3.51	2.16
0.50	5.97	4.75	4.44	3.84	5.25	5.36	4.75	3.84	4.54	4.09
0.80	6.64	6.75	7.37	6.33	6.02	7.69	7.58	6.44	10.24	6.49
1.00	12.80	8.46	10.18	7.83	12.58	10.83	9.21	9.21	12.69	9.00
1.30	14.38	17.58	16.08	13.15	14.27	13.38	11.39	12.71	18.16	12.97
1.50	20.24	18.25	18.60	14.92	17.32	15.60	13.58	15.15	21.19	14.96
1.80	19.23	23.62	21.58	17.84	30.48	17.16	15.68	26.69	25.45	19.83

GAS RETENIDO DISPERSOR POROSO FLEXIBLE PLANO DE TELA FILTRO, SEGUNDO NIVEL
SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/l ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL



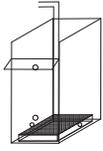
$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

κ_d Conductividad de la dispersión.
 κ_l Conductividad del líquido.

Jg cm/s	2N1	2N2	2N3	2N4	2N5	2N6	2N7	2N8	2N9	PROMEDIO
0.10	0.29	0.19	0.19	0.19	2.81	0.67	4.29	1.83	0	1.16
0.30	1.45	5.72	1.94	0.67	4.21	0.58	10.07	1.55	0.29	2.94
0.50	1.36	8.87	2.15	7.10	11.22	0.87	12.84	1.56	0.78	5.19
0.80	1.97	2.77	3.27	5.92	10.13	1.77	15.08	1.57	2.37	4.98
1.00	3.08	5.02	6.05	4.09	30.66	4.50	13.13	3.69	4.40	8.29
1.30	6.16	7.52	7.21	6.06	22.92	8.48	14.38	6.68	8.05	9.72
1.50	8.25	9.00	9.64	6.99	25.70	8.78	18.71	7.09	9.75	11.55
1.80	13.78	13.56	12.14	9.76	36.27	11.27	20.75	8.70	11.70	15.33

GAS RETENIDO DISPERSOR POROSO FLEXIBLE PLANO DE TELA FILTRO, PRIMER NIVEL
SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/l ESPUMANTE.] 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL



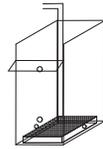
$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

κ_d Conductividad de la dispersión.
 κ_l Conductividad del líquido.

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.10	1.38	0.99	0.08	0.76	0.46	0.23	1.30	0.23	0.08	0.46
0.30	2.00	2.86	3.25	2.63	2.00	2.47	1.85	2.24	2.47	2.20
0.50	3.27	8.88	3.19	3.67	6.49	4.47	3.83	4.47	6.82	4.65
0.80	8.57	8.99	10.78	8.74	6.57	6.65	7.56	9.41	8.74	7.49
1.00	16.05	8.74	11.15	17.06	11.85	7.80	16.23	7.97	8.31	9.90
1.30	21.37	21.18	18.05	17.30	11.60	12.04	20.22	12.57	11.60	13.84
1.50	20.71	22.75	18.99	25.23	13.81	13.26	25.43	15.63	16.09	16.80

GAS RETENIDO DISPERSOR POROSO FLEXIBLE PLANO DE TELA FILTRO, SEGUNDO NIVEL
SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/l ESPUMANTE.] 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL



$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

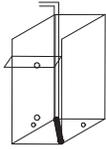
κ_d Conductividad de la dispersión.
 κ_l Conductividad del líquido.

Jg cm/s	2N1	2N2	2N3	2N4	2N5	2N6	2N7	2N8	2N9	PROMEDIO
0.10	1.69	0.46	0.99	1.84	2.62	0.99	0.08	0.00	0.00	0.96
0.30	1.69	5.24	4.20	2.08	1.30	1.69	0.54	1.30	1.30	2.15
0.50	2.33	12.37	6.73	2.80	7.23	2.72	2.56	3.27	3.35	4.82
0.80	8.65	6.98	8.99	8.06	12.25	7.23	6.40	7.31	7.81	8.19
1.00	10.28	9.68	9.59	11.85	15.78	7.55	9.16	14.51	8.31	10.75
1.30	15.09	11.33	13.47	12.57	21.76	12.13	13.11	13.56	12.48	13.94
1.50	18.42	17.86	17.11	17.02	24.23	11.48	18.05	16.74	14.99	17.32
1.80	36.13	35.02	30.39	31.88	27.17	21.46	29.03	22.93	23.13	28.57

Apéndice II.2. Datos del % de gas retenido mediante conductividad. Dispensor cilíndrico.

GAS RETENIDO. DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA FILTRO, **PRIMER NIVEL** SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

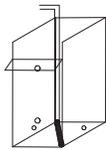


$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedio ϵ_g
0.1	0.23	0.46	0.00	0.00	0.76	0.15	0.08	0.08	0.99	0.31
0.30	4.47	1.08	0.00	0.00	1.86	0.00	0.00	0.00	4.15	1.28
0.50	2.11	2.90	1.09	0.54	2.90	2.27	0.62	0.39	11.86	2.74
0.80	2.21	1.41	1.02	1.81	5.44	1.73	1.02	1.81	11.01	3.05
1.00	3.81	4.62	1.65	3.81	6.27	4.62	1.02	5.44	11.35	4.73
1.30	3.39	5.88	4.21	7.58	8.43	14.64	6.73	8.43	6.73	7.34
1.50	11.05	4.21	5.04	11.94	11.05	16.48	7.58	7.58	9.30	9.36
1.80	11.04	9.26	9.26	11.04	8.39	13.76	11.94	11.04	11.94	10.85

GAS RETENIDO. DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA, FILTRO. **SEGUNDO NIVEL** SISTEMA AIRE - AGUA SIN ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

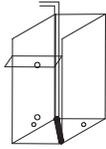


$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedio ϵ_g
0.1	0.61	0.92	0.53	2.31	1.15	0.53	0.53	0.53	1.38	0.95
0.30	0.69	0.00	0.00	0.85	4.07	0.00	0.00	0.00	6.74	1.37
0.50	3.54	2.74	1.17	2.74	8.04	7.62	0.39	0.39	10.14	4.08
0.80	3.81	5.44	0.63	1.41	10.49	3.81	1.41	3.00	18.54	5.39
1.00	2.21	1.02	0.63	1.73	15.79	3.00	3.25	0.63	15.79	4.89
1.30	10.17	6.73	7.15	5.04	4.21	11.94	5.88	0.16	28.21	8.83
1.50	8.43	7.15	6.73	6.30	5.46	20.26	6.73	3.39	15.56	8.89
1.80	11.04	9.26	7.52	10.15	4.95	12.84	11.04	10.15	11.04	9.78

GAS RETENIDO. DISPERSOR POROSO FLEXIBLE CILÍNDRICO DE TELA, FILTRO. PRIMER NIVEL SISTEMA AIRE - AGUA 10 mg/l ESPUMANTE. JI 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

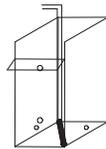


$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedio Eg
0.1	0.16	0.16	0.08	0.08	0.16	0.08	0.16	0.08	0.63	0.16
0.30	1.18	1.66	1.66	1.82	1.50	1.02	0.63	2.30	5.05	1.74
0.50	3.73	3.25	3.57	4.70	4.62	4.38	5.85	5.36	3.33	3.90
0.80	10.05	7.49	7.91	8.76	6.65	10.05	10.91	10.05	14.46	8.47
1.00	11.94	5.88	11.94	11.49	8.43	11.05	11.49	11.94	6.73	8.77
1.30	7.98	15.58	13.29	14.66	16.98	9.72	15.12	13.75	14.20	12.59
1.50	9.64	12.31	14.59	16.91	13.22	15.05	17.86	16.91	21.71	14.28
1.80	12.16	11.27	17.24	13.07	18.66	20.59	15.83	20.59	17.24	14.94

GAS RETENIDO. DISPERSOR POROSO FLEXIBLE CILÍNDRICO DE TELA. SEGUNDO NIVEL SISTEMA AIRE - AGUA 10 mg/l ESPUMANTE. JI 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

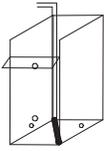


$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedio Eg
0.1	0.16	0.00	0.08	0.63	0.00	0.00	0.00	0.00	1.02	0.21
0.30	1.66	0.86	1.90	2.38	7.05	0.00	0.24	0.00	7.80	2.43
0.50	5.44	4.05	5.85	4.46	3.33	3.17	3.97	3.57	12.75	5.18
0.80	6.23	8.76	7.91	7.06	3.35	5.81	7.06	5.81	20.00	8.00
1.00	8.43	11.05	10.17	9.30	6.73	10.17	8.43	6.73	19.30	10.04
1.30	7.98	13.29	12.39	12.84	20.32	10.60	12.84	8.85	30.97	14.45
1.50	19.77	15.98	15.05	14.13	19.77	12.31	12.31	12.76	36.34	17.60
1.80	20.59	18.19	18.66	16.77	30.77	14.90	18.66	14.90	38.47	21.32

GAS RETENIDO, DISPERSOR POROSO FLEXIBLE CILÍNDRICO DE TELA. PRIMER NIVEL
SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/l ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

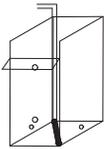


$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{K_d}{K_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{K_d}{K_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedio Eg
0.1	0.00	0.00	0.00	0.00	0.16	0.24	0.00	0.00	1.60	0.22
0.30	1.76	1.19	0.48	1.03	0.95	2.08	1.27	1.11	4.36	1.39
0.50	3.19	2.69	3.69	5.71	5.97	6.23	5.29	4.36	4.11	4.23
0.80	8.78	8.08	7.39	8.69	8.26	12.24	10.45	10.01	7.82	8.11
1.00	8.77	7.90	9.64	13.22	11.42	7.90	14.13	12.31	8.77	9.48
1.30	12.92	16.62	12.92	15.68	15.68	17.57	15.68	12.92	14.75	13.54
1.50	20.05	12.61	19.09	18.14	19.09	18.14	21.99	14.42	15.34	15.42
1.80	20.59	25.57	23.55	23.55	17.71	22.56	22.56	19.63	29.71	20.54

GAS RETENIDO, DISPERSOR POROSO FLEXIBLE CILÍNDRICO DE TELA. SEGUNDO NIVEL
SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/l ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

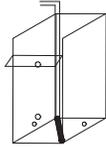


$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{K_d}{K_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{K_d}{K_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedio Eg
0.1	0.08	0.00	0.00	0.00	1.52	1.60	0.00	1.76	4.46	1.05
0.30	1.59	3.62	1.19	0.95	3.62	2.56	1.03	0.00	9.53	2.68
0.50	5.37	2.86	6.40	4.70	2.20	1.38	4.11	3.52	11.67	4.69
0.80	6.96	7.39	8.26	8.26	9.13	4.42	6.96	6.54	12.24	7.80
1.00	10.53	7.90	9.64	10.53	14.13	5.34	12.31	7.04	19.77	10.80
1.30	15.68	11.11	15.68	13.83	14.75	9.34	13.83	12.92	31.72	15.43
1.50	17.20	11.27	21.01	17.20	17.20	10.83	16.27	12.61	32.22	17.31
1.80	18.66	21.57	21.57	21.57	28.66	13.98	19.63	14.90	39.61	22.24

GAS RETENIDO. DISPERSOR POROSO FLEXIBLE CILÍNDRICO DE TELA. PRIMER NIVEL
SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/l ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

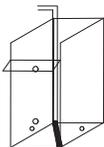


$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedio Eg
0.1	0.08	0.00	0.00	0.16	1.26	0.23	0.00	0.00	3.57	0.58
0.30	1.42	1.49	1.18	1.18	1.65	1.10	0.63	0.55	3.90	1.30
0.50	2.51	2.91	2.91	4.36	3.55	4.12	4.93	3.31	4.12	3.36
0.80	8.41	3.43	4.24	8.41	7.14	9.26	8.41	5.89	6.72	5.94
1.00	6.96	5.28	12.16	11.27	12.16	9.53	12.60	13.05	13.05	9.90
1.30	12.68	10.90	19.16	19.64	10.02	18.21	18.21	20.12	17.27	14.84
1.50	14.90	18.66	17.71	19.63	14.90	19.63	18.66	20.59	16.77	16.28
1.80	21.29	22.28	24.29	25.30	22.28	25.30	25.30	24.29	21.29	21.15

GAS RETENIDO. DISPERSOR POROSO FLEXIBLE CILÍNDRICO DE TELA. SEGUNDO NIVEL
SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/l ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL



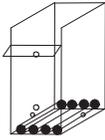
$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedio Eg
0.1	0.16	0.08	0.08	0.47	1.10	2.21	0.08	0.08	2.53	0.75
0.30	1.65	1.10	1.18	2.29	1.65	2.93	0.63	0.71	4.47	1.85
0.50	5.74	4.12	3.71	4.93	3.47	4.93	5.74	2.51	9.08	4.91
0.80	7.56	6.72	6.72	8.41	7.56	4.24	6.30	6.72	7.56	6.87
1.00	13.95	11.27	12.16	12.60	11.27	11.27	10.83	11.27	15.77	12.27
1.30	19.16	17.27	17.65	18.21	10.90	19.16	19.16	15.41	18.21	17.24
1.50	20.59	19.63	14.90	15.83	13.98	15.83	15.83	14.90	18.66	16.68
1.80	25.30	22.28	18.38	22.28	27.36	19.34	22.28	17.42	39.38	23.78

Apéndice II.3. Datos del cálculo del % de gas retenido mediante conductividad, batería de dispersores.

GAS RETENIDO. BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLES CILÍNDRICOS DE TELA
FILTRO, PRIMER NIVEL, SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

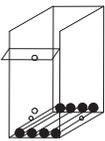


$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.30	0.64	0.51	0.32	6.56	0.77	0.06	0.06	0.06	0.26	1.03
0.50	3.16	1.04	1.24	2.10	2.83	5.06	1.70	2.03	1.70	2.32
0.80	6.60	2.04	5.22	4.53	4.47	5.42	2.11	4.74	5.01	4.46
1.00	6.71	4.29	6.29	5.18	4.43	5.53	6.43	6.15	4.91	5.55
1.50	10.55	6.61	10.55	9.18	10.77	9.32	10.12	11.43	9.18	9.75

GAS RETENIDO. BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLES CILÍNDRICOS DE TELA
FILTRO, SEGUNDO NIVEL, SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

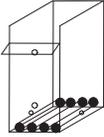


$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.30	1.55	1.75	1.42	0.06	0.45	0.13	0.06	1.10	0.51	0.78
0.50	2.43	2.96	4.58	2.36	4.31	4.24	1.64	2.83	1.64	3.00
0.80	5.63	5.77	6.60	3.79	5.15	6.39	3.11	3.58	3.11	4.79
1.00	7.06	6.29	11.44	4.15	5.81	7.35	4.91	3.81	3.95	6.09
1.50	11.21	6.82	18.26	7.32	7.32	11.95	5.08	5.15	6.89	8.89
2.0	17.83	14.43	21.98	12.47	8.44	12.32	8.80	9.30	7.22	12.53

GAS RETENIDO. BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLES CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO, PRIMER NIVEL SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/l DE ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

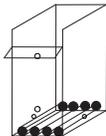


$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.30	1.40	2.35	1.40	1.81	1.54	1.34	3.03	2.15	2.08	1.90
0.50	3.24	2.76	2.70	4.55	3.72	3.17	3.45	4.62	5.46	3.74
0.80	5.25	5.53	7.51	7.93	7.08	6.51	6.87	8.08	6.51	6.81
1.00	7.59	6.88	8.45	10.27	8.89	7.38	11.16	10.49	10.57	9.08
1.50	15.18	13.35	13.58	15.87	15.49	15.03	18.69	17.51	17.04	15.75

GAS RETENIDO. BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLES CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO, SEGUNDO NIVEL SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/l DE ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

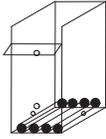


$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.30	1.81	4.27	2.28	0.73	4.82	2.28	1.34	1.20	0.87	2.18
0.50	3.24	5.53	5.32	2.15	6.24	5.53	2.76	2.97	1.54	3.92
0.80	6.16	5.53	9.52	4.97	6.72	7.08	7.43	5.39	4.90	6.41
1.00	11.38	5.82	10.79	8.53	8.09	9.54	8.74	8.09	7.45	8.72
1.50	15.41	14.03	15.56	11.85	11.40	18.77	15.26	15.26	12.07	14.40
2.0	21.47	21.79	29.39	20.74	26.12	32.12	27.57	23.36	22.94	25.05

GAS RETENIDO. BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLES CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO, PRIMER NIVEL SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/l DE ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

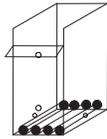


$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.30	2.69	2.62	3.17	2.55	2.35	1.67	2.49	2.15	4.13	2.65
0.50	4.13	4.34	4.75	4.48	4.68	3.79	6.15	5.59	5.87	4.86
0.80	6.85	6.08	7.56	6.43	6.29	7.28	7.85	8.56	8.64	7.28
1.00	9.10	8.52	10.92	8.73	8.66	9.46	9.75	10.78	10.19	9.57
1.50	17.59	15.96	12.92	16.81	16.12	14.96	17.51	18.61	20.93	16.82

GAS RETENIDO. BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLES CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO, SEGUNDO NIVEL SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/l DE ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

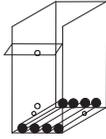


$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.30	3.30	2.62	4.55	1.00	4.27	3.51	1.47	1.61	1.88	2.69
0.50	7.00	7.14	8.57	2.49	5.94	6.79	3.79	2.96	2.83	5.28
0.80	9.79	8.71	10.67	3.92	7.92	7.99	5.80	4.96	3.51	7.03
1.00	10.63	9.90	14.37	7.01	9.90	10.70	7.37	7.87	6.09	9.32
1.50	11.80	13.14	18.22	12.32	12.17	18.22	14.58	16.50	15.04	14.67

GAS RETENIDO. BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLES CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO, PRIMER NIVEL SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/l DE ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

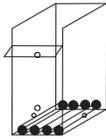


$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.30	3.23	0.95	3.51	1.02	1.71	1.57	3.30	3.30	2.47	2.34
0.50	4.32	2.35	5.25	5.33	3.69	3.47	4.97	4.61	3.12	4.12
0.80	5.15	6.31	7.56	7.12	7.71	6.31	7.93	8.23	7.71	7.11
1.00	7.51	8.25	8.40	9.08	8.93	8.78	12.59	11.20	10.21	9.44
1.50	14.15	13.44	16.07	14.71	13.84	16.39	17.12	17.45	17.78	15.66

GAS RETENIDO. BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLES CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO, SEGUNDO NIVEL SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/l DE ESPUMANTE. J1 0.19 CM/S

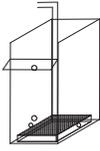
CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL



$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.30	5.63	5.99	5.28	2.81	4.92	5.63	3.09	3.37	3.16	4.43
0.50	6.99	8.68	11.16	0.82	4.97	7.06	2.98	2.35	1.38	5.16
0.80	10.10	9.20	15.85	3.07	9.05	9.57	3.93	4.36	2.51	7.51
1.00	10.51	11.51	17.19	5.38	11.13	10.82	6.70	7.14	6.11	9.61
1.50	12.97	15.67	19.59	14.71	23.74	15.51	14.47	13.84	12.43	15.88

Apéndice II.4. Altura de cama de espuma. JI 0.19 cm/s.



DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA FILTRO
ALTURA DE LA CAMA DE ESPUMA

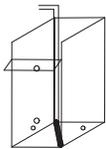
SISTEMA AIRE - AGUA – 10, 20 Y 30 mg/l ESPUMANTE.

Jg cm/s	10 mg/l		20 mg/l		30 mg/l	
	Hce +	Hce -	Hce +	Hce -	Hce +	Hce -
0.10	0.5	0	0.3	-0.2	0.2	0
0.30	0.5	-0.3	0.8	-0.2	0.5	-0.5
0.50	0.8	-0.8	0.9	-0.5	1.0	-0.7
1.00	1.0	-1.5	1.0	-2.0	1.0	-0.9
1.30	1.2	-2.0	1.0	-3.0	1.0	-1.7
1.50	1.2	-2.4	1.0	-4.5	1.0	-3.3
1.80	1.4	-3.0	1.0	-7.0	1.0	-4.2

Hce + = La altura de la cama de espuma por arriba del labio rebosadero de la celda.

Hce - = La altura de la cama de espuma por abajo del labio rebosadero de la celda.

Apéndice II.5. Altura de cama de espuma. JI 0.19 cm/s.



DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA FILTRO
ALTURA DE LA CAMA DE ESPUMA

SISTEMA AIRE - AGUA - 10, 20 Y 30 mg/l ESPUMANTE.

Jg cm/s	10 mg/l		20 mg/l		30 mg/l	
	Hce +	Hce -	Hce +	Hce -	Hce +	Hce -
0.10	0.4	0.4	0.2	0.3	0.3	0
0.30	0.5	1.0	0.3	0.5	0.5	0.5
0.50	0.5	1.5	0.3	0.7	0.5	1.0
1.00	0.8	2.2	0.5	1.5	0.5	1.5
1.30	0.8	2.7	0.5	3.0	0.8	2.2
1.50	0.8	3.2	0.8	3.2	0.8	3.2
1.80	0.8	5.2	0.8	4.7	0.8	5.2

Hce + = La altura de la cama de espuma por arriba del labio rebosadero de la celda.

Hce - = La altura de la cama de espuma por abajo del labio rebosadero de la celda.

Apéndice II.6. Datos de la altura de cama de espuma. J1 0.19 cm/s

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLES CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO

ALTURA DE LA CAMA DE ESPUMA

SISTEMA AIRE - AGUA - 10, 20 Y 30 mg/l ESPUMANTE.

Jg cm/s	10 mg/l		20 mg/l		30 mg/l	
	Hce +	Hce -	Hce +	Hce -	Hce +	Hce -
0.10	0.2	-0.5	0.5	-0.2	0.5	-0.5
0.30	1	-0.5	1	-0.5	0.8	-0.5
0.50	1.2	-1.0	1.5	-1.0	1.0	-1.0
1.00	1.2	-1.5	1.5	-1.8	1.5	-2.5
1.30	1.5	-5.5	1.5	-6.0	1.5	-7.5
1.50	2.5	-15.5	2	-23	2	-25

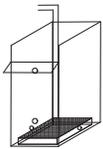
Hce + = La altura de la cama de espuma por arriba del labio rebosadero de la celda.

Hce - = La altura de la cama de espuma por abajo del labio rebosadero de la celda.

Apéndice II.7. Datos del % de ras retenido valores promedio (conductividad y presión). J1 0.19 cm/s

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE PLANO DE TELA FILTRO.

PROMEDIOS DE % GAS RETENIDO ESTIMADO MEDIANTE PRESIÓN Y CONDUCTIVIDAD.



SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE.

Jg cm/s	Qg cm ³ /s	Qg L/min	P ₁	P ₂	P ₁ (27)	P ₂ (7)	ε _g	ε _g (%) presión	ε _g (%) conductividad
0.10	36.48	2.19	3.90	4.00	30.90	11.00	0.005	0.50	0.74
0.30	109.44	6.57	3.50	3.70	30.50	10.70	0.010	1.00	2.01
0.50	182.41	10.94	3.00	3.30	30.00	10.30	0.015	1.50	3.64
0.80	291.85	17.51	2.60	3.00	29.60	10.00	0.020	2.00	5.36
1.00	364.81	21.89	2.20	2.70	29.20	9.70	0.025	2.50	7.69
1.30	474.25	28.46	1.60	2.60	28.60	9.60	0.050	3.50	10.12
1.50	547.22	32.83	2.00	2.80	29.00	9.80	0.040	4.50	7.82
1.80	656.66	39.40	0.10	1.10	27.10	8.10	0.050	5.00	6.86

Donde Jg = Velocidad superficial de gas cm/s

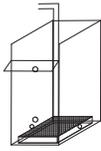
Qg= Flujo volumetrico de líquido cm³/s “o” L/min

ΔP= P₁ -P₂

ΔH= 20 cm.

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \Delta H}$$

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA FILTRO.



PROMEDIOS DE % GAS RETENIDO ESTIMADO MEDIANTE PRESIÓN Y CONDUCTIVIDAD.

SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/l ESPUMANTE. Jl 0.19 cm/s

Jg cm/s	Qg Cm3/s	Qg L/ m	P ₁	P ₂	P1 (27)	P2 (7)	ε _g	ε _g (%) presión	ε _g (%) conductividad
0.10	36.48	2.19	3.90	4.00	30.90	11.00	0.005	0.50	1.75
0.30	109.44	6.57	3.30	3.50	30.30	10.50	0.010	1.00	3.59
0.50	182.41	10.94	2.30	2.70	29.30	9.70	0.020	2.00	4.74
0.80	291.85	17.51	1.30	2.10	28.30	9.10	0.040	4.00	5.61
1.00	364.81	21.89	0.70	1.70	27.70	8.70	0.050	5.00	8.36
1.30	474.25	28.46	-0.60	1.10	26.40	8.10	0.085	8.50	10.71
1.50	547.22	32.83	-1.40	0.30	25.60	7.30	0.085	8.50	12.51
1.80	656.66	39.40	-2.30	-0.20	24.70	6.80	0.105	10.50	14.45

Donde Jg = Velocidad superficial de gas cm/s

Qg= Flujo volumetrico de líquido cm³/s “o” L/min

ΔP= P1 -P2

ΔH= 20 cm.

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \Delta H}$$

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA FILTRO.



PROMEDIOS DE % GAS RETENIDO ESTIMADO MEDIANTE PRESIÓN Y CONDUCTIVIDAD.

SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/l ESPUMANTE. Jl 0.19 cm/s

Jg cm/s	Qg Cm3/s	Qg L/ m	P ₁	P ₂	P1 (27)	P2 (7)	ε _g	ε _g (%) presión	ε _g (%) conductividad
0.10	36.48	2.19	3.9	4	30.9	11	0.005	0.500	1.16
0.30	109.44	6.57	3.2	3.5	30.2	10.5	0.015	1.500	2.94
0.50	182.41	10.94	2.2	3.3	29.2	10.3	0.055	5.500	5.19
0.80	291.85	17.51	1.9	2.8	28.9	9.8	0.045	4.500	4.98
1.00	364.81	21.89	0.7	1.2	27.7	8.2	0.025	2.500	8.29
1.30	474.25	28.46	-1	0.5	26	7.5	0.075	7.500	9.72
1.50	547.22	32.83	-2.5	-0.6	24.5	6.4	0.095	9.500	11.55
1.80	656.66	39.40	-4.7	-2.1	22.3	4.9	0.130	13.000	15.33

Donde Jg = Velocidad superficial de gas cm/s

Qg= Flujo volumetrico de líquido cm³/s “o” L/min

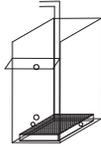
ΔP= P1 -P2

ΔH= 20 cm.

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \Delta H}$$

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE PLANO DE TELA FILTRO.

PROMEDIOS DE % GAS RETENIDO ESTIMADO MEDIANTE PRESIÓN Y CONDUCTIVIDAD.



SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/1 ESPUMANTE. JI 0.19 cm/s

Jg cm/s	Qg Cm3/s	Qg L/ m	P ₁	P ₂	P1 (27)	P2 (7)	ε _g	ε _g (%) presión	ε _g (%) conductividad
0.10	36.48	2.19	3.7	3.8	30.7	10.8	0.005	0.500	0.96
0.30	109.44	6.57	3.2	3.4	30.2	10.4	0.010	1.000	2.15
0.50	182.41	10.94	2.2	2.6	29.2	9.6	0.020	2.000	4.82
0.80	291.85	17.51	0.7	1.2	27.7	8.2	0.025	2.500	8.19
1.00	364.81	21.89	-0.1	1.5	26.9	8.5	0.080	8.000	10.75
1.30	474.25	28.46	-1.9	0.2	25.1	7.2	0.105	10.500	13.94
1.50	547.22	32.83	-3.2	-0.7	23.8	6.3	0.125	12.500	17.32

Donde Jg = Velocidad superficial de gas cm/s

Qg= Flujo volumetrico de líquido cm³/s “o” L/min

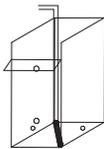
ΔP= P₁ -P₂

ΔH= 20 cm.

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \Delta H}$$

Apéndice II.8. Datos del % de gas retenido valores promedio (conductividad y presión). JI 0.19 cm/s

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE CILÍNDRICO DE TELA FILTRO.



PROMEDIOS DE % GAS RETENIDO ESTIMADO MEDIANTE PRESIÓN Y CONDUCTIVIDAD.

SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. JI 0.19 cm/s

Jg cm/s	Qg cm ³ /s	Qg L/ min	P ₁	P ₂	P1 (27)	P2 (7)	ε _g	ε _g (%) presión	ε _g (%) conductividad
0.10	36.48	2.19	4	4.1	31	11.1	0.005	0.5	0.95
0.30	109.44	6.57	3.5	3.7	30.5	10.7	0.010	1.0	1.37
0.50	182.41	10.94	2.8	3.3	29.8	10.3	0.025	2.5	4.08
0.80	291.85	17.51	2.2	2.6	29.2	9.6	0.020	2.0	5.39
1.00	364.81	21.89	2.3	2.7	29.3	9.7	0.020	2.0	4.89
1.30	474.25	28.46	1.3	2.3	28.3	9.3	0.050	5.0	8.83
1.50	547.22	32.83	0.5	<u>1.5</u>	27.5	8.5	0.050	5.0	8.89
1.80	656.66	39.40	0.1	1.1	27.1	8.1	0.050	5.0	9.78

Donde Jg = Velocidad superficial de gas cm/s

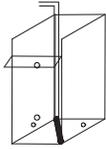
Qg= Flujo volumetrico de líquido cm³/s “o” L/min

ΔP= P₁ -P₂

ΔH= 20 cm.

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \Delta H}$$

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA FILTRO.



PROMEDIOS DE % GAS RETENIDO ESTIMADO MEDIANTE PRESIÓN Y CONDUCTIVIDAD.

SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/1 ESPUMANTE. J1 0.19 cm/s

Jg cm/s	Qg Cm3/s	Qg L/ m	P ₁	P ₂	P1 (27)	P2 (7)	ε _g	ε _g (%) presión	ε _g (%) conductividad
0.10	36.48	2.19	3.4	3.5	30.4	10.5	0.005	0.5	0.21
0.30	109.44	6.57	2.5	2.7	29.5	9.7	0.010	1.0	2.43
0.50	182.41	10.94	2.5	3.1	29.5	10.1	0.030	3.0	5.18
0.80	291.85	17.51	1.4	2.5	28.4	9.5	0.055	5.5	8.00
1.00	364.81	21.89	0.6	1.9	27.6	8.9	0.065	6.5	10.04
1.30	474.25	28.46	-0.4	1.3	26.6	8.3	0.085	8.5	14.45
1.50	547.22	32.83	-1.8	0.2	25.2	7.2	0.100	10.0	17.60
1.80	656.66	39.40	-3.2	-0.8	23.8	6.2	0.120	12.0	21.32

Donde Jg = Velocidad superficial de gas cm/s

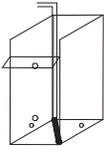
Qg= Flujo volumetrico de líquido cm³/s “o” L/min

ΔP= P1 -P2

ΔH= 20 cm.

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \Delta H}$$

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA FILTRO.



PROMEDIOS DE % GAS RETENIDO ESTIMADO MEDIANTE PRESIÓN Y CONDUCTIVIDAD.

SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/1 ESPUMANTE. J1 0.19 cm/s

Jg cm/s	Qg Cm3/s	Qg L/ m	P ₁	P ₂	P1 (27)	P2 (7)	ε _g	ε _g (%) presión	ε _g (%) conductividad
0.10	36.48	2.19	3.6	3.7	30.6	10.7	0.005	0.5	1.05
0.30	109.44	6.57	3.2	3.4	30.2	10.4	0.010	1.0	2.68
0.50	182.41	10.94	2.5	3.1	29.5	10.1	0.030	3.0	4.69
0.80	291.85	17.51	1.6	2.6	28.6	9.6	0.050	5.0	7.80
1.00	364.81	21.89	0.5	2	27.5	9	0.075	7.5	10.80
1.30	474.25	28.46	-0.9	1	26.1	8	0.095	9.5	15.43
1.50	547.22	32.83	-1.9	0.2	25.1	7.2	0.105	10.5	17.31
1.80	656.66	39.40	-3.7	-1	23.3	6	0.135	13.5	22.24

Donde Jg = Velocidad superficial de gas cm/s

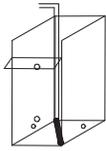
Qg= Flujo volumetrico de líquido cm³/s “o” L/min

ΔP= P1 -P2

ΔH= 20 cm.

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \Delta H}$$

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA FILTRO.



PROMEDIOS DE % GAS RETENIDO ESTIMADO MEDIANTE PRESIÓN Y CONDUCTIVIDAD.

SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/l ESPUMANTE. JI 0.19 cm/s

Jg cm/s	Qg Cm3/s	Qg L/ m	P ₁	P ₂	P1 (27)	P2 (7)	ε _g	ε _g (%) presión	ε _g (%) conductividad
0.10	36.48	2.19	3.7	3.8	30.7	10.8	0.005	0.5	0.75
0.30	109.44	6.57	3.1	3.3	30.1	10.3	0.010	1.0	1.85
0.50	182.41	10.94	2	3.1	29	10.1	0.055	5.5	4.91
0.80	291.85	17.51	1.8	2.7	28.8	9.7	0.045	4.5	6.87
1.00	364.81	21.89	0.3	1.9	27.3	8.9	0.080	8.0	12.27
1.30	474.25	28.46	-1.8	0.5	25.2	7.5	0.115	11.5	17.24
1.50	547.22	32.83	-2.1	0.1	24.9	7.1	0.110	11.0	16.68

Donde Jg = Velocidad superficial de gas cm/s

Qg= Flujo volumetrico de líquido cm³/s “o” L/min

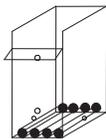
ΔP= P1 -P2

ΔH= 20 cm.

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \Delta H}$$

Apéndice II.9. Datos del % de gas retenido valores promedio (conductividad y presión). JI 0.19 cm/s

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.



PROMEDIOS DE % GAS RETENIDO ESTIMADO MEDIANTE PRESIÓN Y CONDUCTIVIDAD.

SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. JI 0.19 cm/s

Jg cm/s	Qg cm ³ /s	Qg L/ min	P ₁	P ₂	P1 (27)	P2 (7)	ε _g	ε _g (%) presión	ε _g (%) conductividad
0.30	109.44	6.57	3.2	3.3	30.2	10.3	0.005	0.500	0.78
0.50	182.41	10.94	2.6	2.9	29.6	9.9	0.015	1.500	3.00
0.80	291.85	17.51	1.9	2.4	28.9	9.4	0.025	2.500	4.79
1.00	364.81	21.89	1.7	2.5	28.7	9.5	0.040	4.000	6.09
1.50	547.22	32.83	0.7	2	27.7	9	0.065	6.500	8.89
2.0	656.66	39.40	-0.9	1.4	26.1	8.4	0.115	11.500	12.53

Donde Jg = Velocidad superficial de gas cm/s

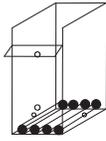
Qg= Flujo volumetrico de líquido cm³/s “o” L/min

ΔP= P1 -P2

ΔH= 20 cm.

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \Delta H}$$

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.



PROMEDIOS DE % GAS RETENIDO ESTIMADO MEDIANTE PRESIÓN Y CONDUCTIVIDAD.

SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/l DE ESPUMANTE. J1 0.19 cm/s

Jg cm/s	Qg cm ³ /s	Qg L/ min	P ₁	P ₂	P1 (27)	P2 (7)	ε _g	ε _g (%) presión	ε _g (%) conductividad
0.30	109.44	6.57	3.1	3.2	30.1	10.2	0.005	0.500	2.18
0.50	182.41	10.94	2.6	2.9	29.6	9.9	0.015	1.500	3.92
0.80	291.85	17.51	1.7	2.4	28.7	9.4	0.035	3.500	6.41
1.00	364.81	21.89	0.7	1.8	27.7	8.8	0.055	5.500	8.72
1.50	547.22	32.83	-3	-0.7	24	6.3	0.115	11.500	14.40
2.0	656.66	39.40	0	0	27	7	0.000	0.000	25.05

Donde Jg = Velocidad superficial de gas cm/s

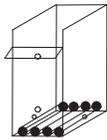
Qg= Flujo volumetrico de líquido cm³/s “o” L/min

ΔP= P1 -P2

ΔH= 20 cm.

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \Delta H}$$

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.



PROMEDIOS DE % GAS RETENIDO ESTIMADO MEDIANTE PRESIÓN Y CONDUCTIVIDAD.

SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/l DE ESPUMANTE. J1 0.19 cm/s

Jg cm/s	Qg cm ³ /s	Qg L/ min	P ₁	P ₂	P1 (27)	P2 (7)	ε _g	ε _g (%) presión	ε _g (%) conductividad
0.30	109.44	6.57	3.2	3.3	30.2	10.3	0.005	0.500	2.69
0.50	182.41	10.94	2.4	2.8	29.4	9.8	0.020	2.000	5.28
0.80	291.85	17.51	1.6	2.3	28.6	9.3	0.035	3.500	7.03
1.00	364.81	21.89	0.4	1.5	27.4	8.5	0.055	5.500	9.32
1.50	547.22	32.83	-4	-1.5	23	5.5	0.125	12.500	14.67

Donde Jg = Velocidad superficial de gas cm/s

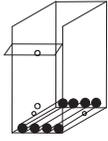
Qg= Flujo volumetrico de líquido cm³/s “o” L/min

ΔP= P1 -P2

ΔH= 20 cm.

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \Delta H}$$

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.



PROMEDIOS DE % GAS RETENIDO ESTIMADO MEDIANTE PRESIÓN Y CONDUCTIVIDAD.

SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/l DE ESPUMANTE. J1 0.19 cm/s

Jg cm/s	Qg cm ³ /s	Qg L/ min	P ₁	P ₂	P1 (27)	P2 (7)	ε _g	ε _g (%) presión	ε _g (%) conductividad
0.30	109.44	6.57	3.2	3.3	30.2	10.3	0.005	0.500	4.43
0.50	182.41	10.94	2.6	3	29.6	10	0.020	2.000	5.16
0.80	291.85	17.51	0.9	1.9	27.9	8.9	0.050	5.000	7.51
1.00	364.81	21.89	-0.2	1.2	26.8	8.2	0.070	7.000	9.61
1.50	547.22	32.83	-6	-3.5	21	3.5	0.125	12.500	15.88

Donde Jg = Velocidad superficial de gas cm/s

Qg= Flujo volumetrico de líquido cm³/s “o” L/min

ΔP= P1 -P2

ΔH= 20 cm.

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} \Delta H}$$

Apéndice II.10. Datos del diámetro de burbuja estimado mediante el análisis de arrastre (Drift flux).

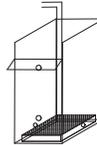
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. JI 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	Db Por presión
0.1	2.90	2.12	0.00	0.00	2.19	4.20	3.81	3.81	0.00	3.45	1.92
0.30	0.63	2.84	0.00	0.00	1.51	0.00	0.00	0.00	0.00	2.31	3.12
0.50	2.37	1.64	5.27	12.64	1.64	2.17	10.67	19.43	0.47	1.75	1.94
0.80	3.95	6.85	10.35	5.04	1.40	5.33	10.35	5.04	0.73	2.68	2.73
1.00	2.70	2.16	7.47	2.70	1.55	2.16	13.74	1.80	0.87	2.10	3.58
1.30	4.26	2.23	3.28	1.69	1.51	0.91	1.92	1.51	1.92	1.75	2.69
1.50	1.35	3.90	3.15	1.25	1.35	0.95	1.99	1.99	1.60	1.59	2.58
1.80	1.64	1.97	1.97	1.64	2.19	1.32	1.52	1.64	1.52	1.67	2.92

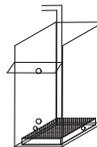
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. JI 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas
0.1	2.67	0.67	1.52	1.16	3.88	2.67	1.16	1.38	2.67	1.85
0.30	-	0.73	2.42	0.86	3.55	2.44	1.01	2.57	0	2.12
0.50	0.70	1.23	2.61	1.50	3.80	2.74	1.09	2.60	2.01	1.96
0.80	3.04	1.56	2.70	0.90	2.49	2.57	0.88	2.64	2.57	2.18
1.00	3.61	0.87	2.80	1.14	2.31	2.86	0.97	1.00	2.88	1.88
1.30	2.70	0.90	3.45	1.12	1.07	3.45	2.55	2.18	2.18	1.90
1.50	2.44	1.38	2.16	2.79	1.47	3.54	2.09	2.45	2.18	2.99
1.80	1.92	3.24	2.97	2.24	3.34	3.81	2.42	3.81	2.42	2.33

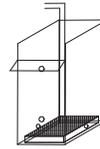
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA – 10 mg/1 DE ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	Db Por presión
0.1	0.50	0.37	0.00	0.00	0.85	0.74	0.79	0.92	0.00	0.60	1.92
0.30	0.66	1.13	0.00	0.00	1.87	0.00	0.00	0.00	0.00	1.10	3.12
0.50	1.24	1.05	1.19	0.92	1.14	1.22	1.45	1.37	1.07	1.16	2.52
0.80	1.21	0.94	1.43	1.28	0.95	1.28	1.15	0.86	0.97	1.08	1.96
1.00	1.21	0.75	1.42	1.13	0.95	1.13	0.95	0.95	0.88	1.00	1.98
1.30	1.38	1.44	1.38	1.16	1.08	1.08	1.16	0.86	0.96	1.13	1.50
1.50	0.87	0.81	1.49	0.95	1.27	1.37	1.18	0.95	0.91	1.03	1.76
1.80	0.93	1.85	1.45	0.97	1.00	1.20	1.00	0.97	1.04	1.09	1.73

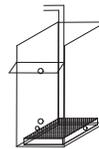
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	εg Por presión
0.1	0	0.48	0.54	0	0	0	0	0.92	0.53	1.92	0.82
0.30	0.00	0.00	0.52	4.61	0.00	0.00	0.00	0.00	0.77	3.12	0.72
0.50	0.49	1.12	0.47	3.06	1.80	1.14	2.85	1.86	0.98	2.52	0.49
0.80	0.59	1.10	0.91	2.28	2.48	2.81	2.72	2.16	1.36	1.96	0.59
1.00	0.59	1.03	0.83	2.13	1.93	1.42	1.33	1.63	1.15	1.98	0.59
1.30	0.66	1.01	0.96	1.95	2.09	1.38	1.38	1.71	1.19	1.50	0.66
1.50	0.71	1.63	0.87	1.63	1.49	1.49	1.49	1.49	1.20	1.76	0.71
1.80	0.78	2.04	1.27	1.45	1.45	1.45	1.50	1.35	1.27	1.73	0.78

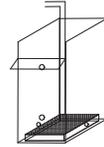
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/l ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.1	2.22	3.73	0.00	0.00	0.56	2.02	1.37	1.04	0.00	1.87	1.92
0.30	2.01	1.37	0.00	0.00	1.63	0.00	0.00	0.00	0.00	1.19	1.93
0.50	0.79	0.98	1.05	1.21	0.89	0.87	0.98	1.21	1.02	0.98	0.85
0.80	1.14	1.13	1.03	1.20	1.26	0.99	1.01	1.18	0.77	1.05	1.72
1.00	0.79	1.14	0.96	1.23	0.80	0.91	1.05	1.05	0.80	0.94	4.47
1.30	0.92	0.79	0.84	0.99	0.93	0.98	1.13	1.02	0.77	0.91	1.71
1.50	0.81	0.88	0.86	1.03	0.91	0.99	1.11	1.01	0.79	0.92	1.56
1.80	1.00	0.86	0.92	1.06	0.75	1.09	1.18	0.80	0.83	0.91	1.40

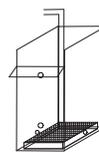
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/l ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.1	2.22	1.73	0.00	0.00	0.56	2.02	1.37	1.04	0.00	1.87	1.92
0.30	2.01	1.37	0.00	0.00	1.63	0.00	0.00	0.00	0.00	1.19	1.93
0.50	0.79	0.98	1.05	1.21	0.89	0.87	0.98	1.21	1.02	0.98	0.85
0.80	1.14	1.13	1.03	1.20	1.26	0.99	1.01	1.18	0.77	1.05	1.72
1.00	0.79	1.14	0.96	1.23	0.80	0.91	1.05	1.05	0.80	0.94	1.47
1.30	0.92	0.79	0.84	0.99	0.93	0.98	1.13	1.02	0.77	0.91	1.71
1.50	0.81	0.88	0.86	1.03	0.91	0.99	1.11	1.01	0.79	0.92	1.56
1.80	1.00	0.86	0.92	1.06	0.75	1.09	1.18	0.80	0.83	0.91	1.40

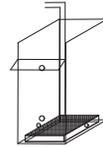
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/l ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.1	0.66	0.90	0.00	0.00	1.13	1.94	0.69	1.94	0.00	1.52	1.92
0.30	1.39	0.96	0.00	0.00	1.39	0.00	0.00	0.00	0.00	1.14	1.12
0.50	1.44	0.57	1.48	1.27	0.73	1.04	1.22	1.04	0.70	0.93	1.52
0.80	0.90	0.86	0.74	0.88	1.16	1.14	1.01	0.83	0.88	0.91	1.40
1.00	0.67	1.11	0.89	0.64	0.84	1.23	0.67	1.21	1.16	0.85	1.20
1.30	0.70	0.70	0.78	0.80	1.11	1.07	0.72	1.03	1.11	0.84	1.22
1.50	0.80	0.76	0.85	0.71	1.10	1.14	0.71	0.99	0.96	0.85	1.20

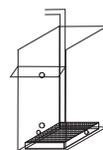
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/l ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.1	0.55	0	0.90	0.51	0	0	0	0	0	0.93	1.92
0.30	1.68	0.00	0.00	1.34	2.27	0.00	0.00	0.00	0.00	1.29	2.12
0.50	2.11	0.46	0.71	1.71	0.67	1.77	1.89	1.44	1.40	0.97	2.52
0.80	0.89	1.09	0.86	0.95	0.67	1.05	1.19	1.04	0.98	0.94	2.40
1.00	0.95	1.00	1.01	0.84	0.68	1.27	1.06	0.72	1.16	0.92	1.20
1.30	0.89	1.13	0.97	1.03	0.69	1.07	1.00	0.97	1.04	0.95	1.22
1.50	0.87	0.89	0.92	0.92	0.73	1.30	0.88	0.94	1.02	0.91	1.20
1.8	0.71	0.72	0.75	0.74	0.80	0.92	0.77	0.88	0.88	0.78	0

Apéndice II.11. Datos calculados del diámetro de burbuja mediante el análisis de arrastre (Drift flux).

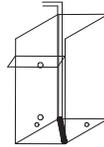
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. JI 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	εg Por presión
0.1	4.90	2.12	0.00	0.00	1.19	8.20	19.81	19.81	0.00	3.45	1.92
0.30	0.63	2.84	0.00	0.00	1.51	0.00	0.00	0.00	0.00	2.31	3.12
0.50	2.37	1.64	5.27	12.64	1.64	2.17	10.67	19.43	0.47	1.75	1.94
0.80	3.95	6.85	10.35	5.04	1.40	5.33	10.35	5.04	0.73	2.68	2.73
1.00	2.70	2.16	7.47	2.70	1.55	2.16	13.74	1.80	0.87	2.10	3.58
1.30	4.26	2.23	3.28	1.69	1.51	0.91	1.92	1.51	1.92	1.75	2.69
1.50	1.35	3.90	3.15	1.25	1.35	0.95	1.99	1.99	1.60	1.59	2.58
1.80	1.64	1.97	1.97	1.64	2.19	1.32	1.52	1.64	1.52	1.67	2.92

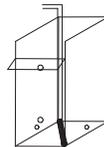
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. JI 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	εg Por presión
0.1	1.53	0.98	1.77	0.42	0.78	1.77	1.77	1.77	0.66	0.95	1.92
0.30	4.88	0.00	0.00	3.81	0.69	0.00	0.00	0.00	0.00	2.14	3.12
0.50	1.32	1.75	4.84	1.75	0.61	0.64	5.43	5.43	0.52	1.14	1.94
0.80	2.07	1.40	3.22	3.85	0.76	2.07	6.85	2.73	0.52	1.42	2.73
1.00	5.21	13.74	3.57	3.05	0.68	3.57	3.26	5.57	0.68	2.02	3.58
1.30	1.25	1.92	1.80	2.66	3.28	1.08	2.23	4.87	0.61	1.44	2.69
1.50	1.77	2.12	2.27	2.44	2.87	0.81	2.27	5.08	0.99	1.68	2.58
1.80	1.58	1.87	2.32	1.71	3.61	1.37	1.58	1.71	1.58	1.77	2.92

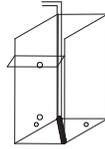
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/l ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.1	2.72	2.95	0.00	0.00	2.95	1.18	2.95	2.18	0.00	1.93	1.92
0.30	2.55	1.72	0.00	0.00	1.93	0.00	0.00	0.00	0.00	1.51	3.12
0.50	1.25	1.45	1.31	0.99	1.01	1.06	0.80	0.87	1.41	1.08	1.58
0.80	0.78	1.02	0.97	0.88	1.14	0.78	0.73	0.78	0.60	0.82	1.39
1.00	0.84	1.65	0.84	0.86	1.14	0.89	0.86	0.84	1.43	0.97	1.49
1.30	1.60	0.86	0.98	0.91	0.81	1.31	0.89	0.96	0.93	0.97	1.50
1.50	1.54	1.22	1.05	0.93	1.14	1.02	0.89	0.93	0.78	1.00	1.49
1.80	1.49	1.61	1.09	1.39	1.02	0.95	1.17	0.95	1.09	1.14	1.51

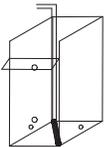
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/l ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.1	1.72	0	1.98	1.48	0	0	0	0	0.88	1.80	1.92
0.30	1.72	0.00	0.00	1.16	0.44	0.00	0.00	0.00	0.00	1.13	3.12
0.50	0.86	1.15	0.80	1.04	1.41	1.49	1.17	1.31	0.45	0.90	1.58
0.80	1.22	0.88	0.97	1.08	2.40	1.31	1.08	1.31	0.50	0.96	1.39
1.00	1.14	0.89	0.96	1.04	1.43	0.96	1.14	1.43	0.60	0.97	1.49
1.30	1.60	0.98	1.05	1.01	0.72	1.21	1.01	1.44	0.59	0.92	1.50
1.50	0.83	0.97	1.02	1.07	0.83	1.22	1.22	1.18	0.62	0.90	1.49
1.80	0.95	1.04	1.02	1.11	0.75	1.23	1.02	1.23	0.70	0.93	1.51

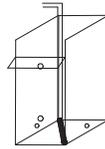
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/1 ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.1	2.22	3.73	0.00	0.00	0.56	2.02	1.37	1.04	0.00	1.87	1.92
0.30	1.61	2.52	0.00	0.00	3.30	0.00	0.00	0.00	0.00	1.81	3.12
0.50	1.48	1.79	1.27	0.82	0.79	0.76	0.88	1.07	1.13	1.01	1.58
0.80	0.88	0.95	1.03	0.89	0.93	0.67	0.76	0.79	0.98	0.85	1.53
1.00	1.10	1.22	1.01	0.77	0.87	1.22	0.73	0.82	1.10	0.94	1.28
1.30	1.01	0.82	1.01	0.86	0.86	0.79	0.86	1.01	0.90	0.89	1.34
1.50	0.82	1.19	0.85	0.88	0.85	0.88	0.77	1.06	1.00	0.90	1.42
1.80	0.95	0.82	0.87	0.87	1.06	0.89	0.89	0.98	0.76	0.88	1.35

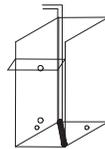
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.1	1.81	0	0	0	0	0	0	0	0.27	0.86	1.92
0.30	1.80	0.00	0.00	3.30	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	1.02	3.12
0.50	0.87	1.67	0.74	0.99	2.25	3.94	1.13	1.33	0.47	0.99	1.58
0.80	1.09	1.03	0.93	0.93	0.85	1.75	1.09	1.16	0.67	0.98	1.53
1.00	0.93	1.22	1.01	0.93	0.73	1.84	0.82	1.37	0.59	0.91	1.28
1.30	0.86	1.15	0.86	0.95	0.90	1.36	0.95	1.01	0.58	0.87	1.34
1.50	0.92	1.32	0.79	0.92	0.92	1.37	0.96	1.19	0.64	0.91	1.42
1.80	1.02	0.92	0.92	0.92	0.78	1.30	0.98	1.23	0.69	0.90	1.35

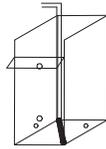
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/l ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. JI 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.1	0	0	0	0	0.72	4.79	0	0	0	1.59	1.92
0.30	2.06	1.94	0	0	1.73	0	0	0	0	2.00	3.12
0.50	1.93	1.64	1.64	1.07	1.32	1.13	0.94	1.42	1.13	1.29	0.85
0.80	0.92	2.34	1.84	0.92	1.07	0.84	0.92	1.29	1.13	1.11	1.72
1.00	1.39	1.86	0.83	0.88	0.83	1.02	0.80	0.78	0.78	0.92	1.20
1.30	1.02	1.17	0.75	0.73	1.27	0.77	0.77	0.72	0.80	0.84	1.12
1.50	1.03	0.86	0.90	0.83	1.03	0.83	0.86	0.81	0.93	0.89	1.35
1.80	0.93	0.90	0.85	0.83	0.90	0.83	0.83	0.85	0.93	0.87	1.22

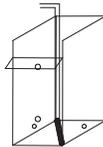
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA.

SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/l ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. JI 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.1	0	0	0	0	0.72	1.79	0	0	0	1.59	1.92
0.30	2.06	1.94			1.73	0	0	0	0	2.00	3.12
0.50	1.93	1.64	1.64	1.07	1.32	1.13	0.94	1.42	1.13	1.29	0.85
0.80	0.92	2.34	1.84	0.92	1.07	0.84	0.92	1.29	1.13	1.11	1.72
1.00	1.39	1.86	0.83	0.88	0.83	1.02	0.80	0.78	0.78	0.92	1.20
1.30	1.02	1.17	0.75	0.73	1.27	0.77	0.77	0.72	0.80	0.84	1.12
1.50	1.03	0.86	0.90	0.83	1.03	0.83	0.86	0.81	0.93	0.89	1.35
1.80	0.93	0.90	0.85	0.83	0.90	0.83	0.83	0.85	0.93	0.87	1.22

Apéndice II.12. Datos del cálculo del diámetro de burbuja mediante el análisis de arrastre (Drift flux).

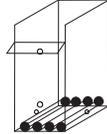
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.

SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. JI 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.30	5.35	7.08	12.83	0	4.26	100.84	100.84	100.84	17.06	13.99	7.34
0.50	1.49	5.55	4.48	2.38	1.69	0.92	3.05	2.47	3.05	2.12	3.55
0.80	1.15	4.34	1.47	1.71	1.74	1.41	4.18	1.63	1.53	1.74	3.40
1.00	1.44	2.35	1.54	1.90	2.27	1.77	1.50	1.57	2.02	1.76	2.55
1.50	1.41	2.31	1.41	1.62	1.38	1.60	1.47	1.30	1.62	1.52	2.36

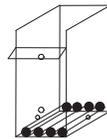
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.

SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. JI 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.30	1.85	1.62	2.05	100.84	8.37	41.42	100.84	2.79	7.08	4.20	7.34
0.50	2.01	1.60	1.01	2.07	1.08	1.10	3.20	1.69	3.20	1.58	3.55
0.80	1.35	1.32	1.15	2.09	1.49	1.19	2.62	2.22	2.62	1.61	3.40
1.00	1.36	1.54	0.87	2.44	1.68	1.31	2.02	2.69	2.59	1.59	2.55
1.50	1.33	2.23	0.88	2.06	2.06	1.25	3.13	3.08	2.20	1.68	2.36
2.0	1.17	1.41	1.00	1.63	2.46	1.65	2.35	2.21	2.93	1.62	1.29

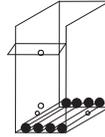
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.

SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/1 ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.30	2.08	1.17	2.08	1.56	1.87	2.21	0.90	1.29	1.34	1.48	7.34
0.50	1.45	1.73	1.78	1.02	1.25	1.49	1.36	1.01	0.86	1.25	3.55
0.80	1.46	1.38	1.02	0.96	1.08	1.17	1.11	0.95	1.17	1.12	2.29
1.00	1.27	1.40	1.14	0.95	1.09	1.30	0.89	0.93	0.93	1.07	1.78
1.50	1.01	1.13	1.11	0.98	0.99	1.02	0.86	0.90	0.92	0.98	1.30
2.0											

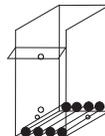
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.

SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.30	1.56	0.66	1.21	1.56	0.59	1.21	2.21	2.50	3.71	1.27	7.34
0.50	1.45	0.85	0.88	2.31	0.76	0.85	1.73	1.60	3.44	1.19	3.55
0.80	1.23	1.38	0.82	1.55	1.13	1.08	1.03	1.42	1.57	1.19	2.29
1.00	0.87	1.67	0.91	1.13	1.19	1.02	1.10	1.19	1.29	1.11	1.78
1.50	1.00	1.08	0.99	1.26	1.31	0.86	1.01	1.01	1.24	1.06	1.30
2.0	1.01	1.00	0.83	1.04	0.89	0.80	0.86	0.96	0.97	0.91	1.29

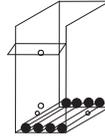
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.

SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/1 ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.30	1.02	1.05	0.87	1.08	1.17	1.70	1.11	1.29	0.68	1.04	7.34
0.50	1.13	1.07	0.98	1.04	0.99	1.23	0.77	0.84	0.80	0.96	2.52
0.80	1.11	1.25	1.01	1.18	1.21	1.05	0.97	0.90	0.89	1.05	2.29
1.00	1.06	1.13	0.90	1.11	1.11	1.03	1.00	0.91	0.96	1.02	1.78
1.50	0.90	0.97	1.16	0.93	0.96	1.02	0.90	0.86	0.80	0.93	1.20
1.80											

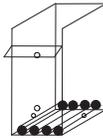
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANALISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.

SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ε _g Por presión
0.30	0.83	1.05	0.62	3.11	0.66	0.79	1.97	1.78	1.50	1.02	7.34
0.50	0.69	0.68	0.58	1.96	0.79	0.71	1.23	1.60	1.69	0.88	2.52
0.80	0.80	0.89	0.75	2.01	0.97	0.96	1.31	1.55	2.28	1.08	2.29
1.00	0.92	0.98	0.73	1.37	0.98	0.92	1.31	1.22	1.59	1.04	1.78
1.50	1.26	1.15	0.88	1.21	1.23	0.88	1.05	0.95	1.02	1.04	1.20
1.80											

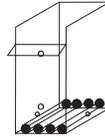
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.

SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/1 ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja D_b en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ϵ_g Por presión
0.30	0.85	3.31	0.79	3.04	1.67	1.83	0.83	0.83	1.12	1.18	7.34
0.50	1.07	2.09	0.89	0.88	1.27	1.35	0.94	1.01	1.52	1.13	2.52
0.80	1.49	1.20	1.01	1.07	0.99	1.20	0.97	0.93	0.99	1.07	1.53
1.00	1.28	1.17	1.15	1.07	1.08	1.10	0.80	0.88	0.96	1.03	1.38
1.50	1.07	1.12	0.97	1.04	1.09	0.95	0.92	0.91	0.89	0.99	1.20
1.80	0.85	3.31	0.79	3.04	1.67	1.83	0.83	0.83	1.12	1.18	7.34

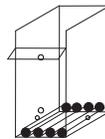
MÉTODO DE ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA,
DEL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.

SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

Cálculo del Diámetro de burbuja D_b en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	Promedios 9 lecturas	ϵ_g Por presión
0.30	0.52	0.50	0.55	0.97	0.58	0.52	0.89	0.82	0.87	0.64	7.34
0.50	0.69	0.58	0.49	7.47	0.94	0.68	1.59	2.09	3.95	0.90	2.52
0.80	0.78	0.84	0.56	2.66	0.86	0.82	2.00	1.78	3.39	1.02	1.53
1.00	0.93	0.86	0.64	1.82	0.89	0.91	1.44	1.35	1.59	1.01	1.38
1.50	1.16	0.99	0.83	1.04	0.74	0.99	1.05	1.09	1.21	0.97	1.20
1.80											

Apéndice II.13. Cálculo del flujo de área superficial de burbujas S_b s^{-1}

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA FILTRO.

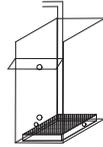
SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. $J_l 0.19$ CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



J_g cm/s	Promedios 9 lecturas	S_b Por presión
0.1	5.40	1.94
0.30	6.58	5.45
0.50	11.92	9.08
0.80	19.22	17.38
1.00	31.51	25.01
1.30	30.06	40.38
1.50	44.65	70.81
1.80	55.78	64.25

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA FILTRO.

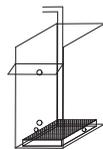
SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. $J_l 0.19$ CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



J_g cm/s	Promedios 9 lecturas	S_b Por presión
0.1	3.24	0.20
0.30	8.50	0.15
0.50	15.33	42.77
0.80	22.06	15.78
1.00	31.83	16.64
1.30	41.04	13.69
1.50	30.08	16.54
1.80	24.93	9.89

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA FILTRO.

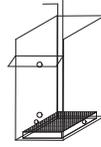
SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/1 ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



J _g cm/s	Prom. 9 lecturas	S _b Por presión
0.1	10.00	3.13
0.30	16.30	5.78
0.50	25.85	11.92
0.80	44.44	24.46
1.00	59.99	30.37
1.30	69.25	52.00
1.50	87.60	51.23
1.80	99.45	62.58

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA FILTRO.

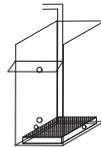
SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



J _g cm/s	Promedios 9 lecturas	S _b Por presión
0.1	11.26	3.13
0.30	23.42	5.78
0.50	30.60	11.92
0.80	35.31	24.46
1.00	52.01	30.37
1.30	65.30	52.00
1.50	75.16	51.23
1.80	85.29	62.58

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA FILTRO.

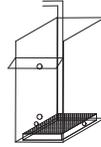
SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/1 ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



J _g cm/s	Prom. 9 lecturas	S _b Por presión
0.1	3.22	3.13
0.30	15.13	9.33
0.50	30.63	35.25
0.80	45.56	27.89
1.00	63.81	13.43
1.30	85.52	45.63
1.50	98.32	57.51
1.80	119.15	77.33

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA FILTRO.

SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



J _g cm/s	Prom. 9 lecturas	S _b Por presión
0.1	7.77	3.13
0.30	19.31	9.33
0.50	33.41	35.25
0.80	31.15	27.89
1.00	51.62	13.43
1.30	59.48	45.63
1.50	69.72	57.51
1.80	89.89	77.33

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA FILTRO.

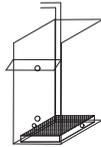
SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/1 ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



Jg cm/s	Promedios 9 lecturas	Sb Por presión
0.1	3.94	3.13
0.30	15.81	5.78
0.50	32.27	11.92
0.80	52.67	14.13
1.00	70.38	49.85
1.30	92.95	64.09
1.50	106.15	75.09

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **PLANO** DE TELA FILTRO.

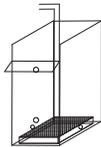
SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



Jg cm/s	Prom. 9 lecturas	Sb Por presión
0.1	6.44	3.13
0.30	13.95	5.78
0.50	31.07	11.92
0.80	51.21	14.13
1.00	65.55	49.85
1.30	82.52	64.09
1.50	98.82	75.09
1.80	139.05	0

Apéndice II.14. Datos del cálculo del flujo de área superficial de burbujas S_b s^{-1}

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE CILÍNDRICO DE TELA FILTRO.

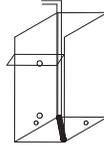
SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J_l 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



Jg cm/s	Promedios 9 lecturas	Sb Por presión
0.1	1.74	3.13
0.30	7.79	5.78
0.50	17.15	15.44
0.80	17.89	17.55
1.00	28.55	16.76
1.30	44.57	29.05
1.50	56.64	34.90
1.80	64.72	36.99

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE CILÍNDRICO DE TELA FILTRO.

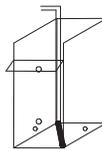
SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J_l 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



Jg cm/s	Promedios 9 lecturas	Sb Por presión
0.1	6.31	3.13
0.30	8.42	5.78
0.50	26.34	15.44
0.80	33.90	17.55
1.00	29.64	16.76
1.30	54.08	29.05
1.50	53.70	34.90
1.80	60.92	36.99

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE CILÍNDRICO DE TELA FILTRO.

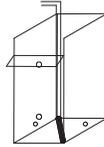
SISTEMA AIRE - AGUA - 10 PPM ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



J _g cm/s	Prom. 9 lecturas	S _b Por presión
0.1	0.87	3.13
0.30	11.96	5.78
0.50	27.82	18.95
0.80	58.89	34.60
1.00	62.06	40.36
1.30	80.20	52.00
1.50	89.83	60.58
1.80	94.77	71.57

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE CILÍNDRICO DE TELA FILTRO.

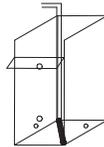
SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



J _g cm/s	Promedios 9 lecturas	S _b Por presión
0.1	1.09	3.13
0.30	15.89	5.78
0.50	33.30	18.95
0.80	50.12	34.60
1.00	61.71	40.36
1.30	84.97	52.00
1.50	100.02	60.58
1.80	116.73	71.57

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA FILTRO.

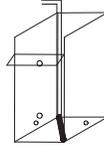
SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/1 ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$Sb = \frac{6Jg}{Db}$$

Donde

Jg = Velocidad superficial del gas cm/s

Db = Diámetro de burbuja cm



Jg cm/s	Prom. 9 lecturas	Sb Por presión
0.1	1.17	3.13
0.30	9.92	5.78
0.50	29.58	18.95
0.80	56.18	31.27
1.00	63.97	46.75
1.30	87.41	58.17
1.50	100.24	63.59
1.80	122.22	80.12

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE **CILÍNDRICO** DE TELA FILTRO.

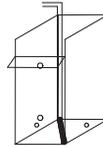
SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$Sb = \frac{6Jg}{Db}$$

Donde

Jg = Velocidad superficial del gas cm/s

Db = Diámetro de burbuja cm



Jg cm/s	Prom. 9 lecturas	Sb Por presión
0.1	7.00	3.13
0.30	17.57	5.78
0.50	30.26	18.95
0.80	48.94	31.27
1.00	65.83	46.75
1.30	89.50	58.17
1.50	98.78	63.59
1.80	120.13	80.12

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE CILÍNDRICO DE TELA FILTRO.

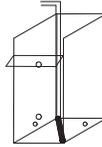
SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/1 ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$Sb = \frac{6Jg}{Db}$$

Donde

Jg = Velocidad superficial del gas cm/s

Db = Diámetro de burbuja cm



Jg cm/s	Promedios 9 lecturas	Sb Por presión
0.1	3.78	3.13
0.30	9.01	5.78
0.50	23.33	35.25
0.80	43.41	27.89
1.00	65.16	49.85
1.30	93.09	69.76
1.50	101.45	66.55
1.80	124.57	88.20

DISPERSOR POROSO FLEXIBLE CILÍNDRICO DE TELA FILTRO.

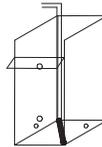
SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$Sb = \frac{6Jg}{Db}$$

Donde

Jg = Velocidad superficial del gas cm/s

Db = Diámetro de burbuja cm



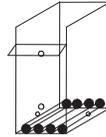
Jg cm/s	Prom. 9 lecturas	Sb Por presión
0.1	4.96	3.13
0.30	11.80	5.78
0.50	31.67	35.25
0.80	43.34	27.89
1.00	73.25	49.85
1.30	97.21	69.76
1.50	96.01	66.55
1.80	125.46	88.20

Apéndice II.15. Datos del cálculo del flujo de área superficial de burbujas S_b s^{-1}

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.

SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J_l 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$



Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

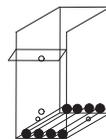
D_b = Diámetro de burbuja cm

J_g cm/s	Promedios 9 lecturas	S_b Por presión
0.30	1.29	2.45
0.50	14.17	8.45
0.80	27.61	14.13
1.00	34.07	23.55
1.5	59.02	38.22

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.

SISTEMA AIRE - AGUA - SIN ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J_l 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$



Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm

J_g cm/s	Promedios 9 lecturas	S_b Por presión
0.30	4.28	2.45
0.50	18.95	8.45
0.80	29.87	14.13
1.00	37.64	23.55
1.5	53.69	38.22
2.0	74.07	93.21

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.

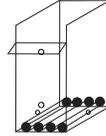
SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/1 ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



Jg cm/s	Promedios 9 lecturas	Sb Por presión
0.30	12.18	2.45
0.50	24.06	8.45
0.80	42.97	21.01
1.00	56.27	33.74
1.5	91.71	69.45
2.0	12.18	2.45

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO.

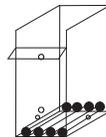
SISTEMA AIRE - AGUA - 10 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b}$$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm



Jg cm/s	Promedios 9 lecturas	Sb Por presión
0.30	14.14	2.45
0.50	25.25	8.45
0.80	40.49	21.01
1.00	54.16	33.74
1.5	85.13	69.45
2.0	131.4	93.2

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO. DE TELA FILTRO.

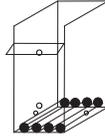
SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/1 ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$Sb = \frac{6Jg}{Db}$$

Donde

Jg = Velocidad superficial del gas cm/s

Db = Diámetro de burbuja cm



Jg cm/s	Promedios 9 lecturas	Sb Por presión
0.30	17.35	2.45
0.50	31.37	11.92
0.80	45.87	21.01
1.00	59.10	33.74
1.5	96.63	75.09
2.0	17.35	2.45

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO. DE TELA FILTRO.

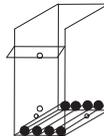
SISTEMA AIRE - AGUA - 20 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$Sb = \frac{6Jg}{Db}$$

Donde

Jg = Velocidad superficial del gas cm/s

Db = Diámetro de burbuja cm



Jg cm/s	Promedios 9 lecturas	Sb Por presión
0.30	17.64	2.45
0.50	33.92	11.92
0.80	44.34	21.01
1.00	57.66	33.74
1.5	86.46	75.09
2.0	17.64	2.45

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO. DE TELA FILTRO.

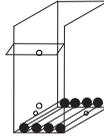
SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/1 ESPUMANTE. PRIMER NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$Sb = \frac{6Jg}{Db}$$

Donde

Jg = Velocidad superficial del gas cm/s

Db = Diámetro de burbuja cm



Jg cm/s	Promedios 9 lecturas	Sb Por presión
0.30	15.27	2.45
0.50	26.60	11.92
0.80	44.85	31.27
1.00	58.36	43.59
1.5	91.30	75.09
2.0	15.27	2.45

BATERÍA DE DISPERSORES POROSOS FLEXIBLE CILÍNDRICOS DE TELA FILTRO. DE TELA FILTRO.

SISTEMA AIRE - AGUA - 30 mg/1 ESPUMANTE. SEGUNDO NIVEL. J1 0.19 CM/S

$$Sb = \frac{6Jg}{Db}$$

Donde

Jg = Velocidad superficial del gas cm/s

Db = Diámetro de burbuja cm

Jg cm/s	Promedios 9 lecturas	Sb Por presión
0.30	28.27	2.45
0.50	33.17	11.92
0.80	47.28	31.27
1.00	59.33	43.59
1.5	92.32	75.09
2.0	28.27	2.45

Apéndice II.16. Valores de gas retenido para el dispersor PLANO, efecto de la velocidad superficial de líquido J1 (cm/s).

Valores de gas retenido para el sistema con **10 mg/l de espumante**, manteniendo constante Jg (en 0.8, 1.0 y 1.5 cm/s) y variando la velocidad superficial de líquido J1 (cm/s).

No.	J1 cm/s	Jg (cm/s)		
		0.8	1.0	1.5
1	0.04	4.5	5.5	7.0
2	0.12	5.5	4.0	7.0
3	0.13	6.0	5.0	7.0
4	0.15	6.0	5.5	7.0
5	0.19	4.0	4.5	7.0
6	0.22	3.5	5.5	7.5
7	0.31	3.0	5.5	7.5
8	0.34	2.0	6.0	7.5
9	0.37	4.0	6.0	7.5
10	0.39	4.0	5.5	7.0

Valores de gas retenido para el sistema con **20 mg/l de espumante**, manteniendo constante Jg (en 0.8, 1.0 y 1.5 cm/s) y variando la velocidad superficial de líquido J1 (cm/s).

No.	J1 cm/s	Jg (cm/s)		
		0.8	1.0	1.5
1	0.04	4.5	6.5	11.0
2	0.12	4.0	7.0	10.5
3	0.13	4.0	6.5	9.5
4	0.15	4.0	6.0	10.0
5	0.19	4.0	6.5	9.5
6	0.22	5.0	6.5	9.5
7	0.31	5.0	6.5	8.0
8	0.34	5.5	6.5	8.5
9	0.37	5.0	6.5	9.0
10	0.39	6.0	7.0	9.5

Valores de gas retenido para el sistema con **30 mg/l de espumante**, manteniendo constante J_g (en 0.8, 1.0 y 1.5 cm/s) y variando la velocidad superficial de líquido J_l (cm/s).

No.	J_l cm/s	J_g (cm/s)		
		0.8	1.0	1.5
1	0.04	4.5	7.5	12.0
2	0.12	4.5	7.5	12.5
3	0.13	5.0	6.5	13.0
4	0.15	5.0	7.5	11.5
5	0.19	4.5	7.0	11.5
6	0.22	6.0	7.5	11.5
7	0.31	5.5	6.5	11.5
8	0.34	6.5	7.0	11.5
9	0.37	5.5	7.0	12.0
10	0.39	6.5	7.5	11.0

Apéndice II.17. Valores de gas retenido para el dispersor Cilíndrico, efecto de la velocidad superficial de líquido J_l (cm/s).

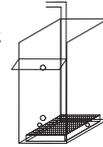
Valores de gas retenido para el sistema con **10 mg/l de espumante**, manteniendo constante J_g (en 0.8, 1.0 y 1.5 cm/s) y variando la velocidad superficial de líquido J_l (cm/s).

No.	J_l cm/s	J_g (cm/s)		
		0.8	1.0	1.5
1	0.04	2.0	5.2	8.0
2	0.12	2.0	5.5	8.0
3	0.13	2.5	5.5	8.5
4	0.15	2.5	5.5	8.0
5	0.19	2.0	5.5	8.0
6	0.22	2.5	6.5	8.5
7	0.31	2.5	7.0	9.0
8	0.34	2.5	7.5	9.5
9	0.37	2.5	8.0	10.0
10	0.39	2.5	8.0	10.0

Valores de gas retenido para el sistema con **20 mg/l de espumante**, manteniendo constante J_g (en 0.8, 1.0 y 1.5 cm/s) y variando la velocidad superficial de líquido J_l (cm/s).

No.	J_l cm/s	J_g (cm/s)		
		0.8	1.0	1.5
1	0.04	2.5	6.0	9.5
2	0.12	4.5	6.5	10.0
3	0.13	5.0	7.0	11.0
4	0.15	6.0	7.5	11.5
5	0.19	6.0	8.0	12.5
6	0.22	6.0	8.2	10.5
7	0.31	5.5	8.5	12.5
8	0.34	5.5	7.0	13.5
9	0.37	5.5	7.0	14.0
10	0.39	5.5	7.0	15.5

Apéndice II.18. Datos adquiridos de la variación de la conductancia con el tiempo para el análisis de la distribución de tiempo de residencia (DTR). Dispensor Plano



t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8				t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8			
	Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37		Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37
1	0.41703	0.33269	0.33634	0.33421	36	1.87039	1.5634	1.38626	1.2658
2	0.41698	0.33071	0.33658	0.33402	37	1.86758	1.5672	1.37074	1.264
3	0.41472	0.33071	0.33644	0.33402	38	1.83519	1.5537	1.30877	1.2601
4	0.41698	0.33057	0.33658	0.33431	39	1.84988	1.5672	1.29423	1.2495
5	0.41092	0.33061	0.33644	0.33407	40	1.84367	1.5431	1.28437	1.2317
6	0.41087	0.33081	0.33644	0.33421	41	1.82736	1.5435	1.27496	1.2398
7	0.41102	0.33052	0.33653	0.33407	42	1.83155	1.546	1.27032	1.2281
8	0.41708	0.33052	0.33663	0.33426	43	1.81188	1.5499	1.2685	1.2175
9	0.41457	0.33057	0.33639	0.33416	44	1.81562	1.5458	1.26608	1.214
10	0.41092	0.33076	0.33663	0.33426	45	1.80773	1.5358	1.26288	1.2121
11	0.41472	0.33061	0.33634	0.33411	46	1.80724	1.5217	1.25386	1.2037
12	0.41274	0.33052	0.33658	0.33431	47	1.80152	1.5014	1.24183	1.2048
13	0.41698	0.33057	0.33639	0.33426	48	1.78782	1.5016	1.25396	1.1954
14	0.41684	0.33076	0.33644	0.33411	49	1.76155	1.4733	1.2581	1.1977
15	0.41472	0.33076	0.33663	0.33407	50	1.76978	1.4812	1.25592	1.1997
16	0.46943	0.33061	0.33644	0.33653	51	1.76554	1.4312	1.24404	1.1918
17	0.53524	0.33066	0.33673	0.33653	52	1.74987	1.4552	1.24814	1.1895
18	0.95716	1.7201	0.33639	0.33643	53	1.73764	1.4697	1.25371	1.1978
19	1.34204	2.0011	0.33663	0.33633	54	1.73349	1.4615	1.24025	1.1976
20	1.7576	2.3	0.33821	0.33628	55	1.7296	1.4549	1.24597	1.1964
21	1.82351	2.0005	0.55545	0.60297	56	1.71368	1.4632	1.24597	1.1918
22	2.00038	2.0005	1.345	1.9063	57	1.70525	1.4632	1.25209	1.1916
23	2.00038	1.9996	2.22221	1.9162	58	1.70318	1.4629	1.25193	1.1994
24	2.00038	1.9984	1.7618	1.7138	59	1.70136	1.4588	1.2335	1.1995
25	2.00038	1.9986	1.65935	1.5532	60	1.69918	1.4531	1.2018	1.1957
26	2.25967	1.9045	1.50027	1.3838	61	1.69509	1.4349	1.21422	1.1897
27	2.06101	1.7106	1.82194	1.3685	62	1.68696	1.4212	1.23779	1.1976
28	2.01566	1.6433	1.31247	1.3617	63	1.65305	1.4372	1.22586	1.1897
29	2.0157	1.6374	1.32608	1.3562	64	1.67779	1.4191	1.19791	1.1934
30	1.97843	1.65	1.34441	1.346	65	1.6669	1.4146	1.2017	1.1936
31	1.9782	1.6536	1.32203	1.332	66	1.66325	1.4029	1.22383	1.1916
32	1.94828	1.6515	1.33189	1.3101	67	1.66532	1.4214	1.22966	1.1936
33	1.91436	1.6334	1.34993	1.2922	68	1.64506	1.4153	1.22975	1.1939
34	1.91234	1.5978	1.32997	1.2839	69	1.63284	1.4135	1.2296	1.1916
35	1.88335	1.5597	1.32588	1.2723	70	1.63816	1.3926	1.23571	1.1917
1	0.41703	0.33269	0.33634	0.33421	36	1.87039	1.5634	1.38626	1.2658
2	0.41698	0.33071	0.33658	0.33402	37	1.86758	1.5672	1.37074	1.264
3	0.41472	0.33071	0.33644	0.33402	38	1.83519	1.5537	1.30877	1.2601
4	0.41698	0.33057	0.33658	0.33431	39	1.84988	1.5672	1.29423	1.2495

t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8				t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8			
	Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37		Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37
71	1.63491	1.3747	1.23828	1.1936	109	1.49047	1.2564	1.21028	1.1877
72	1.62672	1.3889	1.23365	1.1976	110	1.48451	1.2584	1.20565	1.1878
73	1.6249	1.3864	1.23379	1.1974	111	1.4887	1.2523	1.19599	1.1896
74	1.62096	1.3865	1.23379	1.1958	112	1.4745	1.2523	1.18814	1.1916
75	1.62278	1.3823	1.21979	1.1937	113	1.47667	1.2586	1.19593	1.1917
76	1.60484	1.3747	1.20851	1.1896	114	1.46942	1.2624	1.21019	1.1917
77	1.60696	1.3584	1.19362	1.1916	115	1.46464	1.2446	1.21019	1.1917
78	1.59296	1.3583	1.21762	1.1935	116	1.4607	1.2127	1.20826	1.1918
79	1.58931	1.3689	1.21225	1.1959	117	1.46238	1.222	1.20579	1.1918
80	1.58902	1.3707	1.21412	1.1937	118	1.46474	1.2165	1.20599	1.1854
81	1.56491	1.3689	1.22383	1.1917	119	1.46257	1.2144	1.20387	1.1855
82	1.56269	1.3622	1.21984	1.1895	120	1.45434	1.2402	1.20412	1.1877
83	1.56945	1.3587	1.20584	1.1916	121	1.45252	1.2483	1.19776	1.1898
84	1.56269	1.3541	1.19968	1.1895	122	1.45424	1.2484	1.19781	1.1898
85	1.56284	1.3489	1.21758	1.1959	123	1.45858	1.2487	1.19381	1.1877
86	1.56925	1.3225	1.22413	1.1935	124	1.45641	1.2485	1.19603	1.1879
87	1.56284	1.3166	1.22157	1.1919	125	1.45646	1.2443	1.19973	1.1877
88	1.54914	1.3328	1.21013	1.194	126	1.44487	1.2444	1.2015	1.1859
89	1.53558	1.3327	1.2124	1.1897	127	1.44877	1.2447	1.19776	1.1896
90	1.53735	1.3266	1.21762	1.1897	128	1.44995	1.2422	1.19958	1.1894
91	1.53139	1.3224	1.21782	1.1918	129	1.44847	1.2423	1.2015	1.1896
92	1.53937	1.3225	1.21422	1.1897	130	1.44872	1.2421	1.20392	1.1878
93	1.52306	1.3092	1.20387	1.1915	131	1.43245	1.2383	1.19771	1.1881
94	1.52533	1.3044	1.20811	1.1916	132	1.43033	1.2301	1.19184	1.1895
95	1.52296	1.3186	1.20156	1.1918	133	1.43235	1.2164	1.18169	1.1879
96	1.52296	1.3205	1.20579	1.1917	134	1.42644	1.2219	1.18908	1.1877
97	1.51507	1.3129	1.19776	1.1959	135	1.42427	1.2284	1.19564	1.1881
98	1.51882	1.3064	1.19613	1.1956	136	1.42432	1.2285	1.19988	1.1856
99	1.51714	1.2945	1.19406	1.1935	137	1.42456	1.2286	1.19963	1.1854
100	1.51537	1.2964	1.20806	1.1894	138	1.42851	1.224	1.2015	1.188
101	1.51704	1.3006	1.21762	1.1916	139	1.42456	1.2204	1.20407	1.1877
102	1.51926	1.3006	1.21984	1.1896	140	1.42225	1.2179	1.20146	1.1878
103	1.51527	1.2983	1.20835	1.1919	141	1.42846	1.2105	1.19761	1.188
104	1.51537	1.2966	1.19776	1.1856	142	1.42861	1.2127	1.19175	1.1878
105	1.51305	1.2924	1.20397	1.1878	143	1.42062	1.2128	1.19579	1.1878
106	1.50906	1.2929	1.20382	1.1897	144	1.42057	1.2125	1.18164	1.1879
107	1.49865	1.2906	1.19771	1.1896	145	1.41278	1.2164	1.19603	1.1878
108	1.49881	1.2807	1.20826	1.1895	146	1.41643	1.2142	1.18978	1.188

t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8				t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8			
	Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37		Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37
147	1.41244	1.2128	1.18652	1.1854	185	1.3658	1.1761	1.19179	1.1836
148	1.41111	1.2127	1.18371	1.188	186	1.3659	1.1782	1.19175	1.1815
149	1.41056	1.2103	1.18411	1.188	187	1.35378	1.178	1.19406	1.1838
150	1.41283	1.2059	1.18169	1.1881	188	1.36004	1.177	1.19189	1.1815
151	1.40475	1.2044	1.17997	1.1896	189	1.37024	1.1744	1.18978	1.1816
152	1.40692	1.2061	1.18169	1.1878	190	1.36418	1.174	1.18775	1.1815
153	1.40253	1.2061	1.18371	1.1877	191	1.3519	1.176	1.18962	1.1836
154	1.40061	1.2043	1.18962	1.188	192	1.3658	1.1784	1.18958	1.1817
155	1.40229	1.1941	1.18988	1.1855	193	1.36167	1.1745	1.18795	1.1814
156	1.39612	1.1961	1.18814	1.1853	194	1.36177	1.1743	1.18795	1.184
157	1.39405	1.1923	1.1883	1.1856	195	1.35792	1.1704	1.18588	1.1818
158	1.39859	1.1941	1.18992	1.1854	196	1.35777	1.1642	1.18962	1.1814
159	1.38823	1.1784	1.19401	1.1835	197	1.36418	1.1621	1.18978	1.1814
160	1.38597	1.1859	1.19583	1.1854	198	1.36408	1.1643	1.188	1.1814
161	1.37611	1.1918	1.19603	1.1853	199	1.34993	1.1661	1.18381	1.1815
162	1.37803	1.1941	1.19603	1.1854	200	1.35792	1.1702	1.18553	1.1817
163	1.36531	1.1922	1.19381	1.1854	201	1.36196	1.1703	1.188	1.1817
164	1.36299	1.1923	1.19337	1.1855	202	1.34934	1.1724	1.18968	1.1815
165	1.37399	1.19	1.19357	1.1854	203	1.35777	1.1724	1.18795	1.1815
166	1.38809	1.1883	1.19381	1.1855	204	1.33618	1.1704	1.18583	1.1817
167	1.38404	1.184	1.19194	1.1836	205	1.31789	1.1663	1.18578	1.1815
168	1.3802	1.1842	1.18553	1.1837	206	1.35782	1.1641	1.18578	1.1814
169	1.38819	1.1882	1.18972	1.184	207	1.34426	1.1643	1.18568	1.1818
170	1.38607	1.1884	1.19184	1.1815	208	1.34204	1.1621	1.18795	1.1816
171	1.34998	1.1885	1.1882	1.1816	209	1.36171	1.1601	1.18804	1.1814
172	1.36398	1.184	1.19199	1.1814	210	1.35205	1.1541	1.18795	1.1815
173	1.36418	1.1784	1.19184	1.1814	211	1.35392	1.1603	1.18361	1.1815
174	1.37251	1.1759	1.19179	1.1815	212	1.35812	1.1562	1.18386	1.1817
175	1.3702	1.1724	1.18978	1.1819	213	1.356	1.1581	1.18573	1.1816
176	1.35792	1.1804	1.19175	1.1818	214	1.35782	1.1643	1.18558	1.1816
177	1.36393	1.1821	1.18988	1.1816	215	1.36171	1.1659	1.188	1.1816
178	1.37236	1.1822	1.18968	1.1817	216	1.35392	1.1661	1.18573	1.1815
179	1.36408	1.1804	1.1878	1.1815	217	1.34998	1.1642	1.18573	1.1815
180	1.3519	1.182	1.18578	1.1815	218	1.35604	1.1621	1.18548	1.1815
181	1.35812	1.1803	1.18558	1.1816	219	1.35412	1.162	1.18804	1.1815
182	1.37251	1.1803	1.18558	1.1817	220	1.35417	1.1603	1.1879	1.1817
183	1.37236	1.1805	1.1882	1.1839	221	1.3521	1.1622	1.18824	1.1817
184	1.37251	1.1803	1.19184	1.1839	222	1.35594	1.1621	1.18539	1.1817

t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8				t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8			
	Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37		Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37
223	1.35003	1.1622	1.18583	1.1815	262	1.32011	1.1321	1.18183	1.18
224	1.34086	1.1622	1.18573	1.1817	263	1.32814	1.1321	1.18164	1.1817
225	1.34579	1.1621	1.18548	1.1817	264	1.33416	1.1342	1.18164	1.1815
226	1.34983	1.162	1.18361	1.1816	265	1.32001	1.1339	1.18391	1.1801
227	1.3519	1.1602	1.18558	1.1817	266	1.32982	1.1383	1.18376	1.1798
228	1.33381	1.1584	1.18588	1.1818	267	1.31035	1.1379	1.18381	1.1798
229	1.34609	1.1565	1.18814	1.1818	268	1.29403	1.136	1.18386	1.1799
230	1.34214	1.1562	1.18548	1.1815	269	1.33002	1.1339	1.18371	1.1798
231	1.33608	1.1563	1.18553	1.1817	270	1.33204	1.13	1.18401	1.18
232	1.33623	1.1581	1.18553	1.1817	271	1.33411	1.1321	1.18391	1.1817
233	1.34767	1.1581	1.18558	1.1817	272	1.32006	1.1338	1.18396	1.1798
234	1.34988	1.158	1.18578	1.1814	273	1.32814	1.1359	1.18381	1.1799
235	1.34806	1.158	1.18568	1.1815	274	1.32592	1.1359	1.18391	1.1805
236	1.34979	1.1579	1.18563	1.1816	275	1.31035	1.1382	1.18386	1.1798
237	1.31424	1.158	1.18558	1.1815	276	1.30197	1.1381	1.18381	1.1818
238	1.32198	1.1583	1.18578	1.1815	277	1.3281	1.134	1.18405	1.1814
239	1.3422	1.1562	1.18558	1.1819	278	1.33322	1.1359	1.18169	1.1798
240	1.34579	1.1563	1.18548	1.1815	279	1.33219	1.1339	1.18179	1.1797
241	1.34599	1.1564	1.18544	1.1817	280	1.32405	1.136	1.18381	1.1801
242	1.34584	1.1563	1.18411	1.1817	281	1.32435	1.1381	1.18405	1.1815
243	1.33406	1.1562	1.18183	1.1815	282	1.32987	1.142	1.18396	1.1799
244	1.33835	1.1542	1.18405	1.1816	283	1.33002	1.1445	1.18401	1.1818
245	1.34229	1.1546	1.18376	1.1814	284	1.32933	1.1443	1.18381	1.1817
246	1.34046	1.1541	1.18386	1.1815	285	1.33213	1.1462	1.18405	1.1815
247	1.32183	1.1564	1.18386	1.1814	286	1.33406	1.1464	1.18386	1.1816
248	1.33387	1.1563	1.18386	1.1817	287	1.33805	1.1462	1.15605	1.1801
249	1.33253	1.1541	1.18371	1.1815	288	1.32592	1.1461	1.17193	1.1798
250	1.33633	1.1542	1.18361	1.1817	289	1.328	1.1463	1.17991	1.1815
251	1.33219	1.154	1.18381	1.1814	290	1.32987	1.146	1.16197	1.1814
252	1.33628	1.1525	1.18366	1.1816	291	1.33396	1.146	1.17366	1.1815
253	1.33613	1.1526	1.18386	1.1815	292	1.33608	1.1462	1.188	1.1817
254	1.32824	1.1522	1.18386	1.1815	293	1.33002	1.1487	1.18795	1.1815
255	1.33623	1.1523	1.18376	1.1814	294	1.33209	1.1489	1.1878	1.1814
256	1.34046	1.1525	1.18361	1.1817	295	1.31794	1.149	1.1878	1.1798
257	1.34046	1.1463	1.18376	1.1815	296	1.32982	1.149	1.18814	1.1799
258	1.30838	1.1359	1.18366	1.1817	297	1.32588	1.1487	1.188	1.1815
259	1.32824	1.1339	1.18381	1.1814	298	1.314	1.149	1.17681	1.1817
260	1.32982	1.1381	1.18371	1.1815	299	1.33002	1.1488	1.18011	1.1817

t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8				t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8			
	Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37		Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37
301	1.3311	1.1463	1.1881	1.1798	340	1.32193	1.146	1.18405	1.1802
302	1.31809	1.1461	1.18824	1.1798	341	1.32193	1.1462	1.18391	1.1799
303	1.31212	1.1462	1.1881	1.18	342	1.32006	1.1463	1.18381	1.1815
304	1.33002	1.1464	1.18814	1.1798	343	1.32203	1.1462	1.18396	1.1817
305	1.32997	1.1464	1.188	1.1801	344	1.31025	1.1463	1.18391	1.1815
306	1.3279	1.1463	1.188	1.1798	345	1.30601	1.1462	1.18391	1.1815
307	1.32193	1.1444	1.18814	1.1797	346	1.31996	1.1454	1.18401	1.1817
308	1.286	1.142	1.1878	1.1799	347	1.32173	1.1461	1.18376	1.1801
309	1.31424	1.1443	1.18795	1.18	348	1.30192	1.1461	1.18376	1.1799
310	1.3172	1.1444	1.18775	1.18	349	1.29231	1.1463	1.18381	1.1801
311	1.32198	1.1444	1.188	1.18	350	1.32179	1.1463	1.18405	1.1798
312	1.32173	1.1444	1.1882	1.1798	351	1.30867	1.1443	1.18401	1.1799
313	1.32193	1.1445	1.17218	1.1798	352	1.32183	1.1442	1.18386	1.18
314	1.31385	1.1441	1.18164	1.1801	353	1.31612	1.1462	1.18386	1.1797
315	1.31612	1.1443	1.18361	1.1799	354	1.3102	1.1441	1.18391	1.1798
316	1.3243	1.1444	1.18164	1.18	355	1.31996	1.1441	1.18396	1.1798
317	1.31809	1.1445	1.18376	1.1818	356	1.30838	1.1443	1.18376	1.18
318	1.3101	1.1443	1.1879	1.1816	357	1.32001	1.1442	1.18381	1.1817
319	1.3241	1.1421	1.188	1.1776	358	1.3141	1.1442	1.18386	1.1801
320	1.32415	1.1419	1.18962	1.1799	359	1.30877	1.1442	1.18396	1.18
321	1.30857	1.1422	1.1778	1.1818	360	1.31232	1.1443	1.18401	1.18
322	1.32386	1.1443	1.17376	1.1815	361	1.31212	1.144	1.18391	1.1815
323	1.29586	1.1443	1.18159	1.1817	362	1.3	1.1442	1.18391	1.1815
324	1.30843	1.1441	1.18396	1.1817	363	1.31809	1.1444	1.18405	1.1814
325	1.32183	1.1441	1.1881	1.1815	364	1.3139	1.1419	1.18396	1.1816
326	1.3242	1.1444	1.17765	1.1816	365	1.31804	1.1443	1.18381	1.1816
327	1.31631	1.1443	1.1777	1.1798	366	1.30857	1.1444	1.18401	1.1816
328	1.31617	1.1443	1.17568	1.1815	367	1.314	1.1445	1.18381	1.1817
329	1.3143	1.1443	1.17775	1.1816	368	1.30867	1.1445	1.18371	1.1817
330	1.32425	1.1442	1.17997	1.1815	369	1.31626	1.1442	1.18401	1.1817
331	1.32804	1.1444	1.18189	1.1815	370	1.30872	1.144	1.18386	1.1814
332	1.31227	1.1464	1.18193	1.1814	371	1.31607	1.1441	1.18381	1.1817
333	1.30172	1.1441	1.18183	1.18	372	1.31597	1.1442	1.18405	1.1815
334	1.32001	1.1442	1.18199	1.1799	373	1.31996	1.1442	1.18381	1.1817
335	1.32198	1.1443	1.18183	1.1799	374	1.31015	1.1441	1.18391	1.1814
336	1.3143	1.1464	1.18179	1.1799	375	1.29995	1.1441	1.18401	1.1817
337	1.32193	1.1462	1.18149	1.1797	376	1.31227	1.1441	1.18401	1.1816
338	1.32405	1.1462	1.18159	1.18	377	1.32016	1.1442	1.18401	1.1818
339	1.31025	1.1464	1.18381	1.1818	378	1.314	1.1464	1.18386	1.1817

t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8				t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8			
	Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37		Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37
379	1.31592	1.1464	1.18391	1.1815	418	1.29389	1.1441	1.188	1.1816
380	1.32016	1.1463	1.18405	1.1816	419	1.30581	1.1441	1.18795	1.1815
381	1.31212	1.1463	1.18381	1.1817	420	1.3103	1.1442	1.18804	1.1816
382	1.31759	1.1461	1.18381	1.1817	421	1.31414	1.1442	1.18814	1.1816
383	1.30581	1.1461	1.18386	1.1814	422	1.3103	1.1441	1.188	1.1816
384	1.3002	1.1443	1.18386	1.1816	423	1.3102	1.1441	1.1879	1.1817
385	1.31227	1.1442	1.18411	1.1815	424	1.30862	1.1445	1.1879	1.1815
386	1.31035	1.144	1.18381	1.1817	425	1.26845	1.1441	1.18558	1.1817
387	1.3001	1.1443	1.18391	1.1817	426	1.28817	1.1442	1.18573	1.1816
388	1.31015	1.1441	1.18401	1.1816	427	1.28994	1.1444	1.18548	1.1816
389	1.31789	1.1445	1.18376	1.1816	428	1.31602	1.1441	1.18578	1.1814
390	1.31981	1.1443	1.18351	1.1815	429	1.31794	1.1445	1.18553	1.1816
391	1.3141	1.1441	1.18381	1.1815	430	1.29788	1.1443	1.18553	1.1814
392	1.32006	1.1462	1.18386	1.1816	431	1.30409	1.144	1.18558	1.1814
393	1.30389	1.144	1.18396	1.1815	432	1.31232	1.1442	1.18558	1.1817
394	1.30389	1.1443	1.18401	1.1817	433	1.31794	1.1443	1.18553	1.1817
395	1.3142	1.1441	1.18405	1.1816	434	1.29788	1.1442	1.18548	1.1815
396	1.3102	1.1462	1.18366	1.1815	435	1.30409	1.1442	1.18553	1.1816
397	1.31424	1.144	1.18405	1.1815	436	1.31232	1.1444	1.18573	1.1817
398	1.29782	1.1443	1.18376	1.1814	437	1.31794	1.1442	1.18583	1.1819
399	1.31025	1.1444	1.18405	1.1816	438	1.29788	1.144	1.18583	1.1816
400	1.3138	1.1445	1.18386	1.1814	439	1.30409	1.1443	1.18578	1.1814
401	1.3138	1.1445	1.18381	1.1817	440	1.31232	1.1443	1.18568	1.1815
402	1.30606	1.1443	1.18401	1.1814	441	1.31794	1.1441	1.18598	1.1814
403	1.30192	1.1443	1.18415	1.1814	442	1.29788	1.1444	1.18573	1.1818
404	1.29393	1.1444	1.18356	1.1816	443	1.30409	1.1444	1.18563	1.1815
405	1.27012	1.1421	1.18356	1.1814	444	1.31232	1.1444	1.18583	1.1815
406	1.28718	1.142	1.18371	1.1815	445	1.31794	1.1442	1.18558	1.1816
407	1.30611	1.142	1.18351	1.1815	446	1.29788	1.1442	1.18578	1.1815
408	1.28807	1.1421	1.18381	1.1816	447	1.30409	1.1443	1.18553	1.1815
409	1.30014	1.1443	1.18376	1.1814	448	1.31232	1.1444	1.18568	1.1814
410	1.30867	1.1443	1.18548	1.1816	449	1.31794	1.1444	1.18568	1.1736
411	1.31227	1.1444	1.18548	1.1814	450	1.29788	1.1443	1.18578	1.1815
412	1.30004	1.142	1.18548	1.1815	451	1.30409	1.1441	1.18548	1.1816
413	1.31232	1.1442	1.18573	1.1814	452	1.31232	1.1442	1.18573	1.1816
414	1.28604	1.144	1.18814	1.1816	453	1.31794	1.1445	1.18553	1.1816
415	1.30838	1.1442	1.18814	1.1814	454	1.29788	1.1445	1.18558	1.1814
416	1.3102	1.144	1.18795	1.1815	455	1.30409	1.1443	1.18578	1.1816
417	1.29369	1.1443	1.18814	1.1814	456	1.31232	1.1446	1.18573	1.1816

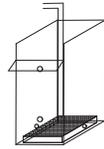
t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8				t (seg.)	Valores de Conductancia Jg 0.8			
	Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37		Jl 0.12	Jl 0.19	Jl 0.31	Jl 0.37
457	1.31794	1.1444	1.18573	1.1814	496	1.31232	1.1444	1.18563	1.1816
458	1.29788	1.1442	1.18548	1.1815	497	1.31794	1.1432	1.18558	1.1815
459	1.30409	1.1445	1.18553	1.1816	498	1.29788	1.142	1.18553	1.1816
460	1.31232	1.1444	1.18553	1.1814	499	1.30409	1.1444	1.18558	1.1815
461	1.31794	1.1445	1.18563	1.1815	500	1.31232	1.1444	1.18573	1.1815
462	1.29788	1.1444	1.18573	1.1814	501	1.31794	1.1432	1.18573	1.1818
463	1.30409	1.1445	1.18558	1.1814	502	1.29788	1.142	1.18563	1.1815
464	1.31232	1.1442	1.18573	1.1816	503	1.30409	1.1444	1.18558	1.1815
465	1.31794	1.142	1.18548	1.1815	504	1.31232	1.1444	1.18553	1.1817
466	1.29788	1.1443	1.18588	1.1815	505	1.31794	1.1432	1.18558	1.1818
467	1.30409	1.1444	1.18553	1.1814	506	1.29788	1.142	1.18573	1.1817
468	1.31232	1.1421	1.18548	1.1816	507	1.30409	1.1444	1.18573	1.1816
469	1.31794	1.1421	1.18573	1.1814	508	1.31232	1.1444	1.18563	1.1815
470	1.29788	1.1444	1.18553	1.1814	509	1.31794	1.1444	1.18558	1.1817
471	1.30409	1.1443	1.18553	1.1817	510	1.29788	1.1432	1.18553	1.1815
472	1.31232	1.1445	1.18583	1.1815	511	1.30409	1.142	1.18558	1.1814
473	1.31794	1.1419	1.18568	1.1815	512	1.31232	1.1444	1.18573	1.1814
474	1.29788	1.1444	1.18553	1.1816	513	1.31794	1.1444	1.18573	1.1815
475	1.30409	1.1445	1.18583	1.1814	514	1.29788	1.1432	1.18563	1.1817
476	1.31232	1.1446	1.18563	1.1816	515	1.30409	1.142	1.18558	1.1817
477	1.31794	1.1445	1.18548	1.1817	516	1.31232	1.1444	1.18553	1.1814
478	1.29788	1.1422	1.18553	1.1814	517	1.31794	1.1444	1.18558	1.1815
479	1.30409	1.1445	1.18558	1.1813	518	1.29788	1.1432	1.18573	1.1816
480	1.31232	1.1444	1.18558	1.1817	519	1.30409	1.142	1.18573	1.1815
481	1.31794	1.1432	1.18568	1.1817	520	1.31232	1.1444	1.18563	1.1817
482	1.29788	1.142	1.18553	1.1815	521	1.31232	1.1444	1.18558	1.1816
483	1.30409	1.1444	1.18578	1.1814	522	1.31794	1.1444	1.18553	1.1815
484	1.31232	1.1444	1.18548	1.1814	523	1.29788	1.1432	1.18558	1.1815
485	1.31794	1.1432	1.18578	1.1817	524	1.30409	1.142	1.18573	1.1818
486	1.29788	1.142	1.18563	1.1816	525	1.31232	1.1444	1.18573	1.1815
487	1.30409	1.1444	1.18573	1.1816	526	1.31794	1.1444	1.18563	1.1815
488	1.31232	1.1444	1.18558	1.1815	527	1.29788	1.1432	1.18558	1.1816
489	1.31794	1.1432	1.18573	1.1814	528	1.30409	1.142	1.18553	1.1815
490	1.29788	1.142	1.18563	1.1817	529	1.31232	1.1444	1.18558	1.1815
491	1.30409	1.1444	1.18548	1.1816	530	1.31794	1.1444	1.18573	1.1818
492	1.31232	1.1444	1.18573	1.1814	531	1.31794	1.1432	1.18573	1.1815
493	1.31794	1.1432	1.18558	1.1814	532	1.31794	1.142	1.18563	1.1816
494	1.29788	1.142	1.18573	1.1816	533	1.31794	1.1444	1.18558	1.1815
495	1.30409	1.1444	1.18573	1.1816	534	1.31794	1.1444	1.18553	1.1815

INDICE APÉNDICE III

III.1	% Recuperación en una etapa. Efecto de la concentración de colector. Plano.	211
III.2	% Recuperación en una etapa. Efecto-concentración de colector. Cilíndrico.	211
III.3	Altura de la cama de espuma sin y con colector. Cilíndrico.	212
III.4	% de gas retenido promedio. Efecto de la concentración de colector. Plano.	213
III.5	% de gas retenido promedio. Efecto-concentración de colector. Cilíndrico.	213
III.6	Distribución de gas retenido. Efecto de la concentración de colector. Plano.	214
III.7	Distribución de gas retenido. Efecto-concentración de colector. Cilíndrico.	216
III.8	Diámetro de burbuja promedio. Efecto de la concentración de colector. Plano.	219
III.9	Diámetro de Burbuja. Efecto de la concentración de colector. Cilíndrico.	220
III.10	Distribución de diámetro de burbuja. Efecto-concentración de colector. Plano.	221
III.11	Distribución diámetro de burbuja. Efecto-concentración de colector Cilíndrico.	223
III.12	Flujo de área superficial de burbujas. Efecto-concentración de colector. Plano.	226
III.13	Flujo de área superficial de burbujas. Efecto-concentración-colector. Cilíndrico.	227
III.14	Tiempo de residencia y cinética. Efecto concentración de colector. Plano.	228
III.15	Tiempo de residencia y cinética. Efecto concentración de colector. Cilíndrico.	231

Apéndice III.1. Datos de % w/w recuperación ion cobre. Una etapa para el dispersor **PLANO**, J1 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante. Efecto de la relación metal/colector. Variando la velocidad superficial de gas Jg (cm/s).

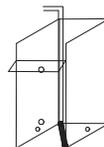
$$\%R = \frac{FM_C}{FM_C + FM_T} * 100$$



Jg (cm/s)	% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ . En una etapa. Efecto de la concentración de colector. Dispersor PLANO.				
	Rel. 1 :0.1	Rel. 1 : 0.3	Rel. 1 : 0.5	Rel. 1:0.8	Rel. 1 1.0
0.1	21.28	9.77	8.12	4.26	14.15
0.5	48.58	37.9	52.11	30.44	32.37
0.8	48.66	56.64	41.45	35.34	28.75
1.0	57.43	52.76	50.14	36.17	17
1.5	47.66	47.18	43.91	31.36	22.39
2.0	46	46.05	39.83	30.43	16.15

Apéndice III.2. Datos de % w/w recuperación ion cobre. una etapa para el dispersor **CILÍNDRICO**, J1 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante. Efecto de la relación metal/colector. Variando la velocidad superficial de gas.

$$\%R = \frac{FM_C}{FM_C + FM_T} * 100$$



Jg (cm/s)	% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ . En una etapa. Efecto de la concentración de colector. Dispersor CILÍNDRICO.					
	Rel. 1 :0.1	Rel. 1 : 0.3	Rel. 1 : 0.5	Rel. 1:0.8	Rel. 1 1.0	Rel. 1 1.5
0.1	27.96	12.68	8.18	10.62	9.92	14.01
0.5	56.65	62.36	45.72	32.94	34.49	19.63
0.8	61.38	68.64	66.76	41.86	38.46	20.56
1.0	50.45	64.12	52.3	32.64	43.06	18.45
1.5	54.78	68.76	59.04	41.28	50.71	20.75
2.0	45	42.26	51.57	45.66	41.7	21.42

Apéndice III.3. Datos de la altura de cama de espuma (Hce) sin amil xantato de potasio y con las diferentes concentraciones de colector empleadas en la flotación iónica en una etapa. Dispersor **CILÍNDRICO**, JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante. Variando la velocidad superficial de gas.

Jg (cm/s)	Altura de la cama de espuma (Hce). Flotación iónica en una etapa. Efecto de la concentración de colector. Dispersor CILÍNDRICO						
	SIN AX	Rel. 1 :0.1	Rel. 1 : 0.3	Rel. 1 : 0.5	Rel. 1:0.8	Rel. 1 1.0	Rel. 1 1.5
0.1	0.3	1.0	1.0	0.7	1.0	1.0	1
0.5	1.5	3.0	2.5	2.0	2.5	2.0	2
0.8	1.8	4.5	3.5	3.5	2.8	2.5	2.4
1.0	2.0	10.0	6.5	4.5	3.5	3.5	3.0
1.5	4.0	24.5	11.0	8.5	7	5.0	3.7

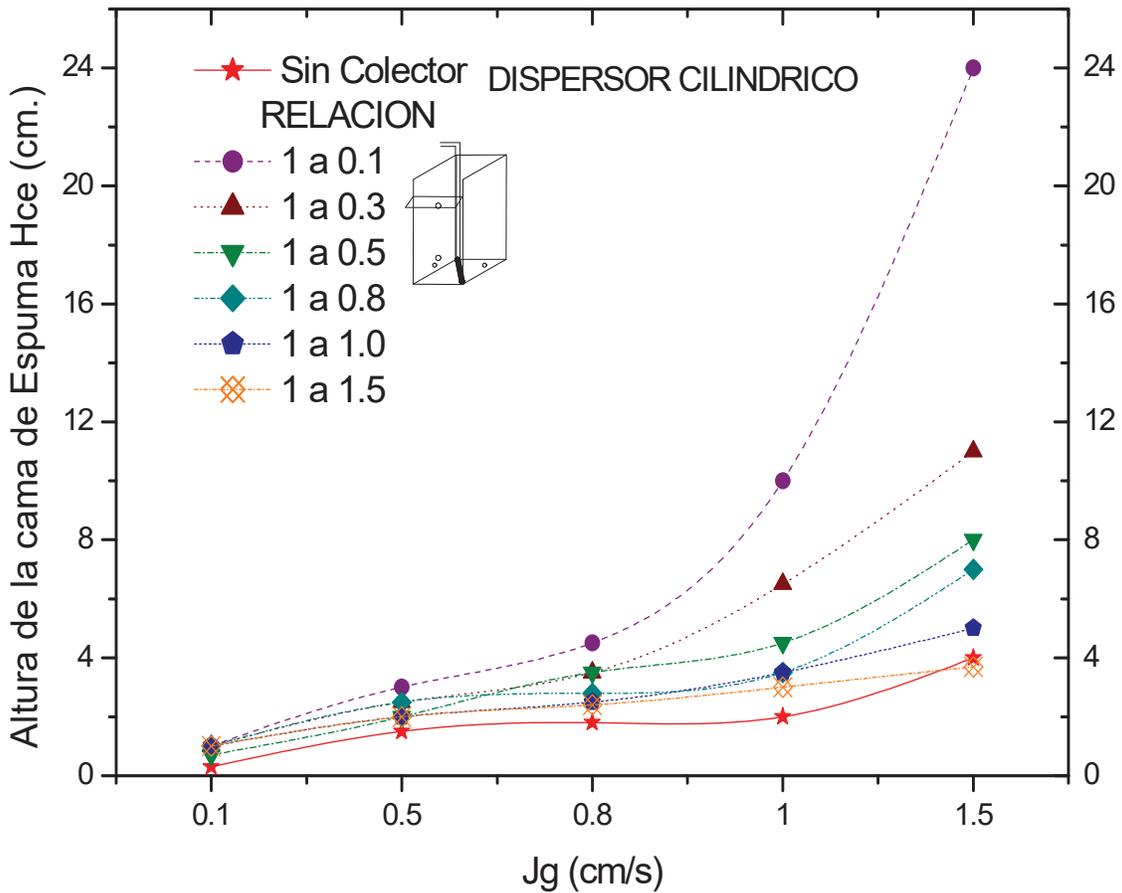
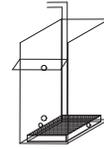


Figura Apéndice III.3. Altura de la cama de espuma (Hce) en cm. Vs. La velocidad superficial de Gas g (cm/s), para los sistemas de flotación sin colector y con diferentes concentraciones molares metal colector.

Apéndice III.4. Datos del % de gas retenido promedio de 9 lecturas realizadas, para las diferentes relaciones metal/colector, dispersor **PLANO**, Jl 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante polipropilenglicol. Para las diferentes velocidades superficiales de gas Jg (cm/s).

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_i}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_i}\right)\right]} * 100$$



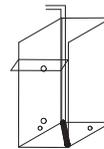
% v/v de Gas retenido promedio. Flotación iónica En una etapa. Para las diferentes relaciones de concentración de metal colector. Dispersor PLANO.

Jg (cm/s)	% ε _g Para Rel. 1 :0.1	% ε _g Para Rel. 1 : 0.3	% ε _g Para Rel. 1 : 0.5	% ε _g Para Rel. 1:0.8	% ε _g Para Rel. 1 1.0
0.1	1.57	1.95	0.55	1.39	2.39
0.5	4.71	4.35	3.91	4.71	4.39
0.8	6.97	6.87	7.92	6.97	6.68
1.0	8.31	8.35	11.31	8.31	8.8
1.5	19.45	14.97	15.01	19.45	16.35

Apéndice III.5. Datos del % de gas retenido promedio de 9 lecturas realizadas, para las diferentes relaciones metal/colector, dispersor **CILÍNDRICO**, Jl 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante polipropilenglicol. Para las diferentes velocidades superficiales de gas Jg (cm/s).

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_i}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_i}\right)\right]} * 100$$

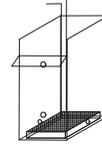


% v/v de Gas retenido promedio. Flotación iónica En una etapa. Para las diferentes relaciones de concentración de metal colector. Dispersor CILÍNDRICO.

Jg (cm/s)	% ε _g Para Rel. 1 :0.1	% ε _g Para Rel. 1 : 0.3	% ε _g Para Rel. 1 : 0.5	% ε _g Para Rel. 1:0.8	% ε _g Para Rel. 1 1.0
0.1	0.98	1.13	4.12	1.09	0.64
0.5	3.88	5.02	5.42	3.74	3.35
0.8	7.61	7.23	8.79	5.73	4.85
1.0	10.91	8.13	12.81	6.87	6.48
1.5	19.79	17.23	15.06	9.99	8.94
2.0	23.31	26.92	24.23	16.79	12.93

Apéndice III.6. Datos de la distribución de Gas Retenido para las diferentes relaciones metal: colector para varias velocidades superficiales de gas empleadas en la flotación iónica en una sola etapa. **PLANO**, J1 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante.

Relación Metal/colector de 1 a 0.1. DISPERSOR PLANO

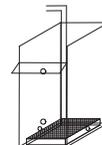


CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	4.1	1.2	0.8	1.5	1.6	1.6	0.6	1.2	1.5	1.6
0.5	10.8	8.3	7.1	2.5	2.5	3.3	2.6	3.3	2.0	4.7
0.8	12.8	10.4	7.4	6.8	4.0	5.6	5.8	6.9	3.0	7.0
1.0	13.3	12.7	8.2	6.8	7.7	6.0	6.8	7.7	5.6	8.3
1.5	17.3	19.7	16.3	10.6	16.7	17.1	20.3	34.8	22.2	19.5

Relación Metal/colector de 1 a 0.3. DISPERSOR PLANO



CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

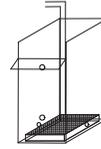
$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	4.52	3.39	1.16	4.67	1.37	0.90	0.21	0.90	0.42	1.95
0.5	8.33	8.48	5.77	5.19	3.06	3.91	2.15	1.73	0.56	4.35
0.8	11.55	9.12	7.93	4.64	3.85	9.66	5.23	5.95	3.93	6.87
1.0	7.72	10.43	6.32	5.74	5.88	10.97	9.98	10.13	7.95	8.35
1.5	10.79	11.64	16.38	13.82	19.24	15.82	16.14	14.39	16.55	14.97

Relación Metal/colector de 1 a 0.5. DISPERSOR PLANO

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

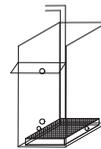


Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	1.62	0.31	0.87	0.37	0.50	0.68	0.19	0.19	-	0.53
0.5	9.56	7.67	5.16	2.26	4.57	2.33	1.19	0.87	1.57	3.91
0.8	15.31	12.97	8.36	8.96	9.78	6.82	2.14	3.74	3.16	7.92
1.0	16.87	14.98	12.42	12.14	16.14	9.02	5.14	8.89	6.20	11.31
1.5	19.04	12.48	14.26	14.26	24.97	10.10	12.27	15.06	12.62	15.01

Relación Metal/colector de 1 a 0.8. DISPERSOR PLANO

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

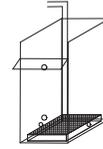


Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	4.06	1.21	0.82	1.53	1.59	1.59	0.57	0.57	0.57	1.39
0.5	10.85	8.29	7.06	2.50	2.50	3.34	2.56	3.34	1.98	4.71
0.8	12.81	10.39	7.41	6.79	4.04	5.57	5.77	6.86	3.04	6.97
1.0	13.25	12.74	8.21	6.83	7.66	6.01	6.76	7.72	5.60	8.31
1.5	17.33	19.71	16.28	10.65	16.73	17.11	20.25	34.80	22.21	19.45

Relación Metal/colector de 1 a 1.0. DISPERSOR PLANO

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



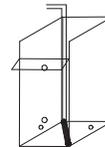
Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	6.70	13.99	0.97	2.60	4.80	5.75	2.34	1.10	1.29	4.39
0.5	6.70	13.99	0.97	2.60	4.80	5.75	2.34	1.10	1.29	4.39
0.8	7.32	13.19	6.02	4.33	8.57	7.53	4.67	4.80	3.73	6.68
1.0	6.70	8.15	8.64	7.11	18.40	8.08	7.80	6.56	7.73	8.80
1.5	10.68	12.83	16.51	15.39	21.33	15.69	17.34	16.06	21.33	16.35

Apéndice III.7. Datos de la distribución de Gas Retenido para las diferentes relaciones metal: colector para varias velocidades superficiales de gas empleadas en la flotación iónica en una sola etapa. **CILÍNDRICO**, JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante.

Relación Metal/colector de 1 a 0.1. DISPERSOR CILÍNDRICO

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.69	0.48	-	0.27	1.93	0.89	0.14	0.07	4.33	0.98
0.5	5.59	4.22	3.65	4.01	4.51	2.51	2.58	3.08	4.80	3.88
0.8	6.44	6.30	7.71	7.18	10.58	5.41	5.27	5.05	14.57	7.61
1.0	12.21	9.88	10.11	10.27	8.74	6.78	10.34	9.42	20.42	10.91
1.5	12.67	20.62	16.94	16.04	16.86	22.67	23.72	23.63	24.94	19.79

Relación Metal/colector de 1 a 0.3. DISPERSOR CILÍNDRICO

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

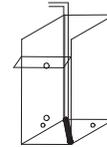
$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	2.08	0.13	-	0.65	1.36	-	-	0.32	5.62	1.13
0.5	4.06	6.02	3.26	3.93	6.09	5.68	2.60	2.34	11.25	5.02
0.8	6.81	7.08	3.75	6.33	7.85	11.75	4.83	4.76	11.89	7.23
1.0	8.72	7.46	4.98	7.60	7.25	12.23	6.70	6.08	12.16	8.13
1.5	17.55	13.93	16.94	17.78	16.03	15.42	18.48	18.01	20.98	17.23
2.0	28.11	23.73	22.76	17.88	27.69	33.10	32.75	28.61	27.69	26.92

Relación Metal/colector de 1 a 0.5. DISPERSOR CILÍNDRICO

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

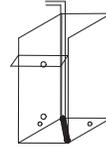


Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	6.49	5.90	1.98	1.98	4.65	0.70	3.34	3.41	8.59	4.12
0.5	6.47	6.10	0.14	4.61	4.54	4.54	4.98	3.51	13.84	5.42
0.8	10.58	7.26	6.59	6.22	9.36	9.36	7.26	5.78	16.74	8.79
1.0	11.57	15.23	6.67	9.17	13.06	13.06	12.27	11.80	22.41	12.81
1.5	11.77	16.52	16.19	12.17	14.08	14.08	13.28	12.57	24.88	15.06
2.0	16.74	19.00	21.64	23.38	26.76	26.76	30.43	26.58	26.76	24.23

Relación Metal/colector de 1 a 0.8. DISPERSOR CILÍNDRICO

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

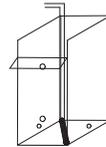


Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.59	0.13	0.20	0.20	1.52	0.07	0.59	1.52	4.98	1.09
0.5	1.86	6.31	1.39	2.67	3.28	5.06	2.53	2.53	8.07	3.74
0.8	4.75	6.08	3.51	4.68	4.96	6.01	3.92	4.48	13.21	5.73
1.0	6.40	5.91	6.76	6.40	5.34	3.88	6.47	3.81	16.90	6.87
1.5	12.24	7.30	9.12	9.56	7.59	5.16	8.39	7.45	23.15	9.99
2.0	14.43	14.04	17.32	15.67	22.09	12.97	15.98	13.97	24.68	16.79

Relación Metal/colector de 1 a 1.0. DISPERSOR CILÍNDRICO

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.81	1.18	0.43	0.12	1.81	0.31	0.19	0.43	0.43	0.64
0.5	3.03	6.94	2.26	1.69	2.77	5.10	3.48	2.46	2.46	3.35
0.8	3.69	8.19	3.82	3.24	5.39	7.38	4.27	3.82	3.82	4.85
1.0	5.35	5.81	7.08	6.21	4.03	11.81	5.88	6.07	6.07	6.48
1.5	8.26	6.98	10.68	10.47	6.84	13.22	7.92	8.06	8.06	8.94
2.0	13.86	12.07	14.29	14.07	11.50	14.44	12.14	12.00	12.00	12.93

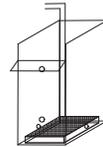
Apéndice III.8. Datos del Diámetro de Burbuja D_b (mm.) promedio de 9 lecturas realizadas, para las diferentes relaciones metal: colector, dispersor **PLANO**, J_l 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante polipropilenglicol. Para las diferentes velocidades superficiales de gas J_g (cm/s).

ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **PLANO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Cálculo del Diámetro de burbuja D_b en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Diámetro de Burbuja D_b (mm.) promedio. En la Flotación iónica En una etapa. Para las diferentes relaciones de concentración de metal colector. Dispersor PLANO.

J_g (cm/s)	Db Para Rel. 1 :0.1	Db Para Rel. 1 : 0.3	Db Para Rel. 1 : 0.5	Db Para Rel. 1:0.8	Db Para Rel. 1 1.0
0.1	0.59	0.49	1.73	0.65	0.6
0.5	0.99	1.07	1.19	0.99	1.06
0.8	1.09	1.11	0.97	1.09	1.14
1.0	1.16	1.15	0.88	1.16	1.1
1.5	0.84	1.02	1.02	0.84	0.95

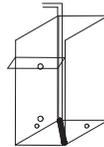
Apéndice III.9. Datos del Diámetro de Burbuja D_b (mm.) promedio de 9 lecturas realizadas, para las diferentes relaciones metal: colector, dispersor **CILÍNDRICO**, J_l 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante polipropilenglicol. Para las diferentes velocidades superficiales de gas J_g (cm/s).

ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Cálculo del Diámetro de burbuja D_b en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5}$$



J_g (cm/s)	Diámetro de Burbuja D_b (mm.) promedio. En la Flotación iónica En una etapa. Para las diferentes relaciones de concentración de metal colector. Dispersor CILÍNDRICO .				
	Db Para Rel. 1 :0.1	Db Para Rel. 1 : 0.3	Db Para Rel. 1 : 0.5	Db Para Rel. 1:0.8	Db Para Rel. 1 1.0
0.1	0.92	0.8	0.29	0.82	1.45
0.5	1.2	0.93	0.86	1.25	1.4
0.8	1	1.05	0.88	1.33	1.59
1.0	0.9	1.18	0.79	1.4	1.49
1.5	0.83	0.91	1.02	1.49	1.67
2.0	0.8	0.87	0.93	1.23	1.57

Apéndice III.10. Datos de la Distribución de Diámetro de burbuja para las diferentes relaciones metal/colector empleadas en la flotación iónica en una etapa, dispersor **PLANO**, JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante. A diferentes velocidades superficiales de gas Jg (cm/s).

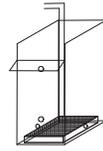
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **PLANO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Relación Metal/Colector de 1 a 0.1. DISPERSOR PLANO

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.29	0.75	1.10	0.60	0.58	0.58	1.65	0.75	0.60	0.59
0.5	0.49	0.60	0.68	1.95	1.95	1.41	1.89	1.41	2.55	0.99
0.8	0.65	0.76	1.03	1.12	1.94	1.37	1.32	1.11	2.69	1.09
1.0	0.77	0.79	1.17	1.41	1.26	1.61	1.43	1.25	1.74	1.16
1.5	0.91	0.83	0.96	1.40	0.94	0.92	0.81	0.63	0.77	0.84

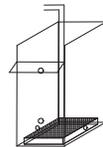
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **PLANO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Relación Metal/Colector de 1 a 0.3. DISPERSOR PLANO

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.27	0.32	0.77	0.27	0.66	1.00	5.45	1.00	2.38	0.49
0.5	0.60	0.59	0.81	0.90	1.55	1.19	2.31	2.99	12.27	1.07
0.8	0.70	0.85	0.97	1.66	2.05	0.81	1.46	1.28	2.00	1.11
1.0	1.25	0.94	1.53	1.70	1.65	0.90	0.98	0.96	1.21	1.15
1.5	1.38	1.28	0.95	1.10	0.84	0.98	0.96	1.06	0.94	1.02

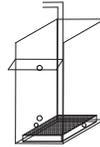
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **PLANO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Relación Metal/Colector de 1 a 0.5. DISPERSOR PLANO

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.57	3.39	1.04	2.72	1.93	1.34	6.39	6.39	6.39	1.73
0.5	0.54	0.64	0.90	2.18	1.02	2.11	4.73	6.93	3.37	1.19
0.8	0.58	0.64	0.92	0.86	0.80	1.12	4.10	2.12	2.57	0.97
1.0	0.65	0.70	0.81	0.83	0.67	1.07	1.92	1.09	1.56	0.88
1.5	0.85	1.20	1.07	1.07	0.72	1.47	1.22	1.02	1.19	1.02

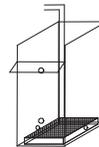
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **PLANO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Relación Metal/Colector de 1 a 0.8. DISPERSOR PLANO

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.29	0.75	1.10	0.60	0.58	0.58	1.65	1.65	1.65	0.65
0.5	0.49	0.60	0.68	1.95	1.95	1.41	1.89	1.41	2.55	0.99
0.8	0.65	0.76	1.03	1.12	1.94	1.37	1.32	1.11	2.69	1.09
1.0	0.77	0.79	1.17	1.41	1.26	1.61	1.43	1.25	1.74	1.16
1.5	0.91	0.83	0.96	1.40	0.94	0.92	0.81	0.63	0.77	0.84

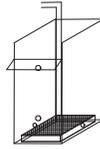
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **PLANO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Relación Metal/Colector de 1 a 1.0. **DISPERSOR PLANO**

Cálculo del Diámetro de burbuja D_b en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.22	0.17	0.93	0.39	0.26	0.24	0.42	0.82	0.70	0.60
0.5	0.71	0.42	6.09	1.86	0.97	0.82	2.10	5.21	4.26	1.06
0.8	1.04	0.64	1.26	1.80	0.90	1.01	1.65	1.60	2.13	1.14
1.0	1.44	1.18	1.12	1.35	0.62	1.19	1.23	1.47	1.24	1.10
1.5	1.39	1.17	0.95	1.00	0.79	0.98	0.91	0.97	0.79	0.95

Apéndice III.11. Datos de la Distribución de Diámetro de burbuja para las diferentes relaciones metal/colector empleadas en la flotación iónica en una etapa, dispersor **CILÍNDRICO**, J_l 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante. A diferentes velocidades superficiales de gas J_g (cm/s).

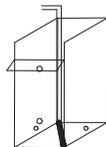
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Relación Metal/Colector de 1 a 0.1. **DISPERSOR CILÍNDRICO**

Cálculo del Diámetro de burbuja D_b en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	1.34	2.01	0	3.94	0.49	1.01	9.39	22.70	0.28	0.92
0.5	0.84	1.10	1.28	1.16	1.03	1.93	1.87	1.54	0.97	1.20
0.8	1.18	1.21	0.99	1.06	0.75	1.41	1.45	1.52	0.59	1.00
1.0	0.82	0.99	0.97	0.95	1.11	1.42	0.95	1.03	0.58	0.90
1.5	1.18	0.80	0.93	0.97	0.93	0.76	0.74	0.74	0.72	0.83

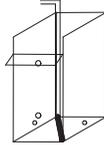
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR CILÍNDRICO POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Relación Metal/Colector de 1 a 0.3. DISPERSOR CILÍNDRICO

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.46	10.16	0	1.43	0.67	0	0	3.24	0.24	0.80
0.5	1.15	0.78	1.44	1.19	0.78	0.83	1.86	2.10	0.48	0.93
0.8	1.12	1.07	2.11	1.20	0.97	0.69	1.59	1.62	0.69	1.05
1.0	1.11	1.29	1.98	1.27	1.33	0.82	1.44	1.60	0.83	1.18
1.5	0.90	1.09	0.93	0.89	0.97	1.00	0.87	0.88	0.80	0.91

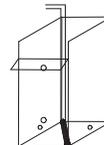
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR CILÍNDRICO POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Relación Metal/Colector de 1 a 0.5. DISPERSOR CILÍNDRICO

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.22	0.24	0.48	0.48	0.27	1.31	0.33	0.32	0.20	0.29
0.5	0.73	0.77	0.77	1.01	1.02	1.02	0.93	1.33	0.43	0.86
0.8	0.75	1.05	1.15	1.22	0.83	0.83	1.05	1.32	0.55	0.88
1.0	0.86	0.70	1.45	1.06	0.78	0.78	0.82	0.85	0.55	0.79
1.5	1.27	0.94	0.96	1.23	1.08	1.08	1.13	1.19	0.72	1.02
2.0	1.24	1.11	1.01	0.96	0.88	0.88	0.82	0.88	0.88	0.93

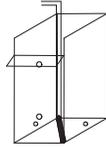
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Relación Metal/Colector de 1 a 0.8. DISPERSOR **CILÍNDRICO**

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	1.57	9.88	5.93	5.93	0.60	23.90	1.57	0.60	0.26	0.82
0.5	2.74	0.75	3.89	1.81	1.44	0.92	1.92	1.92	0.61	1.25
0.8	1.62	1.25	2.28	1.65	1.55	1.27	2.01	1.73	0.64	1.33
1.0	1.51	1.65	1.43	1.51	1.84	2.64	1.49	2.70	0.65	1.40
1.5	1.22	2.07	1.63	1.56	1.98	3.07	1.78	2.03	0.75	1.49
2.0	1.41	1.45	1.20	1.31	0.99	1.57	1.29	1.46	0.92	1.23

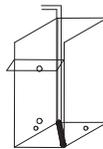
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Relación Metal/Colector de 1 a 1.0. DISPERSOR **CILÍNDRICO**

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	1.12	0.76	2.26	10.65	0.52	3.39	6.38	2.26	2.26	1.45
0.5	1.57	0.69	2.18	3.07	1.73	0.91	1.35	1.98	1.98	1.40
0.8	2.15	0.94	2.07	2.50	1.42	1.03	1.82	2.07	2.07	1.59
1.0	1.83	1.68	1.36	1.56	2.52	0.84	1.66	1.60	1.60	1.49
1.5	1.81	2.18	1.39	1.42	2.22	1.14	1.89	1.86	1.86	1.67
2.0	1.47	1.68	1.43	1.45	1.77	1.41	1.67	1.69	1.69	1.57

Apéndice III.12. Datos del Flujo de área superficial de Burbuja Sb (s⁻¹) promedio de 9 lecturas realizadas, para las diferentes relaciones metal: colector, dispersor **PLANO**, Jl 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante polipropilenglicol. Para las diferentes velocidades superficiales de gas Jg (cm/s).

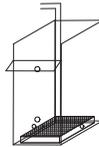
DISPERSOR **PLANO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO

FLUJO DE ÁREA SUPERFICIAL DE BURBUJAS $Sb = \frac{6Jg}{Db}$

Donde

Jg = Velocidad superficial del gas cm/s

Db = Diámetro de burbuja cm

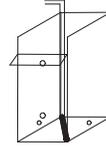


Jg (cm/s)	Flujo de área superficial de Burbuja Sb (s ⁻¹) promedio. En la Flotación iónica En una etapa. Para las diferentes relaciones de concentración de metal colector. Dispersor PLANO .				
	Sb Para Rel. 1 :0.1	Sb Para Rel. 1 : 0.3	Sb Para Rel. 1 : 0.5	Sb Para Rel. 1:0.8	Sb Para Rel. 1 1.0
0.1	10.25	12.35	3.47	9.19	21.8
0.5	30.41	28.1	25.17	30.41	28.36
0.8	43.95	43.39	49.64	43.95	42.2
1.0	51.74	51.97	68.5	51.74	54.64
1.5	107.51	87.98	88.15	107.51	94.51

Apéndice III.13. Datos del Flujo de área superficial de Burbuja S_b (s^{-1}) promedio de 9 lecturas realizadas, para las diferentes relaciones metal: colector, dispersor **CILÍNDRICO**, J_l 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante polipropilenglicol. Para las diferentes velocidades superficiales de gas J_g (cm/s).

DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO

FLUJO DE ÁREA SUPERFICIAL DE BURBUJAS $S_b = \frac{6J_g}{D_b}$



Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm

Flujo de área superficial de Burbuja S_b (s^{-1}) promedio. En la Flotación iónica En una etapa. Para las diferentes relaciones de concentración de metal colector. Dispersor CILÍNDRICO .					
J_g (cm/s)	Sb Para Rel. 1 :0.1	Sb Para Rel. 1 : 0.3	Sb Para Rel. 1 : 0.5	Sb Para Rel. 1:0.8	Sb Para Rel. 1 1.0
0.1	6.54	7.54	20.98	7.29	4.13
0.5	25	32.37	34.75	24.06	21.41
0.8	47.86	45.55	54.62	36.14	30.23
1.0	66.4	50.65	75.8	42.78	40.22
1.5	108.78	98.44	88.41	60.54	54.04
2.0	117.36	137.15	128.57	97.25	76.39

Apéndice III.14. Calculo del tiempo de residencia aparente (τ) min. Y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}). Para la flotación en una etapa, JI 0.19 cm/s, 30 mg/l de espumante.

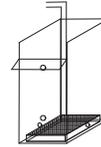
FLOTACIÓN EN UNA ETAPA

DISPERSOR PLANO

Relación Metal/colector de 1 a 0.1

Tiempo de residencia τ (min)

$$\tau = \frac{V_{zc}}{Ql} * (1 - \epsilon_g) =$$



Donde:

V_{zc} es el volumen de la zona de colección. cm^3 , ϵ_g es la Fracción de gas Retenido. $(1 - \epsilon_g)$ es la fracción de líquido retenido, y Ql es el Flujo Volumétrico de líquido cm^3/s . Dando unidades de s^{-1} comúnmente expresada como min^{-1} .

Constante Cinética de Flotación Aparente $\kappa \text{ min}^{-1}$. Para un reactor tipo de mezclado perfecto.

$$\kappa = \frac{R}{(1 - R) * \tau}$$

Donde: κ es la constante cinética de flotación, τ el tiempo de residencia aparente y R la recuperación de la especie (fracción).

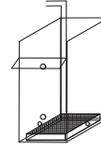
GENERADOR DE BURBUJAS PLANO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE - COL. 30 mg/l							
Flotación en Una Etapa		JI 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.1			
Jg (cm/s)	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
0.1	1.57	0.0157	0	21.28	0.2128	2.89	0.78
0.5	4.71	0.0471	2	48.58	0.4858	2.63	2.49
0.8	6.97	0.0697	4	48.66	0.4866	2.41	2.28
1.0	8.31	0.0831	7	57.43	0.5743	2.13	2.88
1.5	19.45	0.1945	22	47.66	0.4766	0.81	0.74

TIEMPO DE RESIDENCIA APARENTE (τ) MIN. Y
CONSTANTE CINETICA DE FLOTACIÓN APARENTE (κ) (MIN⁻¹)

FLOTACIÓN EN UNA ETAPA

DISPERSOR PLANO

Relación Metal/colector de 1 a 0.3



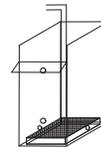
GENERADOR DE BURBUJAS PLANO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE - COL. 30 mg/l							
Flotación en Una Etapa JI 0.19 cm/s Relación Metal/Colector 1 a 0.3							
Jg (cm/s)	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
0.1	1.95	0.0195	0.4	9.77	0.0977	2.85	0.31
0.5	4.35	0.0435	0.8	37.9	0.379	2.74	1.67
0.8	6.87	0.0687	2	56.64	0.5664	2.57	3.36
1.0	8.35	0.0835	4.5	52.76	0.5276	2.33	2.60
1.5	14.97	0.1497	12	47.18	0.4718	1.60	1.43

TIEMPO DE RESIDENCIA APARENTE (τ) MIN. Y
CONSTANTE CINETICA DE FLOTACIÓN APARENTE (κ) (MIN⁻¹)

FLOTACIÓN EN UNA ETAPA

DISPERSOR PLANO

Relación Metal/colector de 1 a 0.5



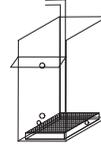
GENERADOR DE BURBUJAS PLANO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE - COL. 30 mg/l							
Flotación en Una Etapa JI 0.19 cm/s Relación Metal/Colector 1 a 0.5							
Jg (cm/s)	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
0.1	0.55	0.0055	0.2	8.12	0.0812	2.90	0.26
0.5	3.91	0.0391	1	52.11	0.5211	2.74	2.98
0.8	7.92	0.0792	2	41.45	0.4145	2.54	1.80
1.0	11.31	0.1131	4	50.14	0.5014	2.30	2.31
1.5	15.01	0.1501	6	43.91	0.4391	2.05	1.60

TIEMPO DE RESIDENCIA APARENTE (τ) MIN. Y
CONSTANTE CINÉTICA DE FLOTACIÓN APARENTE (κ) (MIN⁻¹)

FLOTACIÓN EN UNA ETAPA

DISPERSOR PLANO

Relación Metal/colector de 1 a 0.8



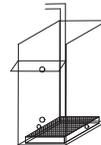
GENERADOR DE BURBUJAS PLANO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE - COL. 30 mg/l							
Flotación en Una Etapa JI 0.19 cm/s Relación Metal/Colector 1 a 0.8							
Jg (cm/s)	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
0.1	1.39	0.0139	0.5	4.26	0.0426	2.85	0.13
0.5	4.71	0.0471	1.5	30.44	0.3044	2.67	1.17
0.8	6.97	0.0697	1.8	35.34	0.3534	2.59	1.41
1.0	8.31	0.0831	2.5	36.17	0.3617	2.49	1.41
1.5	19.45	0.1945	5	31.36	0.3136	2.01	0.92

TIEMPO DE RESIDENCIA APARENTE (τ) MIN. Y
CONSTANTE CINÉTICA DE FLOTACIÓN APARENTE (κ) (MIN⁻¹)

FLOTACIÓN EN UNA ETAPA

DISPERSOR PLANO

Relación Metal/colector de 1 a 1.0



GENERADOR DE BURBUJAS PLANO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE - COL. 30 mg/l							
Flotación en Una Etapa JI 0.19 cm/s Relación Metal/Colector 1 a 1.0							
Jg (cm/s)	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
0.1	4.39	0.0439	0.5	14.15	0.1415	2.77	0.46
0.5	4.39	0.0439	1	32.37	0.3237	2.73	1.30
0.8	6.68	0.0668	1.5	28.75	0.2875	2.62	1.06
1.0	8.8	0.088	2	17	0.17	2.52	0.52
1.5	16.35	0.1635	3.5	22.39	0.2239	2.20	0.64

Apéndice III.15. Calculo del tiempo de residencia aparente (τ) min. Y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}). Para la flotación en una etapa, J_l 0.19 cm/s, 30 mg/l de espumante.

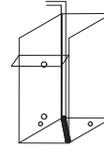
FLOTACIÓN EN UNA ETAPA

DISPERSOR CILÍNDRICO

Relación Metal/colector de 1 a 0.1

Tiempo de residencia τ (min)

$$\tau = \frac{V_{zc}}{Q_l} * (1 - \epsilon_g) =$$



Donde:

V_{zc} es el volumen de la zona de colección. cm^3 , ϵ_g es la Fracción de gas Retenido. $(1 - \epsilon_g)$ es la fracción de líquido retenido, y Q_l es el Flujo Volumétrico de líquido cm^3/s . Dando unidades de s^{-1} comúnmente expresada como min^{-1} .

Constante Cinética de Flotación Aparente $\kappa \text{ min}^{-1}$. Para un reactor tipo de mezclado perfecto.

$$\kappa = \frac{R}{(1 - R) * \tau}$$

Donde: κ es la constante cinética de flotación, τ el tiempo de residencia aparente y R la recuperación de la especie (fracción).

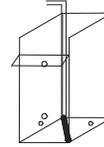
GENERADOR DE BURBUJAS CILÍNDRICO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE - COL.							
Flotación en Una Etapa		J_l 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.1			
J_g (cm/s)	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
0.1	0.98	0.0098	0.5	27.96	0.2796	2.87	1.11
0.5	3.88	0.0388	1.5	56.65	0.5665	2.70	3.53
0.8	7.61	0.0761	4	61.38	0.6138	2.39	3.80
1.0	10.91	0.1091	8	50.45	0.5045	1.99	2.03
1.5	19.79	0.1979	22	54.78	0.5478	0.81	0.98

TIEMPO DE RESIDENCIA APARENTE (τ) MIN. Y
CONSTANTE CINÉTICA DE FLOTACIÓN APARENTE (κ) (MIN⁻¹)

FLOTACIÓN EN UNA ETAPA

DISPERSOR CILÍNDRICO

Relación Metal/colector de 1 a 0.3



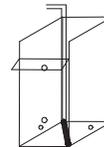
GENERADOR DE BURBUJAS CILÍNDRICO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE - COL.							
Flotación en Una Etapa		Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3			
Jg (cm/s)	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
0.1	1.13	0.0113	0.5	12.68	0.1268	2.86	0.42
0.5	5.02	0.0502	1	62.36	0.6236	2.71	4.49
0.8	7.23	0.0723	2	68.64	0.6864	2.56	5.61
1.0	8.13	0.0813	5	64.12	0.6412	2.30	4.10
1.5	17.23	0.1723	9	68.76	0.6876	1.78	3.92
2.0	26.92	0.2692	22	42.26	0.4226	0.74	0.54

TIEMPO DE RESIDENCIA APARENTE (τ) MIN. Y
CONSTANTE CINÉTICA DE FLOTACIÓN APARENTE (κ) (MIN⁻¹)

FLOTACIÓN EN UNA ETAPA

DISPERSOR CILÍNDRICO

Relación Metal/colector de 1 a 0.5

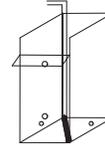


GENERADOR DE BURBUJAS CILÍNDRICO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE - COL.							
Flotación en Una Etapa		Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.5			
Jg (cm/s)	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
0.1	4.12	0.0412	0.2	8.18	0.0818	2.80	0.25
0.5	5.42	0.0542	1	45.72	0.4572	2.70	2.27
0.8	8.79	0.0879	2	66.76	0.6676	2.52	5.06
1.0	12.81	0.1281	4	52.3	0.523	2.26	2.47
1.5	15.06	0.1506	6	59.04	0.5904	2.05	2.95
2.0	24.23	0.2423	17	51.57	0.5157	1.10	1.17

TIEMPO DE RESIDENCIA APARENTE (τ) MIN. Y
CONSTANTE CINÉTICA DE FLOTACIÓN APARENTE (κ) (MIN⁻¹)

FLOTACIÓN EN UNA ETAPA

DISPERSOR CILÍNDRICO



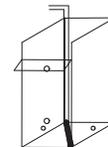
Relación Metal/colector de 1 a 0.8

GENERADOR DE BURBUJAS <u>CILÍNDRICO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE - COL.							
Flotación en Una Etapa		Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.8			
Jg (cm/s)	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
0.1	1.09	0.0109	0.5	10.62	0.1062	2.86	0.34
0.5	3.74	0.0374	1.5	32.94	0.3294	2.70	1.33
0.8	5.73	0.0573	1.8	41.86	0.4186	2.62	1.89
1.0	6.87	0.0687	2.5	32.64	0.3264	2.53	1.23
1.5	9.99	0.0999	5	41.28	0.4128	2.25	1.58
2.0	16.79	0.1679	11	45.66	0.4566	1.64	1.38

TIEMPO DE RESIDENCIA APARENTE (τ) MIN. Y
CONSTANTE CINÉTICA DE FLOTACIÓN APARENTE (κ) (MIN⁻¹)

FLOTACIÓN EN UNA ETAPA

DISPERSOR CILÍNDRICO



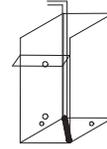
Relación Metal/colector de 1 a 1.0

GENERADOR DE BURBUJAS <u>CILÍNDRICO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE - COL.							
Flotación en Una Etapa		Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 1.0			
Jg (cm/s)	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
0.1	0.64	0.0064	0.5	9.92	0.0992	2.88	0.32
0.5	3.35	0.0335	1	34.49	0.3449	2.76	1.45
0.8	4.85	0.0485	1.5	38.46	0.3846	2.67	1.67
1.0	6.48	0.0648	2	43.06	0.4306	2.58	1.95
1.5	8.94	0.0894	3.5	50.71	0.5071	2.40	2.47
2.0	12.93	0.1293	7	41.7	0.417	2.02	1.45

TIEMPO DE RESIDENCIA APARENTE (τ) MIN. Y
CONSTANTE CINÉTICA DE FLOTACIÓN APARENTE (κ) (MIN⁻¹)

FLOTACIÓN EN UNA ETAPA

DISPERSOR CILÍNDRICO



Relación Metal/colector de 1 a 1.5

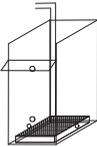
GENERADOR DE BURBUJAS <u>CILÍNDRICO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE - COL.							
Flotación en Una Etapa		Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.1			
Jg (cm/s)	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
0.1	0.5	0.005	0.5	14.01	0.1401	2.88	0.47
0.5	1.5	0.015	1	19.63	0.1963	2.81	0.69
0.8	2	0.02	1.2	20.56	0.2056	2.78	0.72
1.0	3.5	0.035	1.5	18.45	0.1845	2.71	0.61
1.5	7	0.07	2.2	20.75	0.2075	2.55	0.67

INDICE APÉNDICE IV

IV.1	Recuperación por etapa y acumulativa. Jg 0.5, 08, 1.0 y 1.5 cm/s. Plano.	237
IV.2	Altura y volumen de espuma colectado para todas las pruebas. Plano	238
IV.3	Recuperación por etapa y acumulativa. Jg 0.5, 08, 1.0 y 1.5 cm/s. Cilíndrico.	239
IV.4	Altura y volumen de espuma colectado para todas las pruebas. Cilíndrico.	240
IV.5	% de gas retenido, promedios. Jg 0.5, 08, 1.0 y 1.5 cm/s. Jl 0.19. Plano.	240
IV.6	% de gas retenido, promedios. Jg 0.5, 08, 1.0 y 1.5 cm/s. Jl 0.19. Cilíndrico.	241
IV.7	Distribución de gas retenido. Jg 0.5, 08, 1.0 y 1.5 cm/s. Jl 0.19. Plano.	241
IV.8	Distribución de gas retenido. Jg 0.5, 08, 1.0 y 1.5 cm/s. Jl 0.19. Cilíndrico	243
IV.9	Diámetro de burbuja promedio. Jg 0.5, 08, 1.0 y 1.5 cm/s. Jl 0.19 cm/s Plano.	245
IV.10	Diámetro de burbuja promedio. Jg 0.5, 08, 1.0 y 1.5 cm/s. Jl 0.19. Cilíndrico	246
IV.11	Distribución de diámetro de burbuja. Jg 0.5, 08, 1.0 y 1.5 cm/s. Plano.	246
IV.12	Distribución de diámetro de burbuja. Jg 0.5, 08, 1.0 y 1.5 cm/s. Cilíndrico	248
IV.13	Flujo de área superficial de burbujas Sb. Jg 0.5, 08, 1.0 y 1.5 cm/s. Plano.	251
IV.14	Flujo de área superficial de burbujas Sb. Jg 0.5, 08, 1.0 y 1.5 cm/s. Cilíndrico.	251
IV.15	Tiempo de residencia y constante cinética de flotación. Efecto del Jg. Plano.	252
IV.16	Tiempo de residencia y constante cinética de flotación. Efecto del Jg. Cilíndrico	255
IV.17	Recuperación por etapa y acumulativa. Jg 0.8. Jl 0.19, 0.31 y 0.37cm/s. Plano.	258
IV.18	Recuperación por etapa y acumulativa. Jg 0.8. Jl 0.19, 0.31 y 0.37. Cilíndrico.	259
IV.19	% de gas retenido, promedios. Efecto Jl 0.19, 0.31 y 0.37; Jg 0.8 cm/s. Plano.	260
IV.20	% de gas retenido, promedios. Efecto Jl 0.19, 0.31 y 0.37; Jg 0.8. Cilíndrico.	260
IV.21	Distribución de gas retenido. Efecto Jl 0.19, 0.31 y 0.37; Jg 0.8 cm/s. Plano.	261
IV.22	Distribución de gas retenido. Efecto Jl 0.19, 0.31 y 0.37; Jg 0.8. Cilíndrico.	262
IV.23	Diámetro de burbuja promedio. Efecto Jl 0.19, 0.31 y 0.37; Jg 0.8 cm/s. Plano.	264
IV.24	Diámetro de burbuja promedio. Efecto Jl 0.19, 0.31 y 0.37; Jg 0.8. Cilíndrico.	264
IV.25	Distribución de diámetro de burbuja. Jl 0.19, 0.31 y 0.37; Jg 0.8. Plano.	265
IV.26	Distribución de diámetro de burbuja. Jl 0.19, 0.31 y 0.37; Jg 0.8. Cilíndrico.	266
IV.27	Flujo de área superficial de burbujas Sb. Jl 0.19, 0.31 y 0.37; Jg 0.8. Plano.	268
IV.28	Flujo de área superficial de burbujas Sb. Jl 0.19, 0.31 y 0.37; Jg 0.8. Cilíndrico.	268
IV.29	Tiempo de residencia y constante cinética de flotación. Efecto del Jl. Plano.	269
IV.30	Tiempo de residencia y constante cinética de flotación. Efecto del Jl. Cilíndrico	271

IV.31	Recuperación por etapa y acumulativa. Jl 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s; Jg 0.8. Batería.	273
IV.32	% de gas retenido, promedios. Efecto Jl 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s; Jg 0.8. Batería.	274
IV.33	Distribución de gas retenido. Efecto Jl 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s; Jg 0.8. Batería.	274
IV.34	Diámetro de burbuja promedio. Efecto Jl 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s; Jg 0.8. Batería.	276
IV.35	Distribución de diámetro de burbuja. Jl 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s; Jg 0.8. Batería.	276
IV.36	Flujo de área superficial de burbujas Sb. Jl 0.12, 0.19 y 0.31; Jg 0.8. Batería	278
IV.37	Tiempo de residencia y constante cinética de flotación. Efecto del Jl. Batería.	279
IV.38	Recuperación por etapa y acumulativa. Simulación, falla de dispersores. Batería.	281
IV.39	% de gas retenido, promedios. Efecto simulación, falla de dispersores. Batería.	282
IV.40	Distribución de gas retenido, Efecto simulación, falla de dispersores. Batería.	282
IV.41	Diámetro de burbuja promedio Efecto simulación, falla de dispersores. Batería.	284
IV.42	Distribución de Db. Efecto simulación, falla de dispersores. Batería.	284
IV.43	Flujo de área superficial de burbujas. Simulación, falla de dispersores. Batería.	286
IV.44	Tiempo de residencia y cinética. Simulación, falla de dispersores. Batería.	287
IV.45	Recuperación por etapa y acumulativa. Sistema con deflectores. Jg 0.8 Jl 0.31.	289
IV.46	% de gas retenido, promedios. Sistema con deflectores. Jg 0.8; Jl 0.31. Plano.	290
IV.47	Distribución de gas retenido. Sistema con deflectores. Jg 0.8; Jl 0.31. Plano.	290
IV.48	Diámetro de burbuja promedio. Sistema con deflectores. Jg 0.8; Jl 0.31. Plano.	293
IV.49	Distribución de diámetro de burbuja. Sistema con deflectores. Jg 0.8; Jl 0.31.	293
IV.50	Flujo de área superficial de burbujas. Sistema con deflectores. Jg 0.8; Jl 0.31. Pla	294
IV.51	Tiempo de residencia y cinética. Sistema con deflectores. Jg 0.8; Jl 0.31. Plano.	297
IV.52	Recuperación por etapa y acumulativa. Sistema c/deflectores. Jg 0.8 Jl 0.31. Cilí	300
IV.53	% de gas retenido, promedios. Sistema c/deflectores. Jg 0.8; Jl 0.31. Cilíndrico.	301
IV.54	Distribución de gas retenido. Sistema con deflectores. Jg 0.8; Jl 0.31. Cilíndrico.	301
IV.55	Diámetro de burbuja promedio Sistema c/deflectores. Jg 0.8; Jl 0.31. Cilíndrico.	304
IV.56	Distribución de diámetro de burbuja. Sistema con deflectores. Jg 0.8; Jl 0.31.	304
IV.57	Flujo de área superficial de burbujas. Sistema con deflectores. Jg 0.8; Jl 0.31.	307
IV.58	Tiempo de residencia y cinética Sistema c/deflectores. Jg 0.8; Jl 0.31. Cilíndrico.	308

Apéndice IV.1. Datos de % w/w Recuperación ion cobre Por Etapa y Acumulativa, para el dispersor **PLANO**,
 JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3.

$$\%R = \frac{FM_C}{FM_C + FM_T} * 100$$


% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ <u>Por Etapa</u>				
# de Celda	Jg 0.5 cm/s	Jg 0.8 cm/s	Jg 1.0 cm/s	Jg 1.5 cm/s
1	50.11	35.11	47.07	32.04
2	47.90	40.79	41.14	35.51
3	48.10	31.75	35.84	35.65
4	38.99	29.72	40.14	25.68
5	28.51	27.45	23.86	28.26

Ecuaciones para el cálculo de Recuperación acumulativa en cada etapa

$$\% R_{Cu} 2 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 3 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 4 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3 + MC_{Cu} 4}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 5 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3 + MC_{Cu} 4 + MC_{Cu} 5}{MF_{Cu} 1}$$

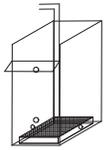
Donde

MC Flujo Masico del concentrado. Los subíndices indican el Concentrado de cada etapa.

MF Flujo Masico de la alimentación.

% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ <u>Acumulativas</u>				
# de Celda	Jg 0.5 cm/s	Jg 0.8 cm/s	Jg 1.0 cm/s	Jg 1.5 cm/s
1	50.18	35.16	47.1	32.04
2	63.2	55.35	55.91	43.08
3	79.01	70.96	67.56	57.45
4	87.57	83.19	78.01	64.48
5	92.26	92.54	82.83	70.49

Apéndice IV.2. Datos de la Altura de la Cama de Espuma para el dispersor **PLANO**, 30 mg/l de espumante
Flotación Por etapas Relación Metal/ Colector 1 a 0.3.

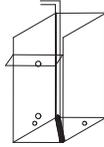


Condición	Dispersor Plano. Flotación por Etapas Relación M ⁺⁺ : Col. 1 a 0.3				Volumen de Espuma en Litros				
	Hce (+)	Hce (-)	Hce total						
Jg 0.5; JI 0.19 cm/s	1.0	-1.0	2.0	3.5	2.8	4.0	3.8	4.0	
Jg 0.8; JI 0.19 cm/s	1.0	-1.5	2.5	3.8	3.9	3.6	4	3.9	
Jg 1.0; JI 0.19 cm/s	1.5	-3.5	5.0	6.9	6.0	5.8	5.2	4.2	
Jg 1.5; JI 0.19 cm/s	1.0	-8.0	9.0	2.8	3.2	6.2	8.0	6.0	
Jg 0.8; <u>JI 0.31 cm/s</u>	1.0	-2.0	3.0	4.0	3.9	4.0	3.5	3.2	
Jg 0.8; <u>JI 0.37 cm/s</u>	1.0	-2.0	3.0	3.0	3.0	3.0	2.5	2.8	
Jg 0.8; <u>JI 0.31 cm/s</u> C/cuadrante vertical 7 cm Ab.	1.2	-1.2	2.4	8.0	7.0	6.0	4.0	4.0	
Jg 0.8; <u>JI 0.31 cm/s</u> C/deflector Lateral 7 cm abajo	1.0	-6.0	7.0	-	-	-	-	-	
Jg 0.8; <u>JI 0.31 cm/s</u> C/deflector Frontal 7cm abajo	1.0	-2.5	3.5	0.8	2.1	2.0	1.8	1.7	
Jg 0.8; <u>JI 0.31cm/s</u> C/deflector Frontal Rebosadero	-	-	-	7.2	6.1	5.0	4.2	3.2	
Jg 0.8; <u>JI 0.31cm/s</u> C/deflector Lateral Rebosadero	1.0	-1.9	2.9	5.0	4.5	4.2	3.9	3.0	
Jg 0.8; <u>JI 0.31 cm/s</u> Prueba Con 4.5 PPM inicial de Cu ⁺⁺	1.0	-3.0	4.9	1.2	0.7	0.6	0.5	0.5	

Apéndice IV.3. Datos de % w/w Recuperación ion cobre Por Etapa y Acumulativa, para el dispersor **CILÍNDRICO**, J1 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3.

Efecto de la velocidad superficial de gas.

$$\%R = \frac{FM_C}{FM_C + FM_T} * 100$$



% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ <u>Por Etapa</u>				
# de Celda	Jg 0.5 cm/s	Jg 0.8 cm/s	Jg 1.0 cm/s	Jg 1.5 cm/s
1	17.98	50.607	43.799	52.99
2	38.92	40.416	48.12	43.138
3	54.4	12.548	14.353	29.797
4	19.73	8.375	9.652	20.782
5	10	6.93	15.671	17.349

Ecuaciones para el cálculo de Recuperación acumulativa en cada etapa

$$\% R_{Cu\ 2\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2}}{MF_{Cu\ 1}}$$

$$\% R_{Cu\ 3\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2} + MC_{Cu\ 3}}{MF_{Cu\ 1}}$$

$$\% R_{Cu\ 4\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2} + MC_{Cu\ 3} + MC_{Cu\ 4}}{MF_{Cu\ 1}}$$

$$\% R_{Cu\ 5\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2} + MC_{Cu\ 3} + MC_{Cu\ 4} + MC_{Cu\ 5}}{MF_{Cu\ 1}}$$

Donde

MC Flujo Masico del concentrado. Los subíndices indican el Concentrado de cada etapa.

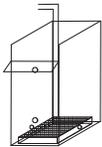
MF Flujo Masico de la alimentación.

% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ <u>Acumulativas</u>				
# de Celda	Jg 0.5 cm/s	Jg 0.8 cm/s	Jg 1.0 cm/s	Jg 1.5 cm/s
1	17.94	50.63	43.76	53
2	34.4	65.03	81.47	67.08
3	51.98	70.08	87.55	75.42
4	55.54	73.61	93.26	79.46
5	57.49	76.79	97.06	81.8

Apéndice IV.4. Datos de la Altura de la Cama de Espuma para el dispersor **CILÍNDRICO**, 30 mg/l de espumante. Flotación Por etapas Relación Metal/ Colector 1 a 0.3.

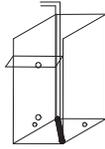
Condición	Dispersor <u>Cilíndrico</u> . Flotación por Etapas Relación M ⁺⁺ : Col. 1 a 0.3				Volumen de Espuma en Litros				
	Hce (+)	Hce (-)	Hce total						
Jg 0.5; JI 0.19 cm/s	1.8	-1.5	3.3	4.8	4.9	4.2	4.2	3.8	
Jg 0.8; JI 0.19 cm/s	1.5	-1.7	3.2						
Jg 1.0; JI 0.19 cm/s	2.0	-2.5	4.5	9.2	8.0	6.4	5.5	5.0	
Jg 1.5; JI 0.19 cm/s	2.0	-7.0	9.0	5.4	9.2	7.2	6.8	5.9	
Jg 0.8; <u>Jl 0.31 cm/s</u>	1.1	-1.3	2.4	7.0	6.0	6.0	6.0	4.5	
Jg 0.8; <u>Jl 0.37 cm/s</u>	1.0	-1.5	2.4	1.3	2.2	2.5	2.2	2.2	
Jg 0.8; <u>Jl 0.31 cm/s</u> .C/cuadrante vertical 7 cm Ab.	1.0	-1.0	2.0	6.8	6.5	6.0	6.0	6.0	
Jg 0.8; <u>Jl 0.31 cm/s</u> .C/deflector Lateral 7 cm abajo	1.0	-3.5	4.5	2.0	1.0	1.0	1.0	1.0	
Jg 0.8; <u>Jl 0.31 cm/s</u> .C/deflector Frontal 7cm abajo	1.5	-2.0	3.5	0.9	0.8	0.6	0.5	0.5	
Jg 0.8; <u>Jl 0.31cm/s</u> .C/deflector Frontal Rebosadero				3.2	2.5	2.5	2.5	2.2	
Jg 0.8; <u>Jl 0.31cm/s</u> .C/deflector Lateral Rebosadero				7	6.5	6.1	5.5	5.0	

Apéndice IV.5. Datos % de gas retenido promedio para las diferentes velocidades superficiales de gas con una relación metal: colector de 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante polipropilenglicol.



# de Celda	% v/v De Gas Retenido Promedio, en la Flotación por etapas			
	Jg 0.5 cm/s	Jg 0.8 cm/s	Jg 1.0 cm/s	Jg 1.5 cm/s
1	6.88	7.0	9.29	18.54
2	5.51	6.0	9.77	19.13
3	4.85	5.07	8.61	19.01
4	3.47	3.7	9.3	18
5	3	3.61	8.15	17.83

Apéndice IV.6. Datos del % de gas retenido promedio para las diferentes velocidades superficiales de gas con una relación metal: colector de 1 a 0.3, dispersor **CILÍNDRICO**, JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante polipropilenglicol.



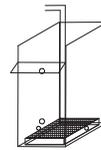
% v/v De Gas Retenido Promedio, en la Flotación por etapas				
# de Celda	Jg 0.5 cm/s	Jg 0.8 cm/s	Jg 1.0 cm/s	Jg 1.5 cm/s
1	5.23	7.2	10.61	14.59
2	5.05	6.04	8.55	14.4
3	5.11	5.8	7.71	13.73
4	5.03	6.62	8.53	12.75
5	4.78	6.54	7.43	10.35

Apéndice IV.7. Datos Distribución de Gas Retenido para las diferentes velocidades superficiales de gas empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.5 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_i}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_i}\right)\right]} * 100$$

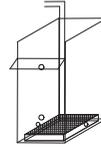


# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	4.29	7.87	12.05	10.06	8.57	5.28	4.12	4.67	5.02	6.88
2	4.38	11.76	10.63	4.51	5.33	5.34	2.10	2.74	2.82	5.51
3	1.88	3.13	6.75	5.05	10.14	9.69	2.71	2.39	1.92	4.85
4	2.22	3.88	5.42	2.29	3.78	6.69	3.02	2.47	1.46	3.47
5	2.66	4.68	8.96	1.90	5.73	7.60	2.70	2.66	1.97	3

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

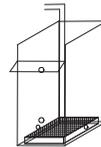


# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	4.07	11.10	5.96	5.09	14.63	4.96	4.39	4.71	4.71	7.0
2	1.89	7.88	3.28	3.14	6.67	2.93	2.62	1.61	3.35	6.0
3	1.86	8.62	5.01	2.95	17.60	2.63	2.35	2.98	1.66	5.07
4	2.06	2.27	7.09	1.92	10.38	2.62	1.88	1.53	3.58	3.7
5	1.22	2.27	7.09	1.92	10.38	2.62	1.88	1.53	3.58	3.61

Velocidad Superficial de Gas Jg de 1.0 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

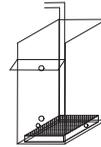


# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	14.23	17.07	9.33	6.63	10.44	10.24	6.19	4.69	4.76	9.29
2	13.32	12.86	11.49	10.67	12.06	10.28	5.73	4.87	6.64	9.77
3	10.94	11.72	10.86	6.78	12.69	8.80	5.18	6.35	4.16	8.61
4	10.56	12.10	10.88	7.57	18.89	9.39	4.53	5.01	4.73	9.3
5	9.94	8.64	7.59	4.98	17.54	8.12	5.99	5.48	5.05	8.15

Velocidad Superficial de Gas Jg de 1.5 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)\right]} * 100$$



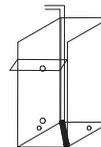
# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	18.82	18.82	22.12	18.37	17.46	14.20	20.09	18.70	18.25	18.54
2	17.96	17.56	17.39	20.83	24.71	17.16	18.32	20.17	18.04	19.13
3	18.23	19.33	15.48	17.88	23.50	16.77	20.00	20.54	19.38	19.01
4	17.96	20.09	17.97	21.52	23.59	20.37	21.52	20.59	18.56	18
5	16.79	20.89	16.51	18.34	17.63	14.89	18.55	19.42	17.49	17.83

Apéndice IV.8. Datos de la distribución de Gas Retenido para las diferentes velocidades superficiales de gas empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **CILÍNDRICO**, JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.5 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)\right]} * 100$$

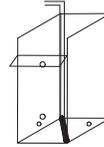


# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	8.76	8.43	4.13	4.06	10.24	7.11	4.32	3.46	14.52	5.23
2	9.78	3.88	2.34	3.23	7.93	3.20	3.46	2.71	8.91	5.05
3	8.24	5.98	2.21	2.92	8.28	2.89	3.19	2.14	10.15	5.11
4	5.54	6.07	2.89	3.16	8.58	2.82	3.88	3.23	9.05	5.03
5	4.21	6.36	2.23	3.39	8.36	3.51	3.09	2.15	9.76	4.78

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

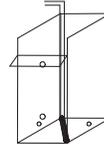


# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	8.73	6.60	2.48	6.12	6.90	5.12	6.94	4.63	17.33	7.2
2	6.22	5.04	4.76	6.08	5.46	4.88	4.83	4.45	12.63	6.04
3	6.07	4.41	4.69	4.55	4.87	3.65	4.73	4.59	14.63	5.8
4	6.39	4.21	5.56	4.85	10.46	3.30	4.71	5.49	14.64	6.62
5	6.09	4.55	3.69	5.12	8.40	7.79	4.84	3.90	14.50	6.54

Velocidad Superficial de Gas Jg de 1.0 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

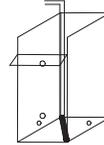


# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	11.08	9.44	10.78	10.48	9.88	11.68	8.26	7.39	16.54	10.61
2	8.11	5.93	7.64	7.16	7.78	8.03	7.97	6.58	17.73	8.55
3	7.03	6.77	5.62	7.21	8.39	5.44	5.84	4.89	18.19	7.71
4	7.49	6.82	5.11	7.42	14.74	6.00	6.52	6.67	16.04	8.53
5	7.52	5.96	5.03	6.26	12.37	4.58	5.44	5.18	14.54	7.43

Velocidad Superficial de Gas Jg de 1.5 cm/s

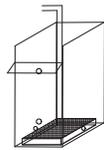
CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	15.31	12.36	13.48	15.31	18.67	13.53	11.89	7.61	23.14	14.59
2	15.47	14.36	10.88	14.49	15.30	11.55	14.08	12.31	21.11	14.4
3	14.03	13.38	11.59	13.82	15.43	11.63	12.07	11.07	20.53	13.73
4	12.40	11.70	11.05	12.43	16.07	9.14	12.16	10.01	19.82	12.75
5	11.94	9.00	8.21	10.40	10.18	6.07	9.64	8.25	19.40	10.35

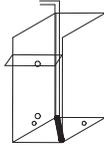
Apéndice IV.9. Datos del Diámetro de burbuja promedio para las diferentes velocidades superficiales de gas empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante.



Diámetro de Burbuja (mm.) Promedio, en la Flotación por etapas

# de Celda	Jg 0.5 cm/s	Jg 0.8 cm/s	Jg 1.0 cm/s	Jg 1.5 cm/s
1	0.7	1.15	1.04	0.87
2	0.85	1.14	1	0.85
3	0.96	1.51	1.12	0.85
4	1.35	1.34	1.04	0.81
5	1.08	1.21	1.18	0.89

Apéndice IV.10. Datos del Diámetro de burbuja promedio para las diferentes velocidades superficiales de gas empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **CILÍNDRICO**, JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante.



Diámetro de Burbuja (mm.) Promedio, en la Flotación por etapas				
# de Celda	Jg 0.5 cm/s	Jg 0.8 cm/s	Jg 1.0 cm/s	Jg 1.5 cm/s
1	0.67	1.06	0.93	1.05
2	0.92	1.26	1.13	1.06
3	0.91	1.31	1.25	1.1
4	0.93	1.15	1.13	1.18
5	0.97	1.16	1.3	1.44

Apéndice IV.11. Datos de Distribución de Diámetro de burbuja para las diferentes velocidades superficiales de gas empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante.

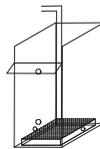
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR PLANO POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.5 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	1.08	0.62	0.46	0.52	0.58	0.88	1.13	0.99	0.93	0.70
2	1.06	0.47	0.50	1.03	0.88	0.88	2.38	1.75	1.70	0.85
3	2.70	1.51	0.71	0.92	0.52	0.53	1.77	2.05	2.64	0.96
4	2.23	1.20	0.86	2.15	1.23	0.71	1.57	1.97	3.67	1.35
5	1.81	0.99	0.57	2.68	0.82	0.64	1.78	1.81	2.56	1.08

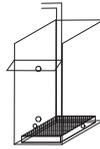
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR PLANO POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	1.92	0.72	1.28	1.51	0.59	1.55	1.77	1.64	1.64	1.15
2	1.79	0.97	1.46	1.59	1.14	1.81	1.22	1.82	1.40	1.14
3	1.86	0.89	1.53	1.79	0.53	1.19	1.66	1.75	1.62	1.51
4	1.29	1.82	1.07	1.70	0.76	1.21	1.80	1.19	2.22	1.34
5	1.28	1.82	1.07	1.70	0.76	1.21	1.80	1.19	2.22	1.21

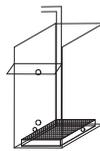
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR PLANO POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 1.0 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	0.73	0.64	1.04	1.46	0.94	0.96	1.56	2.12	2.09	1.04
2	0.77	0.79	0.86	0.92	0.83	0.95	1.70	2.03	1.45	1.00
3	0.90	0.85	0.91	1.42	0.80	1.10	1.90	1.52	2.43	1.12
4	0.93	0.83	0.91	1.27	0.61	1.03	2.21	1.97	2.10	1.04
5	0.98	1.12	1.27	1.99	0.63	1.19	1.62	1.78	1.95	1.18

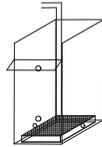
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR PLANO POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 1.5 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	0.86	0.86	0.77	0.87	0.91	1.07	0.82	0.86	0.88	0.87
2	0.89	0.90	0.91	0.80	0.72	0.92	0.87	0.82	0.88	0.85
3	0.88	0.84	1.00	0.89	0.74	0.93	0.82	0.81	0.84	0.85
4	0.89	0.82	0.89	0.78	0.74	0.81	0.78	0.81	0.87	0.81
5	0.93	0.80	0.95	0.87	0.90	1.03	0.87	0.84	0.90	0.89

Apéndice IV.12. Datos de la Distribución de Diámetro de burbuja para las diferentes velocidades superficiales de gas empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **CILÍNDRICO**, JI 0.19 cm/s 30 mg/ de espumante.

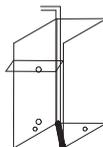
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.5 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	0.57	0.59	1.12	1.15	0.51	0.68	1.08	1.35	0.42	0.67
2	0.53	1.20	2.09	1.46	0.62	1.47	1.35	1.77	0.57	0.92
3	0.60	0.79	2.24	1.63	0.60	1.65	1.48	2.33	0.52	0.91
4	0.84	0.78	1.65	1.50	0.58	1.70	1.20	1.46	0.56	0.93
5	1.10	0.75	2.22	1.38	0.60	1.34	1.53	2.31	0.53	0.97

ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$

Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	0.88	1.15	3.44	1.24	1.10	1.50	1.10	1.67	0.53	1.06
2	1.22	1.52	1.62	1.25	1.40	1.58	1.59	1.74	0.66	1.26
3	1.25	1.76	1.64	1.70	1.58	2.18	1.63	1.69	0.59	1.31
4	1.19	1.85	1.37	1.59	0.76	2.44	1.64	1.39	0.59	1.15
5	1.25	1.70	2.15	1.50	0.92	0.98	1.59	2.02	0.60	1.16

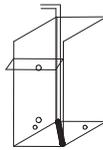
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 1.0 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	0.89	1.03	0.91	0.94	0.99	0.85	1.17	1.30	0.66	0.93
2	1.19	1.64	1.26	1.35	1.24	1.20	1.21	1.47	0.63	1.13
3	1.37	1.43	1.74	1.33	1.15	1.80	1.67	2.03	0.62	1.25
4	1.28	1.41	1.93	1.30	0.71	1.62	1.48	1.45	0.67	1.13
5	1.28	1.63	1.96	1.55	0.81	2.18	1.80	1.90	0.72	1.30

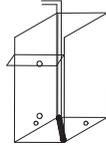
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR CILÍNDRICO POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 1.5 cm/s

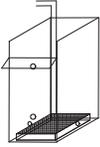
Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	1.00	1.21	1.12	1.00	0.86	1.12	1.26	1.98	0.75	1.05
2	1.00	1.06	1.37	1.05	1.00	1.29	1.08	1.22	0.79	1.06
3	1.08	1.13	1.29	1.10	1.00	1.28	1.24	1.34	0.81	1.10
4	1.21	1.27	1.35	1.20	0.97	1.63	1.23	1.48	0.83	1.18
5	1.25	1.65	1.82	1.43	1.46	2.54	1.54	1.81	0.84	1.44

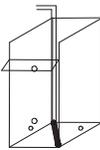
Apéndice IV.13. Datos Del Flujo de Área superficial de burbujas Sb (s^{-1}) promedio para las diferentes velocidades superficiales de gas empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal : colector 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante.



Flujo de superficie de Burbujas Sb (s^{-1}) Promedio, en la Flotación por etapas

# de Celda	Jg 0.5 cm/s	Jg 0.8 cm/s	Jg 1.0 cm/s	Jg 1.5 cm/s
1	43.03	41.84	57.49	103.9
2	35.32	38	60.23	106.25
3	31.28	31.77	53.54	105.81
4	22.2	22.42	57.54	110.45
5	20	21.76	50.76	101

Apéndice IV.14. Datos Del Flujo de Área superficial de burbujas Sb (s^{-1}) promedio para las diferentes velocidades superficiales de gas empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal : colector 1 a 0.3, dispersor **CILÍNDRICO**, JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante.



Flujo de superficie de Burbujas Sb (s^{-1}) Promedio, en la Flotación por etapas

# de Celda	Jg 0.5 cm/s	Jg 0.8 cm/s	Jg 1.0 cm/s	Jg 1.5 cm/s
1	44.84	45.41	64.83	86.07
2	32.52	38.12	53.16	85.1
3	32.9	36.55	48.05	81.67
4	32.37	41.83	53.08	76.48
5	30.87	41.32	46.31	62.66

Apéndice IV.15. Calculo del tiempo de residencia aparente (τ) min. Y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}): JI 0.19 cm/s, 30 mg/l de espumante.

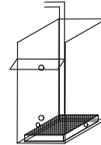
FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR PLANO

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE GAS 0.5 CM/S

Tiempo de residencia τ (min)

$$\tau = \frac{V_{zc}}{Ql} * (1 - \epsilon_g) =$$



Donde:

V_{zc} es el volumen de la zona de colección. cm^3 , ϵ_g es la Fracción de gas Retenido. $(1 - \epsilon_g)$ es la fracción de líquido retenido, y Ql es el Flujo Volumétrico de líquido cm^3/s . Dando unidades de s^{-1} comúnmente expresada como min^{-1} .

Constante Cinética de Flotación Aparente $\kappa \text{ min}^{-1}$. Para un reactor tipo de mezclado perfecto.

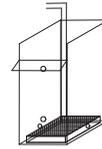
$$k = \frac{R}{(1 - R) * \tau}$$

Donde: k es la constante cinética de flotación, τ el tiempo de residencia aparente y R la recuperación de la especie (fracción).

GENERADOR DE BURBUJAS PLANO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.5 cm/s		Flotación Por Etapas		JI 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
1	6.88	0.0688	1	50.115	50.18	0.50115	2.65	2.67
2	5.51	0.0551	1	47.9	63.20	0.479	2.69	2.48
3	4.85	0.0485	1	48.107	79.01	0.48107	2.71	2.51
4	3.47	0.0347	1	38.991	87.57	0.38991	2.75	1.76
5	4.32	0.0432	1	28.515	92.26	0.28515	2.73	1.09

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR PLANO



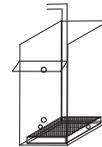
VELOCIDAD SUPERFICIAL DE GAS 0.8 CM/S

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

GENERADOR DE BURBUJAS <u>PLANO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	6.63	0.0663	1.5	35.116	35.16	0.35116	2.62	1.42
2	3.71	0.0371	1.5	40.791	55.35	0.40791	2.70	1.86
3	5.07	0.0507	1.5	31.758	70.96	0.31758	2.66	1.24
4	3.7	0.037	1.5	29.724	83.19	0.29724	2.70	1.14
5	3.61	0.0361	1.5	27.453	92.54	0.27453	2.71	1.02

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR PLANO



VELOCIDAD SUPERFICIAL DE GAS 1.0 CM/S

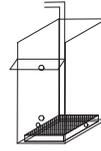
Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

GENERADOR DE BURBUJAS <u>PLANO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 1.0 cm/s		Flotación Por Etapas		Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	9.29	0.0929	3.5	47.07	47.10	0.4707	2.39	2.12
2	9.77	0.0977	3.5	41.14	55.91	0.4114	2.37	1.66
3	8.61	0.0861	3.5	35.84	67.56	0.3584	2.41	1.34
4	9.3	0.093	4	40.14	78.01	0.4014	2.35	1.57
5	8.15	0.0815	4	23.86	82.83	0.2386	2.38	0.74

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR PLANO

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE GAS 1.5 CM/S



Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min^{-1}

GENERADOR DE BURBUJAS PLANO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 1.5 cm/s		Flotación Por Etapas			Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3	
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
1	18.54	0.1854	8	32.046	32.04	0.32046	1.82	0.86
2	19.13	0.1913	8	35.519	43.08	0.35519	1.81	1.00
3	19.01	0.1901	8	35.652	57.45	0.35652	1.81	1.00
4	20.24	0.2024	8	25.682	64.48	0.25682	1.78	0.62
5	17.83	0.1783	8	28.26	70.49	0.2826	1.84	0.72

Apéndice IV.16. Cálculo del tiempo de residencia aparente (τ) min. Y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}). J l 0.19 cm/s, 30 mg/l de espumante.

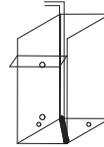
FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE GAS 0.5 CM/S

Tiempo de residencia τ (min)

$$\tau = \frac{V_{zc}}{Ql} * (1 - \epsilon_g) =$$



Donde:

V_{zc} es el volumen de la zona de colección. cm^3 , ϵ_g es la Fracción de gas Retenido. $(1 - \epsilon_g)$ es la fracción de líquido retenido, y Ql es el flujo Volumétrico de líquido cm^3/s . Con unidades de s^{-1} comúnmente expresada como min^{-1} .

Constante Cinética de Flotación Aparente $\kappa \text{ min}^{-1}$. Para un reactor tipo de mezclado perfecto.

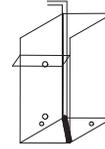
$$k = \frac{R}{(1 - R) * \tau}$$

Donde: k es la constante cinética de flotación, τ el tiempo de residencia aparente y R la recuperación de la especie (fracción).

GENERADOR DE BURBUJAS <u>CILÍNDRICO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.5 cm/s		Flotación Por Etapas			Jl 0.19 cm/s Relación Metal/Colector 1 a 0.3			
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
1	7.23	0.0723	1.5	17.98	17.94	0.1798	2.60	0.57
2	5.05	0.0505	1.5	38.92	34.4	0.3892	2.67	1.70
3	5.11	0.0511	1.5	54.4	51.98	0.544	2.66	3.18
4	5.03	0.0503	1.5	19.73	55.54	0.1973	2.67	0.66
5	4.78	0.0478	1.5	10	57.49	0.1	2.67	0.30

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO



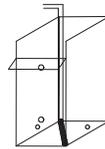
VELOCIDAD SUPERFICIAL DE GAS 0.8 CM/S

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

GENERADOR DE BURBUJAS <u>CILÍNDRICO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	7.2	0.072	1.5	50.607	50.63	0.50607	2.60	2.67
2	6.04	0.0604	1.5	40.416	65.03	0.40416	2.64	1.79
3	5.8	0.058	1.5	12.548	70.08	0.12548	2.64	0.38
4	6.62	0.0662	2	8.375	73.61	0.08375	2.58	0.24
5	6.54	0.0654	2	6.93	76.79	0.0693	2.58	0.19

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO



VELOCIDAD SUPERFICIAL DE GAS 1.0 CM/S

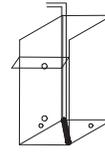
Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

GENERADOR DE BURBUJAS <u>CILÍNDRICO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 1.0 cm/s		Flotación Por Etapas		Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	10.61	0.1061	2	43.799	43.76	0.43799	2.47	1.92
2	8.55	0.0855	2.5	48.12	81.47	0.4812	2.49	2.31
3	7.71	0.0771	3	14.353	87.55	0.14353	2.47	0.41
4	8.53	0.0853	3	9.652	93.26	0.09652	2.45	0.26
5	7.43	0.0743	3	15.671	97.06	0.15671	2.48	0.46

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE GAS 1.5 CM/S

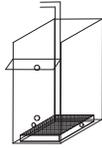


Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min^{-1}

GENERADOR DE BURBUJAS <u>CILÍNDRICO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 1.5 cm/s		Flotación Por Etapas			Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3	
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
1	14.59	0.1459	7	52.99	53	0.5299	1.99	2.24
2	14.4	0.144	7	43.138	67.08	0.43138	1.99	1.51
3	13.73	0.1373	7	29.797	75.42	0.29797	2.01	0.85
4	12.75	0.1275	7	20.782	79.46	0.20782	2.03	0.53
5	10.35	0.1035	7	17.349	81.8	0.17349	2.08	0.44

Apéndice IV.17. Datos de % w/w Recuperación ion cobre **Por Etapa y Acumulativa**, para el dispersor **PLANO**, JI 0.19, 0.31 y 0.37 cm/s, 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3.

$$\%R = \frac{FM_C}{FM_C + FM_T} * 100$$



% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ <u>Por Etapa Jg 0.8 cm/s</u>			
# de Celda	Jl 0.19 cm/s	Jl 0.31 cm/s	Jg 0.37 cm/s
1	35.116	48.786	35.865
2	40.791	49.665	47.04
3	31.758	46.306	42.17
4	29.724	46.244	29.861
5	27.453	35.486	24.071

Ecuaciones para el cálculo de Recuperación acumulativa en cada etapa

$$\% R_{Cu} 2 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 3 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 4 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3 + MC_{Cu} 4}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 5 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3 + MC_{Cu} 4 + MC_{Cu} 5}{MF_{Cu} 1}$$

Donde

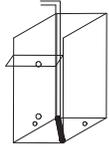
MC Flujo Masico del concentrado. Los subíndices indican el Concentrado de cada etapa.

MF Flujo Masico de la alimentación.

% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ <u>Acumulativas Por Etapa Jg 0.8 cm/s</u>			
# de Celda	Jl 0.19 cm/s	Jl 0.31 cm/s	Jg 0.37 cm/s
1	35.16	48.89	35.75
2	55.35	60.59	59.95
3	70.96	75.75	79.22
4	83.19	87.82	88.68
5	92.54	94.62	94.71

Apéndice IV.18. Datos de % w/w Recuperación ion cobre **Por Etapa y Acumulativa**, para el dispersor **CILÍNDRICO**, J1 0.19, 0.31 y 0.37 cm/s, 30 PPM de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3.

$$\%R = \frac{FM_C}{FM_C + FM_T} * 100$$



% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ Por Etapa Jg 0.8 cm/s			
# de Celda	J1 0.19 cm/s	J1 0.31 cm/s	Jg 0.37 cm/s
1	50.607	41.432	14.351
2	40.416	43.949	10.893
3	12.548	39.4	9.255
4	8.375	26.978	8.516
5	6.93	21.661	5.571

Ecuaciones para el cálculo de Recuperación acumulativa en cada etapa

$$\% R_{Cu} 2 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 3 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 4 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3 + MC_{Cu} 4}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 5 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3 + MC_{Cu} 4 + MC_{Cu} 5}{MF_{Cu} 1}$$

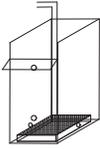
Donde

MC Flujo Masico del concentrado. Los subíndices indican el Concentrado de cada etapa.

MF Flujo Masico de la alimentación.

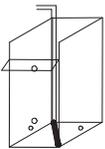
% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ Acumulativas Por Etapa Jg 0.8 cm/s			
# de Celda	J1 0.19 cm/s	J1 0.31 cm/s	Jg 0.37 cm/s
1	50.63	41.46	14.35
2	65.03	64.21	15.74
3	70.08	80.83	21.42
4	73.61	86.41	26.52
5	76.79	90.47	29.99

Apéndice IV.19. Datos % de gas retenido promedio para las diferentes velocidades superficiales de líquido con una relación metal: colector de 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, Jg 0.8 cm/s 30 mg/l de espumante polipropilenglicol.



% v/v De Gas Retenido Promedio, en la Flotación por etapas <u>Jg 0.8 cm/s</u>			
# de Celda	Jl 0.19 cm/s	Jl 0.31 cm/s	Jg 0.37 cm/s
1	7.00	8.41	8.29
2	6.00	8.41	7.70
3	5.07	7.26	7.54
4	3.70	4.90	6.26
5	3.61	5.21	6.10

Apéndice IV.20. Datos % de gas retenido promedio para las diferentes velocidades superficiales de líquido con una relación metal: colector de 1 a 0.3, dispersor **CILÍNDRICO**, Jg 0.8 cm/s 30 mg/l de espumante polipropilenglicol.



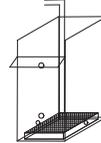
% v/v De Gas Retenido Promedio, en la Flotación por etapas <u>Jg 0.8 cm/s</u>			
# de Celda	Jl 0.19 cm/s	Jl 0.31 cm/s	Jg 0.37 cm/s
1	7.2	8.19	8.59
2	6.04	6.23	8.75
3	5.8	7.31	8.28
4	6.62	6.09	8.58
5	6.54	5.44	8.06

Apéndice IV.21. Datos Distribución de Gas Retenido para las diferentes velocidades superficiales de líquido empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, Jg 0.8 cm/s, 30 mg/l de espumante.

Velocidad Superficial de Gas JI de 0.19 cm/s, Jg 0.8 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

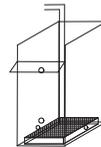


# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	4.07	11.10	5.96	5.09	14.63	4.96	4.39	4.71	4.71	7.0
2	1.89	7.88	3.28	3.14	6.67	2.93	2.62	1.61	3.35	6.0
3	1.86	8.62	5.01	2.95	17.60	2.63	2.35	2.98	1.66	5.07
4	2.06	2.27	7.09	1.92	10.38	2.62	1.88	1.53	3.58	3.7
5	1.22	2.27	7.09	1.92	10.38	2.62	1.88	1.53	3.58	3.61

Velocidad Superficial de Gas JI de 0.31 cm/s, Jg 0.8 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

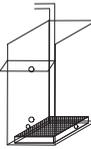
$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	7.15	11.53	10.67	6.38	13.54	8.17	6.50	5.71	6.01	8.41
2	7.15	11.53	10.67	6.38	13.54	8.17	6.50	5.71	6.01	8.41
3	5.02	12.40	13.01	6.78	9.64	3.94	5.89	4.61	4.09	7.26
4	4.54	5.79	6.52	2.95	6.54	4.13	4.77	4.69	4.13	4.90
5	4.50	9.16	6.85	4.54	5.46	4.65	5.78	2.40	3.57	5.21

Velocidad Superficial de Gas J_l de 0.37 cm/s, J_g 0.8 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

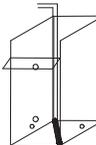
$$\varepsilon_{gg} = \frac{1 - \left(\frac{K_d}{K_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{K_d}{K_l}\right)\right]} * 100$$


# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	4.74	4.97	8.39	8.54	9.08	4.67	5.64	4.67	5.64	8.29
2	4.74	4.97	8.39	8.54	9.08	4.67	5.64	4.67	5.64	7.70
3	4.30	7.36	12.06	6.41	16.02	6.48	5.05	5.73	4.41	7.54
4	4.98	4.61	14.96	9.90	14.88	4.01	5.74	4.91	5.28	6.26
5	4.99	8.35	16.64	7.50	14.40	8.35	4.99	5.89	3.50	6.10

Apéndice IV.22. Datos Distribución de Gas Retenido para las diferentes velocidades superficiales de líquido empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **CILÍNDRICO**, J_g 0.8 cm/s, 30 mg/l de espumante.

Velocidad Superficial de Gas J_l de 0.19 cm/s, J_g 0.8 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

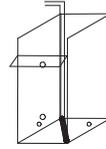
$$\varepsilon_{gg} = \frac{1 - \left(\frac{K_d}{K_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{K_d}{K_l}\right)\right]} * 100$$


# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	8.73	6.60	2.48	6.12	6.90	5.12	6.94	4.63	17.33	7.20
2	6.22	5.04	4.76	6.08	5.46	4.88	4.83	4.45	12.63	6.04
3	6.07	4.41	4.69	4.55	4.87	3.65	4.73	4.59	14.63	5.80
4	6.39	4.21	5.56	4.85	10.46	3.30	4.71	5.49	14.64	6.62
5	6.09	4.55	3.69	5.12	8.40	7.79	4.84	3.90	14.50	6.54

Velocidad Superficial de Gas I₁ de 0.31 cm/s, I_g 0.8 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{K_d}{K_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{K_d}{K_l}\right)\right]} * 100$$

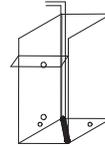


# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	7.20	5.68	5.06	5.31	13.06	9.13	5.35	4.56	18.36	8.19
2	4.75	5.71	3.52	4.75	6.60	6.56	4.42	4.02	15.75	6.23
3	4.69	4.68	4.83	4.83	11.14	8.74	5.65	4.83	16.39	7.31
4	4.96	4.06	4.55	4.29	10.40	4.28	4.21	3.54	14.55	6.09
5	4.92	3.22	2.70	3.60	10.62	1.38	4.12	4.65	13.78	5.44

Velocidad Superficial de Gas I₁ de 0.37 cm/s, I_g 0.8 cm/s

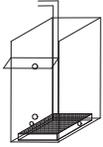
CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{K_d}{K_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{K_d}{K_l}\right)\right]} * 100$$



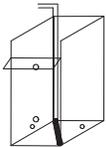
# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	12.11	5.96	6.97	5.99	12.07	4.96	6.44	5.55	17.29	8.59
2	11.53	5.81	6.87	6.00	13.16	5.63	6.53	6.57	16.66	8.75
3	11.21	7.23	6.09	5.90	12.40	3.46	6.24	4.79	17.16	8.28
4	11.01	6.49	6.30	5.77	13.16	4.88	6.30	6.59	16.67	8.58
5	10.77	6.66	5.49	6.17	10.69	4.52	5.12	5.64	17.48	8.06

Apéndice IV.23. Datos del Diámetro de burbuja promedio para las diferentes velocidades superficiales de líquido empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, JI 0.8 cm/s, 30 mg/l de espumante.



Diámetro de Burbuja (mm.) Promedio, en la Flotación por etapas <u>Jg 0.8 cm/s</u>			
# de Celda	Jl 0.19 cm/s	Jl 0.31 cm/s	Jg 0.37 cm/s
1	1.15	0.92	1.22
2	1.14	0.92	1.22
3	1.51	1.05	1.02
4	1.34	1.57	1.00
5	1.21	1.47	0.93

Apéndice IV.24. Datos del Diámetro de burbuja promedio para las diferentes velocidades superficiales de líquido empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **CILÍNDRICO**, JI 0.8 cm/s, 30 mg/l de espumante.



Diámetro de Burbuja (mm.) Promedio, en la Flotación por etapas <u>Jg 0.8 cm/s</u>			
# de Celda	Jl 0.19 cm/s	Jl 0.31 cm/s	Jg 0.37 cm/s
1	1.06	0.94	0.9
2	1.26	1.22	0.89
3	1.31	1.05	0.93
4	1.15	1.25	0.9
5	1.16	1.41	0.96

Apéndice IV.25. Datos de Distribución de Diámetro de burbuja para las diferentes velocidades superficiales de líquido empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor PLANO, Jg 0.8 cm/s 30 mg/l de espumante.

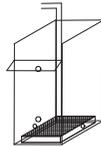
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR PLANO POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s Jl 0.19 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	1.92	0.72	1.28	1.51	0.59	1.55	1.77	1.64	1.64	1.15
2	1.79	0.97	1.46	1.59	1.14	1.81	1.22	1.82	1.40	1.14
3	1.86	0.89	1.53	1.79	0.53	1.19	1.66	1.75	1.62	1.51
4	1.29	1.82	1.07	1.70	0.76	1.21	1.80	1.19	2.22	1.34
5	1.28	1.82	1.07	1.70	0.76	1.21	1.80	1.19	2.22	1.21

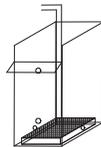
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR PLANO POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s Jl 0.31 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	1.07	0.71	0.75	1.19	0.63	0.94	1.17	1.34	1.27	0.92
2	1.07	0.71	0.75	1.19	0.63	0.94	1.17	1.34	1.27	0.92
3	1.53	0.67	0.65	1.12	0.82	2.00	1.30	1.68	1.92	1.05
4	1.71	1.32	1.17	2.80	1.17	1.90	1.62	1.65	1.90	1.57
5	1.72	0.85	1.11	1.71	1.40	1.66	1.32	3.57	2.24	1.47

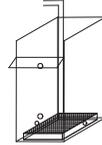
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR PLANO POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s 11 0.37 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	1.63	1.55	0.92	0.91	0.86	1.66	1.36	1.66	1.36	1.22
2	1.63	1.55	0.92	0.91	0.86	1.66	1.36	1.66	1.36	1.22
3	1.81	1.04	0.68	1.19	0.57	1.18	1.52	1.33	1.76	1.02
4	1.55	1.68	0.59	0.80	0.59	1.96	1.33	1.57	1.45	1.00
5	1.54	0.93	0.55	1.02	0.61	0.93	1.54	1.30	2.29	0.93

Apéndice IV.26. Datos de Distribución de Diámetro de burbuja para las diferentes velocidades superficiales de líquido empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor CILÍNDRICO, Jg 0.8 cm/s 30 mg/l de espumante.

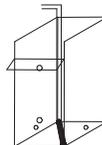
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR CILÍNDRICO POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s 11 0.19 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	0.88	1.15	3.44	1.24	1.10	1.50	1.10	1.67	0.53	1.06
2	1.22	1.52	1.62	1.25	1.40	1.58	1.59	1.74	0.66	1.26
3	1.25	1.76	1.64	1.70	1.58	2.18	1.63	1.69	0.59	1.31
4	1.19	1.85	1.37	1.59	0.76	2.44	1.64	1.39	0.59	1.15
5	1.25	1.70	2.15	1.50	0.92	0.98	1.59	2.02	0.60	1.16

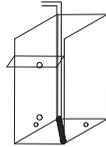
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s 11 0.31 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	1.06	1.35	1.52	1.44	0.64	0.85	1.43	1.70	0.52	0.94
2	1.62	1.34	2.27	1.62	1.16	1.16	1.76	1.95	0.57	1.22
3	1.65	1.65	1.59	1.60	0.72	0.89	1.35	1.60	0.56	1.05
4	1.55	1.93	1.70	1.82	0.77	1.82	1.86	2.26	0.60	1.25
5	1.57	2.52	3.10	2.22	0.75	7.06	1.90	1.66	0.62	1.41

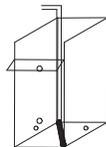
ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s 11 0.37 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



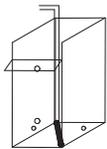
Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	0.68	1.28	1.10	1.27	0.68	1.55	1.18	1.38	0.54	0.90
2	0.71	1.31	1.11	1.27	0.64	1.36	1.17	1.16	0.55	0.89
3	0.72	1.06	1.25	1.29	0.67	2.32	1.22	1.61	0.55	0.93
4	0.73	1.18	1.21	1.32	0.64	1.58	1.21	1.16	0.55	0.90
5	0.75	1.15	1.39	1.24	0.75	1.72	1.50	1.36	0.54	0.96

Apéndice IV.27. Datos Del Flujo de Área superficial de burbujas Sb (s^{-1}) promedio para las diferentes velocidades superficiales de líquido empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal : colector 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, J1 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante.



Flujo de superficie de Burbujas Sb (s^{-1}) Promedio, en la Flotación por etapas Jg 0.8			
# de Celda	J1 0.19 cm/s	J1 0.31 cm/s	Jg 0.37 cm/s
1	41.84	52.26	39.37
2	38.00	52.26	39.37
3	31.77	45.62	47.18
4	22.42	30.51	48.10
5	21.76	32.63	51.49

Apéndice IV.28. Datos Del Flujo de Área superficial de burbujas Sb (s^{-1}) promedio para las diferentes velocidades superficiales de líquido empleadas en la flotación iónica por etapas, relación metal : colector 1 a 0.3, dispersor P **CILÍNDRICO**, J1 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante.



Flujo de superficie de Burbujas Sb (s^{-1}) Promedio, en la Flotación por etapas Jg 0.8			
# de Celda	J1 0.19 cm/s	J1 0.31 cm/s	Jg 0.37 cm/s
1	45.41	51.02	53.20
2	38.12	39.25	54.05
3	36.55	45.91	51.42
4	41.83	38.35	53.09
5	41.32	34.15	50.20

Apéndice IV.29. Calculo del tiempo de residencia aparente (τ) min. Y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}). J_g 0.8 cm/s, J_l 0.19, 0.31 y 0.37 cm/s, 30 mg/l de espumante.

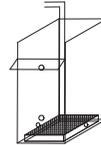
FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR PLANO

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.19 CM/S

Tiempo de residencia τ (min)

$$\tau = \frac{V_{zc}}{Q_l} * (1 - \epsilon_g) =$$



Donde:

V_{zc} es el volumen de la zona de colección. cm^3 , ϵ_g es la Fracción de gas Retenido. $(1 - \epsilon_g)$ es la fracción de líquido retenido, y Q_l es el Flujo Volumétrico de líquido cm^3/s . Dando unidades de s^{-1} comúnmente expresada como min^{-1} .

Constante Cinética de Flotación Aparente $\kappa \text{ min}^{-1}$ Para un reactor tipo de mezclado perfecto.

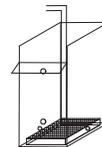
$$\kappa = \frac{R}{(1 - R) * \tau}$$

Donde: κ es la constante cinética de flotación, τ el tiempo de residencia aparente y R la recuperación de la especie (fracción).

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR PLANO

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.19 CM/S

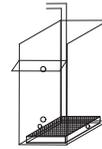


Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación $\kappa \text{ min}^{-1}$

GENERADOR DE BURBUJAS PLANO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas			Jl 0.19 cm/s Relación Metal/Colector 1 a 0.3			
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
1	6.63	0.0663	1.5	35.116	35.16	0.35116	2.62	1.42
2	3.71	0.0371	1.5	40.791	55.35	0.40791	2.70	1.86
3	5.07	0.0507	1.5	31.758	70.96	0.31758	2.66	1.24
4	3.7	0.037	1.5	29.724	83.19	0.29724	2.70	1.14
5	3.61	0.0361	1.5	27.453	92.54	0.27453	2.71	1.02

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR PLANO



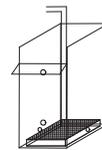
VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.31 CM/S

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

GENERADOR DE BURBUJAS <u>PLANO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/1								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		Jl 0.31 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	8.41	0.0841	2	48.786	48.89	0.48786	1.55	1.48
2	8.41	0.0841	2	49.665	60.59	0.49665	1.55	1.53
3	7.26	0.0726	2	46.306	75.75	0.46306	1.57	1.35
4	4.9	0.049	2	46.244	87.82	0.46244	1.61	1.39
5	5.21	0.0521	2	35.486	94.62	0.35486	1.61	0.88

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR PLANO



VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.37 CM/S

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

GENERADOR DE BURBUJAS <u>PLANO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/1								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		Jl 0.37 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	6.26	0.0626	2	35.865	35.75	0.35865	1.33	0.74
2	6.26	0.0626	2	47.04	59.95	0.4704	1.33	1.18
3	7.54	0.0754	2	42.17	79.22	0.4217	1.31	0.96
4	7.7	0.077	2	29.861	88.68	0.29861	1.31	0.56
5	8.29	0.0829	2	24.071	94.71	0.24071	1.30	0.41

Apéndice IV.30. Cálculo del tiempo de residencia aparente (τ) min. Y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}): Jg 0.8 cm/s, J1 0.19, 0.31 y 0.37 cm/s, 30 PPM de espumante.

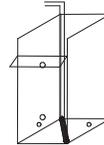
FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.19 CM/S

Tiempo de residencia τ (min)

$$\tau = \frac{V_{zc}}{Ql} * (1 - \epsilon_g) =$$



Donde:

V_{zc} es el volumen de la zona de colección. cm^3 , ϵ_g es la Fracción de gas Retenido. $(1 - \epsilon_g)$ es la fracción de líquido retenido, y Ql es el Flujo Volumétrico de líquido cm^3/s . Dando unidades de s^{-1} comúnmente expresada como min^{-1} .

Constante Cinética de Flotación Aparente $\kappa \text{ min}^{-1}$ Para un reactor tipo de mezclado perfecto.

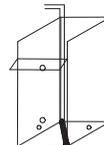
$$\kappa = \frac{R}{(1 - R) * \tau}$$

Donde: κ es la constante cinética de flotación, τ el tiempo de residencia aparente y R la recuperación de la especie (fracción).

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.19 CM/S



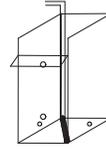
Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación $\kappa \text{ min}^{-1}$

GENERADOR DE BURBUJAS CILÍNDRICO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas			J1 0.19 cm/s Relación Metal/Colector 1 a 0.3			
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
1	7.2	0.072	1.5	50.607	50.63	0.50607	2.60	2.67
2	6.04	0.0604	1.5	40.416	65.03	0.40416	2.64	1.79
3	5.8	0.058	1.5	12.548	70.08	0.12548	2.64	0.38
4	6.62	0.0662	2	8.375	73.61	0.08375	2.58	0.24
5	6.54	0.0654	2	6.93	76.79	0.0693	2.58	0.19

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.31 CM/S



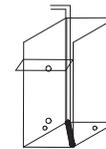
Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

GENERADOR DE BURBUJAS <u>CILÍNDRICO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		Jl 0.31 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	8.19	0.0819	1	41.432	41.46	0.41432	1.60	1.13
2	6.23	0.0623	1.3	43.949	64.21	0.43949	1.62	1.27
3	7.31	0.0731	1.5	39.4	80.83	0.394	1.59	1.04
4	6.09	0.0609	1.5	26.978	86.41	0.26978	1.62	0.60
5	5.44	0.0544	1.5	21.661	90.47	0.21661	1.63	0.45

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.37 CM/S

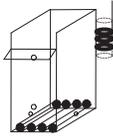


Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

GENERADOR DE BURBUJAS <u>CILÍNDRICO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		Jl 0.37 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	8.59	0.0859	1.8	14.351	14.35	0.14351	1.31	0.22
2	8.75	0.0875	1.5	10.893	15.74	0.10893	1.32	0.16
3	8.28	0.0828	1.5	9.255	21.42	0.09255	1.32	0.13
4	8.58	0.0858	1.5	8.516	26.52	0.08516	1.32	0.12
5	8.06	0.0806	1.5	5.571	29.99	0.05571	1.33	0.08

Apéndice IV.31. Datos de % w/w Recuperación ion cobre **Por Etapa y Acumulativa**, para la **batería de dispersores cilíndricos**. Variando la velocidad superficial de líquido en 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s. Jg constante de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3.

$$\%R = \frac{FM_C}{FM_C + FM_T} * 100$$



% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ <u>Por Etapa Jg 0.8 cm/s</u>			
# de Celda	Jl 0.12 cm/s	Jl 0.19 cm/s	Jg 0.31 cm/s
1	49.855	34.333	18.293
2	46.749	46.663	18.604
3	34.951	43.138	15.281
4	28.088	31.945	13.786
5	27.706	31.025	12.912

Ecuaciones para el cálculo de Recuperación acumulativa en cada etapa

$$\% R_{Cu\ 2\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2}}{MF_{Cu\ 1}}$$

$$\% R_{Cu\ 3\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2} + MC_{Cu\ 3}}{MF_{Cu\ 1}}$$

$$\% R_{Cu\ 4\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2} + MC_{Cu\ 3} + MC_{Cu\ 4}}{MF_{Cu\ 1}}$$

$$\% R_{Cu\ 5\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2} + MC_{Cu\ 3} + MC_{Cu\ 4} + MC_{Cu\ 5}}{MF_{Cu\ 1}}$$

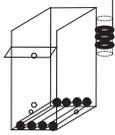
Donde

MC Flujo Masico del concentrado. Los subíndices indican el Concentrado de cada etapa.

MF Flujo Masico de la alimentación.

% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ <u>Acumulativas Por Etapa Jg 0.8 cm/s</u>			
# de Celda	Jl 0.12 cm/s	Jl 0.19 cm/s	Jg 0.31 cm/s
1	51.01	34.37	18.35
2	65.57	63.22	33.13
3	80.16	81.69	44.70
4	88.68	88.53	54.53
5	96.41	93.66	62.81

Apéndice IV.32. Datos % de gas retenido promedio para la **batería de dispersores cilíndricos**. Variando la velocidad superficial de líquido en 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s. Jg constante de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3.

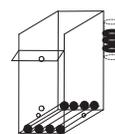


% v/v De Gas Retenido Promedio, en la Flotación por etapas Jg 0.8 cm/s			
# de Celda	Jl 0.12 cm/s	Jl 0.19 cm/s	Jg 0.31 cm/s
1	14.25	13.44	14.88
2	12.60	13.10	13.31
3	12.47	13.04	13.11
4	11.93	12.30	12.94
5	11.22	11.74	13.01

Apéndice IV.33. Datos Distribución de Gas Retenido para la **batería de dispersores cilíndricos**. Variando la velocidad superficial de líquido en 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s. Jg constante de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3.

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS

Velocidad Superficial de Gas Jg 0.8 cm/s; Jl de 0.12 cm/s



CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

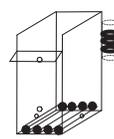
# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	17.00	17.54	17.03	15.76	11.86	11.68	11.86	13.05	12.45	14.25
2	14.11	16.76	15.56	14.04	10.46	11.60	11.08	10.09	9.66	12.60
3	13.33	16.45	16.53	13.76	9.61	9.72	11.19	11.01	10.64	12.47
4	13.51	16.95	14.27	9.47	10.17	9.36	12.11	10.36	11.21	11.93
5	13.50	16.21	12.82	11.54	9.12	9.01	10.08	9.31	9.34	11.22

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS

Velocidad Superficial de Gas Jg 0.8 cm/s ; JI de 0.19 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



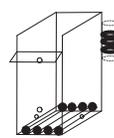
# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	16.91	16.76	9.76	14.26	18.76	10.09	11.01	13.93	9.51	13.44
2	15.44	17.85	9.80	15.18	16.41	10.09	10.64	12.76	9.76	13.10
3	15.98	16.61	9.42	15.13	15.29	9.53	10.79	13.33	11.23	13.04
4	12.75	15.86	10.14	15.04	13.60	9.81	11.85	10.84	10.84	12.30
5	12.03	14.18	9.16	14.85	12.19	10.04	11.35	12.02	9.82	11.74

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS

Velocidad Superficial de Gas Jg 0.8 cm/s ; JI de 0.31 cm/s

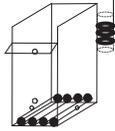
CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	17.34	19.07	12.36	13.17	16.97	11.84	14.92	16.45	11.77	14.88
2	17.19	17.89	10.53	13.13	13.73	9.98	12.78	13.11	11.49	13.31
3	12.88	17.19	10.56	10.75	15.6	9.61	15.13	16.3	9.97	13.11
4	13.05	17.81	10.17	12.07	14.19	9.29	13.95	15.81	10.14	12.94
5	13.01	16.95	11.31	10.68	14.19	9.56	16.21	15.74	9.42	13.01

Apéndice IV.34. Datos del Diámetro de burbuja promedio (mm.) para la batería de dispersores cilíndricos. Variando la velocidad superficial de líquido en 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s. Jg constante de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3.



Diámetro de Burbuja (mm.) Promedio, en la Flotación por etapas Jg 0.8 cm/s			
# de Celda	Jl 0.12 cm/s	Jl 0.19 cm/s	Jg 0.31 cm/s
1	0.60	0.63	0.59
2	0.65	0.64	0.64
3	0.66	0.64	0.64
4	0.68	0.67	0.65
5	0.71	0.69	0.65

Apéndice IV.35. Datos de Distribución de Diámetro de burbuja para la batería de dispersores cilíndricos. Variando la velocidad superficial de líquido en 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s. Jg constante de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3.

ESTIMACIÓN DEL DIAMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANALISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

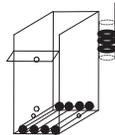
BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS

POROSOS FLEXIBLES DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s Jl 0.12 cm/s

Calculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



# De Etapa	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	0.54	0.53	0.54	0.56	0.68	0.69	0.68	0.64	0.66	0.60
2	0.60	0.54	0.57	0.61	0.76	0.70	0.72	0.78	0.81	0.65
3	0.63	0.55	0.55	0.61	0.81	0.80	0.72	0.73	0.75	0.66
4	0.62	0.54	0.60	0.82	0.77	0.83	0.67	0.76	0.72	0.68
5	0.62	0.55	0.65	0.70	0.85	0.86	0.78	0.83	0.83	0.71

ESTIMACIÓN DEL DIAMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANALISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

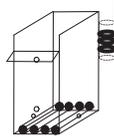
BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS

POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s 110.19 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



# De Etapa	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	0.54	0.55	0.80	0.60	0.51	0.78	0.73	0.61	0.82	0.63
2	0.57	0.53	0.80	0.58	0.55	0.78	0.75	0.65	0.80	0.64
3	0.56	0.55	0.83	0.58	0.58	0.82	0.74	0.63	0.72	0.64
4	0.65	0.56	0.78	0.58	0.62	0.80	0.69	0.74	0.74	0.67
5	0.68	0.60	0.85	0.59	0.67	0.78	0.71	0.68	0.80	0.69

ESTIMACIÓN DEL DIAMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANALISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

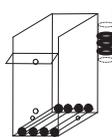
BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS

POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s 110.31 cm/s

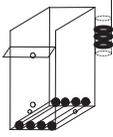
Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



# De Etapa	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	0.54	0.51	0.67	0.64	0.55	0.69	0.59	0.56	0.70	0.59
2	0.54	0.53	0.76	0.64	0.62	0.79	0.65	0.64	0.71	0.64
3	0.65	0.54	0.76	0.75	0.57	0.82	0.58	0.56	0.79	0.64
4	0.64	0.53	0.78	0.68	0.61	0.84	0.62	0.57	0.78	0.65
5	0.65	0.55	0.72	0.75	0.61	0.82	0.56	0.57	0.83	0.65

Apéndice IV.36. Datos Del Flujo de Área superficial de burbujas Sb (s^{-1}) promedio para la **batería de dispersores cilíndricos**. Variando la velocidad superficial de líquido en 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s. Jg constante de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3.



Flujo de superficie de Burbujas Sb (s^{-1}) Promedio, en la Flotación por etapas Jg 0.8

# de Celda	Jl 0.12 cm/s	Jl 0.19 cm/s	Jg 0.31 cm/s
1	79.96	76.52	81.25
2	73.34	75.16	75.50
3	72.80	74.88	74.69
4	70.45	71.80	74.02
5	67.15	69.32	74.28

Apéndice IV.37. Cálculo del tiempo de residencia aparente (τ) min. Y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}): Para la **batería de dispersores cilíndricos**. Variando la velocidad superficial de líquido en 0.12, 0.19 y 0.31 cm/s. Jg constante de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3.

FLOTACIÓN POR ETAPAS

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.12 CM/S

Tiempo de residencia τ (min)

$$\tau = \frac{V_{zc}}{Ql} (1 - \epsilon_g) =$$

Donde:

V_{zc} es el volumen de la zona de colección. cm^3 , ϵ_g es la Fracción de gas Retenido. $(1 - \epsilon_g)$ es la fracción de líquido retenido, y Ql es el Flujo Volumétrico de líquido cm^3/s . Dando unidades de s^{-1} comúnmente expresada como min^{-1} .

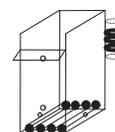
Constante Cinética de Flotación Aparente $\kappa \text{ min}^{-1}$ Para un reactor tipo de mezclado perfecto.

$$\kappa = \frac{R}{(1 - R) * \tau}$$

Donde: κ es la constante cinética de flotación, τ el tiempo de residencia aparente y R la recuperación de la especie (fracción).

FLOTACIÓN POR ETAPAS

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS



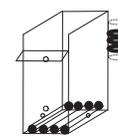
VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.12 CM/S

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación $\kappa \text{ min}^{-1}$

<u>BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l</u>								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas			Jl 0.12 cm/s Relación Metal/Colector 1 a 0.3			
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
1	14.25	0.1425	3	49.855	51.01	0.49855	3.63	3.61
2	12.6	0.126	2.2	46.749	65.57	0.46749	3.80	3.34
3	12.47	0.1247	4	34.951	80.16	0.34951	3.59	1.93
4	11.93	0.1193	4	28.088	88.68	0.28088	3.61	1.41
5	11.22	0.1122	4	27.706	96.41	0.27706	3.64	1.39

FLOTACIÓN POR ETAPAS

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS



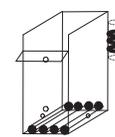
VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.19 CM/S

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

<u>BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l</u>								
<u>Jg 0.8 cm/s</u>		<u>Flotación Por Etapas</u>			<u>Jl 0.19 cm/s</u>		<u>Relación Metal/Colector 1 a 0.3</u>	
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	13.44	0.1344	1	34.333	34.37	0.34333	2.47	1.29
2	13.1	0.131	1	46.663	63.22	0.46663	2.48	2.17
3	13.04	0.1304	1	43.138	81.69	0.43138	2.48	1.88
4	12.3	0.123	1	31.945	88.53	0.31945	2.50	1.17
5	11.74	0.1174	1	31.025	93.66	0.31025	2.52	1.13

FLOTACIÓN POR ETAPAS

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS



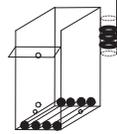
VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.31 CM/S

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

<u>BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 PPM</u>								
<u>Jg 0.8 cm/s</u>		<u>Flotación Por Etapas</u>			<u>Jl 0.31 cm/s</u>		<u>Relación Metal/Colector 1 a 0.3</u>	
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	14.88	0.1488	0.8	18.293	18.35	0.18293	1.50	0.34
2	13.31	0.1331	0.8	18.604	33.13	0.18604	1.52	0.35
3	13.11	0.1311	0.8	15.281	44.70	0.15281	1.53	0.28
4	12.94	0.1294	0.8	13.786	54.53	0.13786	1.53	0.24
5	13.01	0.1301	0.8	12.912	62.81	0.12912	1.53	0.23

Apéndice IV.38. Datos de % w/w Recuperación ion cobre **Por Etapa y Acumulativa**, para la **batería de dispersores cilíndricos**. JI de 0.19 cm/s. Jg de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3. Simulando la Falla del dispersor # 2, luego el # 4 y posteriormente el # 2 y el # 4 al mismo tiempo.

$$\%R = \frac{FM_C}{FM_C + FM_T} * 100$$



% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ Por Etapa JI 0.19 cm/s; Jg 0.8 cm/s			
# de Celda	Fallando el 2	Fallando el 4	Fallando 2 y 4
1	44.863	55.583	54.431
2	48.095	45.218	45.397
3	35.933	35.083	32.299
4	26.836	27.048	27.428
5	23.171	23.722	19.083

Ecuaciones para el cálculo de Recuperación acumulativa en cada etapa

$$\% R_{Cu} 2 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 3 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 4 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3 + MC_{Cu} 4}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 5 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3 + MC_{Cu} 4 + MC_{Cu} 5}{MF_{Cu} 1}$$

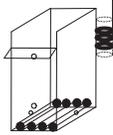
Donde

MC Flujo Masico del concentrado. Los subíndices indican el Concentrado de cada etapa.

MF Flujo Masico de la alimentación.

% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ Acumulativas Por Etapa Jg 0.8 cm/s			
# de Celda	Fallando el 2	Fallando el 4	Fallando 2 y 4
1	45.48	55.54	54.72
2	64.48	69.15	70.27
3	78.04	80.38	82.01
4	85.76	88.06	90.05
5	91.82	93.81	94.25

Apéndice IV.39. Datos % de gas retenido promedio para la **batería de dispersores cilíndricos.** J1 de 0.19 cm/s. Jg de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3. Simulando la Falla del dispersor # 2, luego el # 4 y posteriormente el # 2 y el # 4 a la vez.



% v/v De Gas Retenido Promedio, en la Flotación por etapas <u>Jg 0.8 cm/s</u>			
# de Celda	Fallando el 2	Fallando el 4	Fallando 2 y 4
1	14.76	13.38	14.99
2	13.87	13.06	13.24
3	13.24	12.3	13.18
4	12.63	11.81	13.03
5	12.53	11.6	12.25

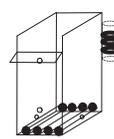
Apéndice IV.40. Datos Distribución de Gas Retenido para la **batería de dispersores cilíndricos.** J1 de 0.19 cm/s. Jg de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3. Simulando la Falla del dispersor # 2, luego el # 4 y posteriormente el # 2 y el # 4 a la vez.

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS FALLANDO EL DISPERSOR # 2

Velocidad Superficial de Gas J1 de 0.19 cm/s, Jg 0.8 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



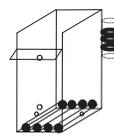
# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	18.40	9.51	12.08	10.71	9.95	12.55	10.50	9.44	20.51	14.76
2	21.60	9.29	12.49	12.23	9.40	9.47	11.93	10.06	16.29	13.87
3	25.25	11.27	14.18	15.56	11.12	11.34	15.25	11.53	17.36	13.24
4	23.83	10.28	13.70	14.81	9.51	11.06	13.81	10.06	12.07	12.63
5	24.53	11.02	14.08	14.81	9.97	10.60	14.04	10.45	15.31	12.53

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS FALLANDO EL DISPERSOR # 4

Velocidad Superficial de Gas JI de 0.19 cm/s, Jg 0.8 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



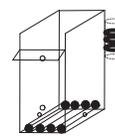
# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	23.52	9.18	7.67	15.18	10.69	8.07	14.38	7.67	8.03	13.38
2	23.06	10.13	7.99	14.80	8.07	8.53	16.45	8.28	9.00	13.06
3	28.80	8.66	8.84	17.47	8.37	8.22	12.66	8.47	9.20	12.3
4	26.75	11.51	11.86	17.11	8.34	9.07	16.56	9.33	9.88	11.81
5	27.06	10.27	11.17	17.84	8.57	8.46	15.47	8.86	9.82	11.6

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS FALLANDO EL DISPERSOR # 2 Y 4

Velocidad Superficial de Gas JI de 0.19 cm/s, Jg 0.8 cm/s

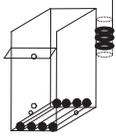
CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	29.86	9.08	7.14	16.60	7.64	7.64	13.32	11.31	7.71	14.99
2	31.27	11.30	11.83	18.44	11.30	10.64	17.34	10.72	12.08	13.24
3	28.37	12.24	8.77	16.34	8.22	9.79	15.91	9.09	9.86	13.18
4	28.50	11.66	9.14	17.74	9.29	8.67	15.51	8.81	9.84	13.03
5	28.38	11.64	9.01	17.17	8.21	8.83	15.68	8.61	9.71	12.25

Apéndice IV.41. Datos del Diámetro de burbuja promedio (mm.) para la **batería de dispersores cilíndricos.** JI de 0.19 cm/s. Jg de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3. Simulando la Falla del dispersor # 2, luego el # 4 y posteriormente el # 2 y el # 4 a la vez.



Diámetro de Burbuja (mm.) Promedio, en la Flotación por etapas JI 0.19 ; Jg 0.8 cm/s

# de Celda	Fallando el 2	Fallando el 4	Fallando 2 y 4
1	0.59	0.63	0.58
2	0.61	0.64	0.61
3	0.63	0.67	0.63
4	0.65	0.69	0.64
5	0.66	0.7	0.67

Apéndice IV.42. Datos de Distribución de Diámetro de para la **batería de dispersores cilíndricos.** JI de 0.19 cm/s. Jg de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3. Simulando la Falla del dispersor # 2, luego el # 4 y posteriormente el # 2 y el # 4 a la vez.

ESTIMACIÓN DEL DIAMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANALISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

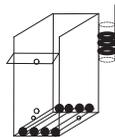
BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS FALLANDO EL DISPERSOR # 2

POROSOS FLEXIBLES DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.19 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



# De Etapa	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	0.52	0.82	0.68	0.74	0.79	0.66	0.76	0.83	0.49	0.59
2	0.48	0.84	0.66	0.67	0.83	0.82	0.68	0.78	0.55	0.61
3	0.45	0.71	0.61	0.57	0.72	0.71	0.58	0.70	0.53	0.63
4	0.46	0.77	0.62	0.59	0.82	0.73	0.62	0.78	0.68	0.65
5	0.46	0.73	0.61	0.59	0.79	0.75	0.61	0.76	0.58	0.66

ESTIMACIÓN DEL DIAMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANALISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

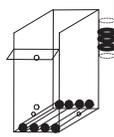
BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS FALLANDO EL DISPERSOR # 4

POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s 110.19 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



# De Etapa	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	0.46	0.85	1.00	0.58	0.75	0.95	0.60	1.00	0.95	0.58
2	0.47	0.78	0.96	0.59	0.95	0.90	0.55	0.93	0.86	0.61
3	0.44	0.89	0.87	0.53	0.92	0.93	0.65	0.91	0.84	0.63
4	0.45	0.70	0.69	0.54	0.92	0.86	0.55	0.83	0.80	0.64
5	0.44	0.77	0.72	0.53	0.90	0.91	0.57	0.87	0.80	0.67

ESTIMACIÓN DEL DIAMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANALISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

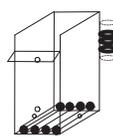
BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS FALLANDO EL DISPERSOR # 2 Y 4

POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s 110.19 cm/s

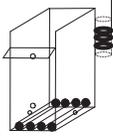
Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



# De Etapa	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	0.43	0.85	1.07	0.55	1.00	1.00	0.63	0.71	0.99	0.67
2	0.43	0.71	0.69	0.52	0.71	0.75	0.53	0.74	0.68	0.58
3	0.44	0.67	0.88	0.55	0.93	0.80	0.56	0.85	0.80	0.64
4	0.44	0.70	0.85	0.53	0.84	0.89	0.57	0.88	0.80	0.63
5	0.44	0.70	0.86	0.54	0.94	0.88	0.57	0.90	0.81	0.64

Apéndice IV.43. Datos Del Flujo de Área superficial de burbujas Sb (s^{-1}) promedio para la **batería de dispersores cilíndricos**. JI de 0.19 cm/s. Jg de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3. Simulando la Falla del dispersor # 2, luego el # 4 y posteriormente el # 2 y el # 4 al mismo tiempo.



Flujo de superficie de Burbujas Sb (s^{-1}) Promedio, en la Flotación por etapas Jg 0.8

# de Celda	Fallando el 2	Fallando el 4	Fallando 2 y 4
1	81.47	76.26	82.28
2	78.16	74.98	75.71
3	75.7	71.79	75.45
4	73.19	69.66	74.84
5	72.78	68.69	71.59

Apéndice IV.44. Calculo del tiempo de residencia aparente (τ) min. Y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}): Para la **batería de dispersores cilíndricos.** J_l de 0.19 cm/s. J_g de 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3. Simulando la Falla del dispersor # 2, luego el # 4 y posteriormente el # 2 y el # 4 al mismo tiempo.

FLOTACIÓN POR ETAPAS

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS FALLANDO EL DISPERSOR # 2

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.19 cm/s; J_g 0.8 cm/s

Tiempo de residencia τ (min)

$$\tau = \frac{V_{zc}}{Q_l} * (1 - \epsilon_g) =$$

Donde:

V_{zc} es el volumen de la zona de colección. cm^3 , ϵ_g es la Fracción de gas Retenido. $(1 - \epsilon_g)$ es la fracción de líquido retenido, y Q_l es el Flujo Volumétrico de líquido cm^3/s . Dando unidades de s^{-1} comúnmente expresada como min^{-1} .

Constante Cinética de Flotación Aparente $\kappa \text{ min}^{-1}$ Para un reactor tipo de mezclado perfecto.

$$k = \frac{R}{(1 - R) * \tau}$$

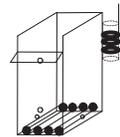
Donde: k es la constante cinética de flotación, τ el tiempo de residencia aparente y R la recuperación de la especie (fracción).

FLOTACIÓN POR ETAPAS

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS FALLANDO EL DISPERSOR # 2

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.19 cm/s; J_g 0.8 cm/s

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación $\kappa \text{ min}^{-1}$



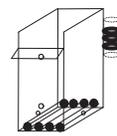
BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 PPM								
J_g 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas			J_l 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3	
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
1	12.63	0.1263	2	44.863	45.48	0.44863	2.41	1.96
2	12.53	0.1253	2	48.095	64.48	0.48095	2.42	2.24
3	14.76	0.1476	3	35.933	78.04	0.35933	2.28	1.28
4	13.24	0.1324	3	26.836	85.76	0.26836	2.32	0.85
5	13.87	0.1387	3	23.171	91.82	0.23171	2.30	0.69

FLOTACIÓN POR ETAPAS

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS FALLANDO EL DISPERSOR # 4

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.19 cm/s

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹



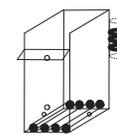
BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 PPM								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas			Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3	
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	11.6	0.116	2.5	55.583	55.54	0.55583	2.40	3.01
2	11.81	0.1181	2.5	45.218	69.15	0.45218	2.40	1.98
3	12.3	0.123	3.5	35.083	80.38	0.35083	2.31	1.25
4	13.38	0.1338	4	27.048	88.06	0.27048	2.24	0.83
5	13.06	0.1306	4	23.722	93.81	0.23722	2.25	0.70

FLOTACIÓN POR ETAPAS

BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS FALLANDO EL DISPERSOR # 2 Y 4

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.19 cm/s

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹



BATERÍA DE DISPERSORES CILÍNDRICOS SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 PPM								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas			Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3	
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	12.25	0.1225	2	54.431	54.72	0.54431	2.42	2.90
2	14.99	0.1499	4	45.397	70.27	0.45397	2.20	1.83
3	13.18	0.1318	4	32.299	82.01	0.32299	2.25	1.07
4	13.24	0.1324	4	27.428	90.05	0.27428	2.25	0.85
5	13.03	0.1303	4	19.083	94.25	0.19083	2.25	0.53

Apéndice IV.45. Datos de % w/w Recuperación ion cobre **Por Etapa y Acumulativa**, para el dispersor **PLANO**. Sistema Sin y con deflectores 7 cm abajo del rebosadero, deflectores Cruciformes y deflectores hasta el labio rebosadero J1 0.31 cm/s, Jg 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3.

$$\%R = \frac{FM_C}{FM_C + FM_T} * 100$$



% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ <u>Por Etapa</u> Sistema Con Deflectores Jg 0.8cm/s J1 0.31 cm/s						
#Etapa	Sin deflectores Jg 0.8 ;J1 0.31	Deflectores Verticales 7 cm abajo del labio rebosadero			Deflectores verticales hasta el labio rebosadero	
		<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>	<u>Cruciforme</u>	<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>
		1	48.786	22.336	27.171	52.105
2	49.665	17.707	25.805	41.881	32.209	24.428
3	46.306	11.212	19.032	31.293	25.14	16.53
4	46.244	10.882	13.958	23.139	24.694	16.668
5	35.486	7.697	10.867	22.183	22.771	12.319

Ecuaciones para el cálculo de Recuperación acumulativa en cada etapa

$$\% R_{Cu\ 2\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2}}{MF_{Cu\ 1}} ; \quad \% R_{Cu\ 3\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2} + MC_{Cu\ 3}}{MF_{Cu\ 1}}$$

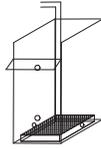
$$\% R_{Cu\ 4\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2} + MC_{Cu\ 3} + MC_{Cu\ 4}}{MF_{Cu\ 1}} ;$$

$$\% R_{Cu\ 5\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2} + MC_{Cu\ 3} + MC_{Cu\ 4} + MC_{Cu\ 5}}{MF_{Cu\ 1}}$$

Donde MC Flujo Masico del concentrado. Los subíndices indican el Concentrado de cada etapa. MF Flujo Masico de la alimentación.

% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ <u>Por Etapa</u> Sistema Con Deflectores Jg 0.8cm/s J1 0.31 cm/s						
#Etapa	Sin deflectores Jg 0.8 ;J1 0.31	Deflectores Verticales 7 cm abajo del labio rebosadero			Deflectores verticales hasta el labio rebosadero	
		<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>	<u>Cruciforme</u>	<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>
		1	48.89	22.34	27.24	52.16
2	60.59	32.84	30	61.46	49.17	37.5
3	75.75	39.47	33.1	69.57	59.16	47.65
4	87.82	44.95	37.57	74.57	66.92	56.91
5	94.62	48.98	41.07	78.19	72.59	62.86

Apéndice IV.46. Datos % de gas retenido promedio Sistema Sin y Con deflectores verticales 7 cm abajo del labio rebosadero y hasta el rebosadero. Relación metal: colector de 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, JI 0.31 cm/s, Jg 0.8 cm/s, 30 mg/l de espumante polipropilenglicol.



% v/v De Gas Retenido Promedio, en la Flotación por etapas. Con Deflectores Jg 0.8cm/s JI 0.31 cm/s						
#Etapa	Sin deflectores Jg 0.8 ;JI 0.31	Deflectores Verticales 7 cm abajo del labio rebosadero			Deflectores verticales hasta el labio rebosadero	
		Frontal	Lateral	Cruciforme	Frontal	Lateral
		1	8.41	6.45	5.24	6.29
2	7.41	5.59	5.12	5.29	7.01	7.28
3	7.26	3.65	4.27	5.33	7.67	7.07
4	5.21	3.39	4.24	4.82	6.18	5.62
5	4.9	3.05	3.12	3.8	4.67	5.51

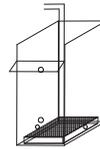
Apéndice IV.47. Datos Distribución de Gas Retenido. Para los sistemas con deflectores 7 cm abajo del rebosadero y Deflectores verticales hasta el rebosadero empleados en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, Jg 0.98 cm/s JI 0.31 cm/s 30 mg/l de espumante.

Deflector Frontal 7 cm abajo del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s; JI 0.31 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



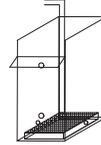
# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	4.91	8.38	3.19	8.17	4.41	4.48	6.45
2	5.74	7.03	4.99	9.14	7.48	4.33	5.59
3	1.82	1.79	2.35	6.56	3.07	2.64	3.65
4	1.93	4.09	1.51	8.21	2.64	3.50	3.39
5	2.21	5.34	2.00	3.54	3.03	4.22	3.05

Deflector Lateral 7 cm abajo del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s; JI 0.31 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



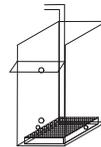
# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	4.88	7.39	4.68	2.91	2.28	3.32	5.24
2	3.03	3.78	4.12	3.56	3.78	4.35	5.12
3	1.41	2.64	3.40	6.65	5.20	6.33	4.27
4	1.85	2.79	4.34	9.47	6.04	6.94	4.24
5	1.88	3.19	3.42	8.75	5.90	7.61	3.12

Deflector Cruciforme 7 cm abajo del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s; JI 0.31 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



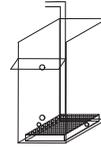
# de Celda	N1	N2	N3	N4	PROMEDIO
1	9.81	9.94	3.08	2.32	6.29
2	9.81	9.94	3.08	2.32	5.29
3	4.62	6.57	1.04	2.96	5.33
4	8.35	7.44	2.70	2.82	4.82
5	6.09	7.13	3.02	3.02	3.8

Deflector Frontal Vertical Hasta del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s; JI 0.31 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



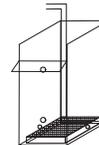
# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	9.36	7.65	5.88	11.36	2.90	4.90	10.21
2	6.89	13.09	6.09	17.77	10.24	7.19	7.01
3	2.24	6.32	2.28	11.41	2.55	3.21	7.67
4	5.32	2.74	4.20	14.15	4.96	5.69	6.18
5	6.82	7.00	4.97	13.06	7.06	7.11	4.67

Deflector Lateral Vertical Hasta del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s; JI 0.31 cm/s

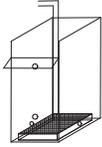
CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	9.60	9.59	6.19	16.21	1.69	1.73	7.5
2	5.67	7.25	9.58	8.33	1.84	1.04	7.28
3	7.27	15.46	11.79	7.19	0.72	1.22	7.07
4	5.25	13.82	6.86	5.28	0.75	1.08	5.62
5	5.18	14.64	9.83	8.33	1.56	2.85	5.51

Apéndice IV.48. Datos del Diámetro de burbuja promedio. Sistema Sin y Con deflectores verticales 7 cm abajo del labio rebosadero y hasta el rebosadero. Relación metal: colector de 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, JI 0.31 cm/s, Jg 0.8 cm/s, 30 mg/l de espumante polipropilenglicol.



Diámetro de Burbuja (mm.) Promedio en la Flotación por etapas. Con Deflectores Jg 0.8cm/s JI 0.31

#Etapa	Sin deflectores Jg 0.8 ;JI 0.31	Deflectores Verticales 7 cm abajo del labio rebosadero			Deflectores verticales hasta el labio rebosadero	
		<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>	<u>Cruciforme</u>	<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>
		1	0.92	1.18	1.46	1.21
2	0.92	1.37	1.5	1.31	0.78	1.36
3	1.05	2.18	1.83	1.44	1.66	1.05
4	1.57	2.38	1.84	1.6	1.23	1.39
5	1.47	2.7	2.1	2.08	1	1.08

Apéndice IV.49. Datos de Distribución de Diámetro de burbuja Para los sistemas con deflectores 7 cm abajo del rebosadero, Cruciformes y Deflectores verticales hasta el rebosadero empleados en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, Jg 0.98 cm/s JI 0.31 cm/s 30 mg/l de espumante.

ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX) DISPERSOR **PLANO** POROSOS FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Deflector Frontal 7 cm abajo del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	1.57	0.92	2.55	0.94	1.76	1.73	1.18
2	1.33	1.09	1.54	0.85	1.02	1.80	1.37
3	5.00	5.13	3.66	1.16	2.66	3.19	2.18
4	4.65	1.92	6.33	0.94	3.18	2.28	2.38
5	3.95	1.43	4.46	2.26	2.70	1.85	2.7

ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

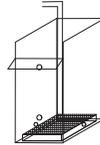
DISPERSOR PLANO POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Deflector Lateral 7 cm abajo del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	1.58	1.04	1.65	2.84	3.81	2.43	1.46
2	2.71	2.10	1.90	2.25	2.10	1.79	1.5
3	6.90	3.18	2.37	1.15	1.47	1.20	1.83
4	4.91	2.98	1.79	0.83	1.26	1.10	1.84
5	4.82	2.55	2.35	0.89	1.29	1.01	2.1

ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

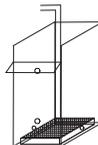
DISPERSOR PLANO POROSOS FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Deflectores Cruziformes 7 cm abajo del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	PROMEDIO
1	0.80	0.79	2.65	3.72	1.21
2	0.80	0.79	2.65	3.72	1.31
3	1.68	1.16	10.05	2.78	1.44
4	0.92	1.03	3.10	2.95	1.6
5	1.25	1.07	2.72	2.71	2.08

ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

DISPERSOR PLANO POROSOS FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Deflector Frontal Vertical hasta el Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	0.84	1.00	1.30	0.71	2.85	1.57	1.09
2	1.11	0.64	1.25	0.53	0.78	1.06	0.78
3	3.89	1.21	3.80	0.71	3.32	2.53	1.66
4	1.44	3.04	1.86	0.61	1.55	1.34	1.23
5	1.12	1.09	1.55	0.64	1.08	1.07	1.00

ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

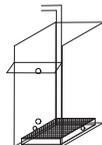
DISPERSOR PLANO POROSOS FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Deflector Lateral Vertical hasta el Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

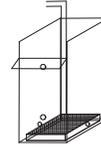
Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$D_b = \left(\frac{18 * \mu_l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Re_s)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	0.82	0.82	1.23	0.56	5.48	5.35	1.02
2	1.35	1.05	0.82	0.93	4.95	10.14	1.36
3	1.05	0.58	0.69	1.06	16.11	8.21	1.05
4	1.46	0.62	1.11	1.45	15.14	9.62	1.39
5	1.48	0.60	0.80	0.93	6.04	2.90	1.08

Apéndice IV.50. Datos Del Flujo de Área superficial de burbujas S_b (s^{-1}) promedio. Sistema Sin y Con deflectores verticales 7 cm abajo del labio rebosadero y hasta el rebosadero. Relación metal: colector de 1 a 0.3, dispersor **PLANO**, J_l 0.31 cm/s, J_g 0.8 cm/s, 30 mg/l de espumante polipropilenglicol.



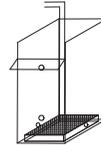
Flujo de superficie de Burbujas S_b (s^{-1}) Promedio en la Flotación por etapas. J_g 0.8; J_l 0.31 cm/s						
#Etapa	Sin deflectores J_g 0.8 ; J_l 0.31	Deflectores Verticales 7 cm abajo del labio rebosadero			Deflectores verticales hasta el labio rebosadero	
		<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>	<u>Cruciforme</u>	<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>
1	52.26	35.12	26.09	39.6	44.08	47.04
2	52.26	40.64	22.83	39.6	61.77	35.29
3	45.62	17.79	26.28	23.03	28.96	45.69
4	30.51	21.99	32.81	33.38	38.9	34.57
5	32.63	20.21	32.04	29.97	48.02	44.44

Apéndice IV.51. Calculo del tiempo de residencia aparente (τ) min. Y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}) Para los sistemas con deflectores 7 cm abajo del rebosadero, Cruciformes y Deflectores verticales hasta el rebosadero empleados en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor PLANO, J_g 0.8 cm/s J_l 0.31 cm/s 30 mg/l de espumante.

**FLOTACIÓN POR ETAPAS
DISPERSOR PLANO**

Tiempo de residencia τ (min)

$$\tau = \frac{V_{zc}}{Q_l} * (1 - \epsilon_g) =$$



Donde:

V_{zc} es el volumen de la zona de colección. cm^3 , ϵ_g es la Fracción de gas Retenido. $(1 - \epsilon_g)$ es la fracción de líquido retenido, y Q_l es el Flujo Volumétrico de líquido cm^3/s . Dando unidades de s^{-1} comúnmente expresada como min^{-1} .

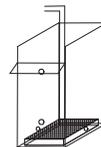
Constante Cinética de Flotación Aparente $\kappa \text{ min}^{-1}$ Para un reactor tipo de mezclado perfecto.

$$k = \frac{R}{(1 - R) * \tau}$$

Donde: k es la constante cinética de flotación, τ el tiempo de residencia aparente y R la recuperación de la especie (fracción).

**FLOTACIÓN POR ETAPAS
DISPERSOR PLANO**

Deflector Frontal 7 cm abajo del Rebosadero.



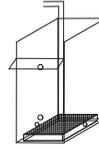
Velocidad Superficial de Gas J_g de 0.8 cm/s J_l 0.31 cm/s

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación $\kappa \text{ min}^{-1}$

GENERADOR DE BURBUJAS PLANO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		Jl 0.31 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
1	5.59	0.0559	2	22.336	22.34	0.22336	1.60	0.46
2	6.45	0.0645	2.5	17.707	32.84	0.17707	1.56	0.34
3	3.04	0.0304	2.5	11.212	39.47	0.11212	1.62	0.20
4	3.65	0.0365	3	10.882	44.95	0.10882	1.58	0.19
5	3.39	0.0339	3	7.697	48.98	0.07697	1.58	0.13

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR PLANO



Deflector Lateral 7 cm abajo del Rebosadero.

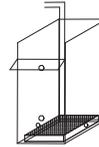
Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

GENERADOR DE BURBUJAS PLANO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		JI 0.31 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	4.24	0.0424	3	27.171	27.24	0.27171	1.57	0.59
2	3.77	0.0377	6	25.805	30.50	0.25805	1.42	0.49
3	4.27	0.0427	6	19.032	33.10	0.19032	1.42	0.33
4	5.24	0.0524	8	13.958	37.57	0.13958	1.30	0.21
5	5.12	0.0512	8	10.867	41.07	0.10867	1.30	0.16

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR PLANO



Deflectores Cruziformes Verticales 7 cm abajo del Rebosadero.

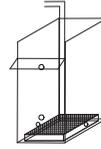
Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

GENERADOR DE BURBUJAS PLANO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		JI 0.31 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	6.29	0.0629	1.2	52.105	52.16	0.52105	1.85	2.02
2	6.29	0.0629	1.5	41.881	61.46	0.41881	1.84	1.32
3	3.8	0.038	1.2	31.293	69.57	0.31293	1.81	0.82
4	5.33	0.0533	1.2	23.139	74.57	0.23139	1.83	0.55
5	4.82	0.0482	1.2	22.183	78.19	0.22183	1.82	0.52

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR PLANO



Deflector Frontal Vertical Hasta el Rebosadero.

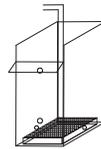
Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

GENERADOR DE BURBUJAS <u>PLANO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		JI 0.31 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	7.01	0.0701	3	32.472	32.42	0.32472	1.76	0.85
2	10.21	0.1021	3	32.209	49.17	0.32209	1.83	0.87
3	4.67	0.0467	3	25.14	59.16	0.2514	1.72	0.58
4	6.18	0.0618	3	24.694	66.92	0.24694	1.75	0.57
5	7.67	0.0767	3	22.771	72.59	0.22771	1.78	0.52

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR PLANO



Deflector Lateral Vertical Hasta el Rebosadero.

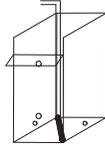
Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

GENERADOR DE BURBUJAS <u>PLANO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		JI 0.31 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	7.5	0.075	1.9	20.188	20.23	0.20188	1.84	0.46
2	5.62	0.0562	1.8	24.428	37.50	0.24428	1.81	0.58
3	7.28	0.0728	2	16.53	47.65	0.1653	1.83	0.36
4	5.51	0.0551	1.8	16.668	56.91	0.16668	1.80	0.36
5	7.07	0.0707	1.9	12.319	62.86	0.12319	1.83	0.26

Apéndice IV.52. Datos de % w/w Recuperación ion cobre **Por Etapa y Acumulativa**, para el dispersor **CILINDRICO**. Sistema Sin y con deflectores 7 cm abajo del rebosadero, deflectores Cruciformes y deflectores hasta el labio rebosadero JI 0.31 cm/s, Jg 0.8 cm/s. 30 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector 1 a 0.3

$$\%R = \frac{FM_C}{FM_C + FM_T} * 100$$



% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ <u>Por Etapa</u> Sistema Con Deflectores Jg 0.8cm/s JI 0.31 cm/s						
#Etapa	Sin deflectores Jg 0.8 ;JI 0.31	Deflectores Verticales 7 cm abajo del labio rebosadero			Deflectores verticales hasta el labio rebosadero	
		<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>	<u>Cruciforme</u>	<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>
		1	41.432	27.842	42.582	35.261
2	43.949	14.404	33.419	39.426	35.265	32.068
3	39.400	9.752	19.125	35.143	15.894	20.717
4	26.978	6.237	18.981	31.055	20.470	15.420
5	21.661	6.509	15.328	22.398	13.345	14.360

Ecuaciones para el cálculo de Recuperación acumulativa en cada etapa

$$\% R_{Cu\ 2\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2}}{MF_{Cu\ 1}} ; \quad \% R_{Cu\ 3\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2} + MC_{Cu\ 3}}{MF_{Cu\ 1}}$$

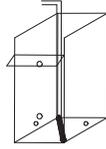
$$\% R_{Cu\ 4\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2} + MC_{Cu\ 3} + MC_{Cu\ 4}}{MF_{Cu\ 1}} ;$$

$$\% R_{Cu\ 5\ Etapa} = \frac{MC_{Cu\ 1} + MC_{Cu\ 2} + MC_{Cu\ 3} + MC_{Cu\ 4} + MC_{Cu\ 5}}{MF_{Cu\ 1}}$$

Donde MC Flujo Masico del concentrado. Los subíndices indican el Concentrado de cada etapa. MF Flujo Masico de la alimentación.

% w/w Recuperación Cu ⁺⁺ <u>Por Etapa</u> Sistema Con Deflectores Jg 0.8cm/s JI 0.31 cm/s						
#Etapa	Sin deflectores Jg 0.8 ;JI 0.31	Deflectores Verticales 7 cm abajo del labio rebosadero			Deflectores verticales hasta el labio rebosadero	
		<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>	<u>Cruciforme</u>	<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>
		1	41.46	27.89	42.58	35.16
2	64.21	44.98	59.65	49.66	43.65	34.72
3	80.83	53.35	67.06	65.13	50.20	42.60
4	86.41	58.59	74.41	76.99	56.55	47.52
5	90.47	63.79	79.33	83.96	60.23	51.69

Apéndice IV.53. Datos % de gas retenido promedio Sistema Sin y Con deflectores verticales 7 cm abajo del labio rebosadero y hasta el rebosadero. Relación metal: colector de 1 a 0.3, dispersor **CILÍNDRICO**, JI 0.31 cm/s, Jg 0.8 cm/s, 30 mg/l de espumante polipropilenglicol.



% v/v De Gas Retenido Promedio, en la Flotación por etapas. Con Deflectores Jg 0.8cm/s JI 0.31 cm/s

#Etapa	Sin deflectores Jg 0.8 ;JI 0.31	Deflectores Verticales 7 cm abajo del labio rebosadero			Deflectores verticales hasta el labio rebosadero	
		Frontal	Lateral	Cruciforme	Frontal	Lateral
		1	8.19	9.61	7.75	10.05
2	7.31	6.83	7.71	9.01	5.67	10.45
3	6.23	6.52	7.11	8.85	6.02	10.14
4	6.09	6.02	7.51	8.07	6.40	9.46
5	5.44	5.98	7.35	6.92	6.87	9.68

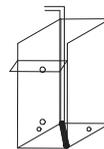
Apéndice IV.54. Datos Distribución de Gas Retenido. Para los sistemas con deflectores 7 cm abajo del rebosadero y Deflectores verticales hasta el rebosadero empleados en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **CILÍNDRICO**, Jg 0.98 cm/s JI 0.31 cm/s 30 PPM de espumante.

Deflector Frontal 7 cm abajo del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s; JI 0.31 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



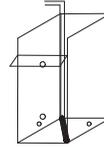
# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	14.99	6.37	6.95	4.08	3.79	21.48	9.61
2	5.95	4.25	4.25	4.28	1.14	19.24	6.52
3	7.25	3.31	4.37	5.45	2.69	17.92	6.83
4	4.29	3.33	4.29	3.22	3.25	17.74	6.02
5	4.52	4.00	4.37	4.11	1.44	17.43	5.98

Deflector Lateral 7 cm abajo del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s; JI 0.31 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



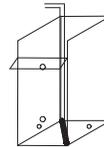
# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	5.80	6.07	8.40	6.33	4.64	15.23	7.75
2	12.32	4.79	6.57	4.22	2.92	15.43	7.71
3	6.87	5.64	6.02	5.52	3.14	15.47	7.11
4	7.17	5.16	7.21	5.70	3.83	15.99	7.51
5	6.55	5.23	7.49	6.24	2.87	15.72	7.35

Deflector Cruciforme 7 cm abajo del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s; JI 0.31 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$



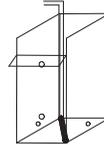
# de Celda	N1	N2	N3	N4	PROMEDIO
1	8.53	6.64	7.39	13.50	10.05
2	13.13	5.90	6.79	14.40	9.01
3	9.09	6.02	5.83	14.44	8.85
4	6.94	5.76	5.80	13.77	8.07
5	4.31	5.06	5.29	13.02	6.92

Deflector Frontal Vertical Hasta del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s; JI 0.31 cm/s

CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)\right]} * 100$$



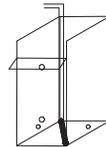
# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	4.42	3.28	5.28	12.03	11.22	12.28	8.08
2	2.94	1.38	2.10	8.65	7.60	11.35	5.67
3	1.77	0.82	2.34	7.09	12.00	12.11	6.02
4	5.46	0.90	2.08	9.26	8.96	11.73	6.40
5	6.08	0.98	1.43	8.67	12.01	12.02	6.87

Deflector Lateral Vertical Hasta del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s; JI 0.31 cm/s

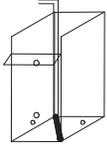
CÁLCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)\right]} * 100$$



# de Celda	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	5.14	9.48	6.22	14.12	13.55	20.23	11.46
2	9.21	5.52	5.41	13.73	12.11	16.72	10.45
3	9.00	3.78	5.74	12.99	12.54	16.77	10.14
4	9.19	2.45	4.30	11.29	10.52	19.03	9.46
5	10.47	2.79	4.35	12.81	11.69	15.95	9.68

Apéndice IV.55. Datos del Diámetro de burbuja promedio. Sistema Sin y Con deflectores verticales 7 cm abajo del labio rebosadero y hasta el rebosadero. Relación metal: colector de 1 a 0.3, dispersor **CILÍNDRICO**, JI 0.31 cm/s, Jg 0.8 cm/s, 30 mg/l de espumante polipropilenglicol.



Diámetro de Burbuja (mm.) Promedio en la Flotación por etapas. Con Deflectores Jg 0.8cm/s JI 0.31

#Etapa	Sin deflectores Jg 0.8 ;JI 0.31	Deflectores Verticales 7 cm abajo del labio rebosadero			Deflectores verticales hasta el labio rebosadero	
		<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>	<u>Cruciforme</u>	<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>
		1	0.94	0.82	0.99	0.86
2	1.22	1.17	0.99	0.79	1.35	0.76
3	1.05	1.12	1.07	0.88	1.27	0.78
4	1.25	1.27	1.02	0.95	1.19	0.83
5	1.41	1.28	1.04	1.10	1.11	0.81

Apéndice IV.56. Datos de Distribución de Diámetro de burbuja Para los sistemas con deflectores 7 cm abajo del rebosadero, Cruciformes y Deflectores verticales hasta el rebosadero empleados en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor **CILÍNDRICO**, Jg 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s 30 PPM de espumante.

ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

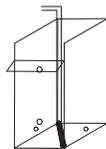
DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Deflector Frontal 7 cm abajo del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	0.59	1.20	1.10	1.92	2.09	0.49	0.82
2	1.28	1.84	1.84	1.82	9.01	0.51	1.17
3	1.05	2.44	1.78	1.40	3.11	0.53	1.12
4	1.82	2.43	1.82	2.52	2.49	0.53	1.27
5	1.72	1.97	1.78	1.91	6.69	0.54	1.28

ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

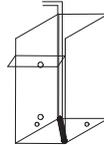
DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Deflector Lateral 7 cm abajo del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	1.32	1.26	0.92	1.20	1.67	0.58	0.99
2	0.67	1.61	1.16	1.85	2.83	0.58	0.99
3	1.11	1.35	1.27	1.38	2.60	0.58	1.07
4	1.07	1.49	1.06	1.34	2.07	0.57	1.02
5	1.16	1.47	1.02	1.22	2.89	0.57	1.04

ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

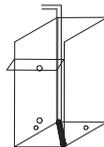
DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSO FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Deflectores Cruciformes 7 cm abajo del Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	PROMEDIO
1	0.91	1.15	1.04	0.63	0.86
2	0.64	1.29	1.12	0.60	0.79
3	0.86	1.27	1.31	0.60	0.88
4	1.10	1.33	1.32	0.62	0.95
5	1.81	1.52	1.45	0.65	1.10

ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

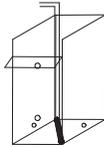
DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSOS FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Deflector Frontal Vertical hasta el Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	1.76	2.47	1.45	0.68	0.72	0.67	0.95
2	2.80	7.03	4.19	0.90	1.01	0.71	1.35
3	5.18	13.56	3.69	1.08	0.68	0.68	1.27
4	1.40	12.07	4.26	0.84	0.87	0.70	1.19
5	1.25	10.86	6.73	0.89	0.68	0.68	1.11

ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

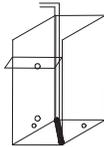
DISPERSOR **CILÍNDRICO** POROSOS FLEXIBLE DE TELA FILTRO.

Deflector Lateral Vertical hasta el Rebosadero

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s

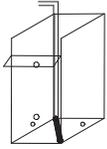
Cálculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$



Jg cm/s	N1	N2	N3	N4	N5	N6	PROMEDIO
1	1.49	0.83	1.22	0.61	0.63	0.50	0.71
2	0.85	1.38	1.41	0.62	0.68	0.55	0.76
3	0.86	2.09	1.33	0.65	0.66	0.55	0.78
4	0.85	3.49	1.81	0.72	0.76	0.51	0.83
5	0.76	2.98	1.79	0.65	0.70	0.57	0.81

Apéndice IV.57. Datos Del Flujo de Área superficial de burbujas Sb (s^{-1}) promedio. Sistema Sin y Con deflectores verticales 7 cm abajo del labio rebosadero y hasta el rebosadero. Relación metal: colector de 1 a 0.3, dispersor **CILÍNDRICO**, JI 0.31 cm/s, Jg 0.8 cm/s, 30 mg/l de espumante polipropilenglicol.



Flujo de superficie de Burbujas Sb (s^{-1}) Promedio en la Flotación por etapas. Jg 0.8; JI 0.31 cm/s						
#Etapa	Sin deflectores Jg 0.8 ;JI 0.31	Deflectores Verticales 7 cm abajo del labio rebosadero			Deflectores verticales hasta el labio rebosadero	
		<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>	<u>Cruciforme</u>	<u>Frontal</u>	<u>Lateral</u>
1	51.02	58.73	48.47	55.59	50.43	67.66
2	39.25	41.06	48.25	60.99	35.64	62.95
3	45.91	43.00	44.70	54.67	37.91	61.41
4	38.35	37.88	47.07	50.33	40.31	57.97
5	34.15	37.62	46.13	43.54	43.21	59.07

Apéndice IV.58. Calculo del tiempo de residencia aparente (τ) min. Y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}) Para los sistemas con deflectores 7 cm abajo del rebosadero, Cruciformes y Deflectores verticales hasta el rebosadero empleados en la flotación iónica por etapas, relación metal: colector 1 a 0.3, dispersor CILÍNDRICO, J_g 0.8 cm/s J_l 0.31 cm/s 30 mg/l de espumante.

**FLOTACIÓN POR ETAPAS
DISPERSOR CILÍNDRICO**

Tiempo de residencia τ (min)

$$\tau = \frac{V_{zc}}{Q_l} (1 - \epsilon_g) =$$

Donde:

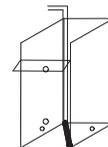
V_{zc} es el volumen de la zona de colección. cm^3 , ϵ_g es la Fracción de gas Retenido. $(1 - \epsilon_g)$ es la fracción de líquido retenido, y Q_l es el Flujo Volumétrico de líquido cm^3/s . Dando unidades de s^{-1} comúnmente expresada como min^{-1} .

Constante Cinética de Flotación Aparente $\kappa \text{ min}^{-1}$. Para un reactor tipo de mezclado perfecto.

$$k = \frac{R}{(1 - R) * \tau}$$

Donde: k es la constante cinética de flotación, τ el tiempo de residencia aparente y R la recuperación de la especie (fracción).

**FLOTACIÓN POR ETAPAS
DISPERSOR CILÍNDRICO SIN DEFLECTORES**



VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.31 CM/S

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación $\kappa \text{ min}^{-1}$

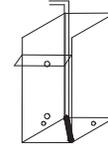
GENERADOR DE BURBUJAS <u>CILÍNDRICO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas			Jl 0.31 cm/s Relación Metal/Colector 1 a 0.3			
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
1	8.19	0.0819	1	41.432	41.46	0.41432	1.60	1.13
2	6.23	0.0623	1.3	43.949	64.21	0.43949	1.62	1.27
3	7.31	0.0731	1.5	39.4	80.83	0.394	1.59	1.04
4	6.09	0.0609	1.5	26.978	86.41	0.26978	1.62	0.60
5	5.44	0.0544	1.5	21.661	90.47	0.21661	1.63	0.45

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO

Deflector Frontal 7 cm abajo del Rebosadero.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s



Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

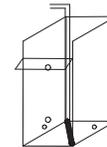
GENERADOR DE BURBUJAS <u>CILÍNDRICO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		JI 0.31 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	9.61	0.0961	2	27.842	27.89	0.27842	1.53	0.59
2	6.52	0.0652	2	14.404	44.98	0.14404	1.58	0.27
3	6.83	0.0683	2	9.752	53.35	0.09752	1.58	0.17
4	6.02	0.0602	2	6.237	58.59	0.06237	1.59	0.11
5	5.98	0.0598	2	6.509	63.79	0.06509	1.59	0.11

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO

Deflector Lateral 7 cm abajo del Rebosadero.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s



Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

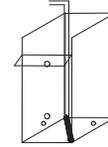
GENERADOR DE BURBUJAS <u>CILÍNDRICO</u> SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		JI 0.31 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	7.75	0.0775	2.5	42.582	42.58	0.42582	1.54	1.14
2	7.71	0.0771	3.5	33.419	59.65	0.33419	1.49	0.75
3	7.11	0.0711	3.5	19.125	67.06	0.19125	1.50	0.35
4	7.51	0.0751	3.5	18.981	74.41	0.18981	1.49	0.35
5	7.35	0.0735	4	15.328	79.33	0.15328	1.47	0.27

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO

Deflectores Cruziformes Verticales 7 cm abajo del Rebosadero.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s



Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

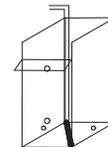
GENERADOR DE BURBUJAS CILÍNDRICO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		JI 0.31 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	9.01	0.0901	1	35.261	35.16	0.35261	1.59	0.87
2	10.05	0.1005	1	39.426	49.66	0.39426	1.57	1.02
3	8.85	0.0885	1	35.143	65.13	0.35143	1.59	0.86
4	8.07	0.0807	1	31.055	76.99	0.31055	1.61	0.72
5	6.92	0.0692	1	22.398	83.96	0.22398	1.63	0.47

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO

Deflector Frontal Vertical Hasta el Rebosadero.

Velocidad Superficial de Gas Jg de 0.8 cm/s JI 0.31 cm/s



Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min⁻¹

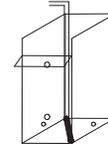
GENERADOR DE BURBUJAS CILÍNDRICO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/l								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas		JI 0.31 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 0.3		
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min ⁻¹)
1	8.08	0.0808	5	32.968	32.75	0.32968	1.67	0.82
2	5.67	0.0567	5	35.265	43.65	0.35265	1.62	0.88
3	6.02	0.0602	5	15.894	50.20	0.15894	1.63	0.31
4	6.4	0.064	5	20.47	56.55	0.2047	1.64	0.42
5	6.87	0.0687	5	13.345	60.23	0.13345	1.65	0.25

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO

Deflector Lateral Vertical Hasta el Rebosadero.

Velocidad Superficial de Gas J_g de 0.8 cm/s J_l 0.31 cm/s



Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación κ min^{-1}

GENERADOR DE BURBUJAS CILÍNDRICO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 30 mg/1								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas			Jl 0.31 cm/s Relación Metal/Colector 1 a 0.3			
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
1	11.46	0.1146	3	31.523	31.59	0.31523	1.85	0.85
2	10.45	0.1045	3	32.068	34.72	0.32068	1.83	0.86
3	10.14	0.1014	3	20.717	42.60	0.20717	1.82	0.48
4	9.46	0.0946	3	15.42	47.52	0.1542	1.81	0.33
5	9.68	0.0968	3	14.36	51.69	0.1436	1.82	0.30

INDICE APÉNDICE V

V.1	% Recuperación en una etapa. Efecto-concentración de colector. Cilíndrico.	313
V.2	% de gas retenido promedio. Efecto-concentración de colector. Cilíndrico.	313
V.3	Distribución de gas retenido. Efecto-concentración de colector. Cilíndrico.	314
V.4	Diámetro de Burbuja. Efecto de la concentración de colector. Cilíndrico.	316
V.5	Distribución diámetro de burbuja. Efecto-concentración de colector Cilíndrico.	317
V.6	Flujo de área superficial de burbujas. Efecto-concentración-colector. Cilíndrico.	319
V.7	% de recuperación por etapa y acumulativa. Flotación de plomo. Cilíndrico.	320
V.8	% de gas retenido promedio. Flotación por etapas. Cilíndrico.	321
V.9	Distribución de gas retenido. Flotación por etapas. Cilíndrico.	321
V.10	Tiempo de residencia y cinética de flotación por etapas. Cilíndrico.	323

Apéndice V.1. Datos de % w/w Recuperación ion plomo **Una Etapa** para el dispersor **cilíndrico**, JI 0.19 cm/s 30 mg/l de espumante. Efecto de la Relación Metal/Colector dodecil amina. C₁₂H₂₇N Variando la velocidad superficial de gas Jg (cm/s).

$$\%R = \frac{FM_C}{FM_C + FM_T} * 100$$

% w/w Recuperación Pb. En una etapa. Efecto de la carga (+/-) y la concentración del colector. En una prueba se usó 50 mg/l de espumante. Dispersor Cilíndrico

Jg (cm/s)	<u>Flotación con xantato Rel. 1 a 1</u>	<u>Flotación con Dodecil amina Rel. 1 a 0.3</u>	<u>Flotación con Dodecil Amina Rel. 1 a 1.0</u>	<u>Flotación con Dodecil amina Rel. 1 a 1.0.</u>
	30 mg/l [e]	Con 30 mg/l [e]	Con 30 mg/l [e]	Con 50 mg/l [e]
0.1	5.805	6.599	25.806	16.505
0.5	10	17.966	30	64.584
0.8	12.105	36.81	35.648	70.467
1.0	9.589	45.76	46.482	71.452
1.5	10.078	53.161	27.394	72.12

Apéndice V.2. Datos de % de gas retenido promedio de 9 lecturas realizadas .**Una Etapa** para el dispersor **cilíndrico**, JI 0.19 cm/s. Efecto de la Relación Metal/Colector dodecil amina C₁₂H₂₇N. Variando la velocidad superficial de gas Jg (cm/s).

CALCULO DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)\right]} * 100$$

% v/v de Gas Retenido. Flotación en una etapa. Efecto de la carga (+/-) y la concentración del colector. Para una prueba se usó 50 mg/l de espumante. Dispersor Cilíndrico

Jg (cm/s)	<u>Flotación con xantato Rel. 1 a 1</u>	<u>Flotación con Dodecil amina Rel. 1 a 0.3</u>	<u>Flotación con Dodecil Amina Rel. 1 a 1.0</u>	<u>Flotación con Dodecil amina Rel. 1 a 1.0.</u>
	30 mg/l [e]	Con 30 mg/l [e]	Con 30 mg/l [e]	Con 50 mg/l [e]
0.1	2.920	1.33	1.66	1.09
0.5	5.554	4.65	6.05	5.92
0.8	10.276	8.31	9.15	8.73
1.0	11.683	9.85	11.56	12.62
1.5		17.52	18.62	16.13

Apéndice V.3. Datos de la distribución de Gas Retenido. Flotación iónica en una sola etapa. Para el dispersor **cilíndrico**, JI 0.19 cm/s. Efecto de la Relación Metal/Colector. Variando la velocidad superficial de gas Jg.

DISPERSOR CILINDRICO USANDO XANTATO AMILICO DE POTASIO
COMO COLECTOR RELACIÓN 1 A 1. CON 30 mg/l DE ESPUMANTE

CALCULÓ DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	1.40	3.11	5.50	1.25	2.05	2.86	1.50	2.51	6.11	2.920
0.5	5.15	4.84	9.36	3.75	4.99	9.30	4.32	4.73	3.54	5.554
0.8	8.28	9.25	16.45	6.45	8.93	15.62	9.69	9.31	8.50	10.276
1.0	8.19	9.93	13.77	9.71	10.04	18.23	11.13	11.13	13.00	11.683
1.5										

DISPERSOR CILINDRICO USANDO DODECIL AMINA C₁₂H₂₇N
COMO COLECTOR RELACIÓN 1 A 1. CON 30 mg/l DE ESPUMANTE

CALCULÓ DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	1.30	0.96	1.03	1.99	2.27	1.44	0.55	2.27	3.11	1.66
0.5	6.16	6.61	5.72	6.75	9.00	5.13	4.70	1.82	8.55	6.05
0.8	10.12	7.86	8.16	7.86	13.04	6.39	7.72	7.86	13.35	9.15
1.0	11.09	13.86	9.88	9.73	10.78	15.58	8.39	8.24	16.54	11.56
1.5	17.18	17.98	18.79	14.79	21.77	18.96	16.38	19.12	22.61	18.62

DISPERSOR CILINDRICO USANDO DODECIL AMINA C₁₂H₂₇N
 COMO COLECTOR RELACIÓN 1 A 0.3. CON 30 mg/l DE ESPUMANTE

CALCULÓ DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)\right]} * 100$$

Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	1.91	0.66	0.51	2.28	2.51	0.80	0.29	0.44	2.58	1.33
0.5	3.93	2.73	2.96	2.58	8.10	5.38	2.36	3.11	10.73	4.65
0.8	8.33	6.44	6.91	7.78	10.01	10.34	6.75	5.82	12.38	8.31
1.0	8.47	8.15	7.43	8.88	15.76	7.51	8.64	6.63	17.15	9.85
1.5	13.62	16.13	19.14	19.23	24.94	15.69	17.18	15.61	16.13	17.52

DISPERSOR CILINDRICO USANDO DODECIL AMINA C₁₂H₂₇N
 COMO COLECTOR RELACIÓN 1 A 1.0. CON 50 mg/l DE ESPUMANTE

CALCULÓ DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\varepsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_1}\right)\right]} * 100$$

Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.29	0.44	0.51	0.80	2.88	0.58	0.15	1.69	2.43	1.09
0.5	10.00	5.23	5.92	4.47	11.78	1.69	3.93	2.66	7.63	5.92
0.8	9.69	8.97	7.86	6.60	8.01	8.97	5.82	6.44	16.25	8.73
1.0	11.51	13.70	11.93	10.02	18.65	9.29	12.10	8.56	17.85	12.62
1.5	14.48	15.69	16.04	15.17	19.32	14.31	14.65	13.28	22.24	16.13

Apéndice V.4. Datos del Diámetro de burbuja Db (mm.) promedio de 9 lecturas realizadas .Una Etapa para el dispersor cilíndrico, J1 0.19 cm/s. Efecto de la Relación Metal/Colector dodecil amina C₁₂H₂₇N. Variando la velocidad superficial de gas Jg (cm/s).

ESTIMACIÓN DEL DIAMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL ANALISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

Calculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$

Diámetro de burbuja Db (mm.). Flotación en una etapa. Efecto de la carga (+/-) y la concentración del colector. Dispersor Cilíndrico				
Jg (cm/s)	<u>Flotación con xantato Rel. 1 a 1</u> <u>30 mg/1 [c].</u>	<u>Flotación con Dodecil amina Rel. 1 a 0.3</u> <u>Con 30 mg/1 [c].</u>	<u>Flotación con Dodecil Amina Rel. 1 a 1.0</u> <u>Con 30 mg/1 [c].</u>	<u>Flotación con Dodecil amina Rel. 1 a 1.0.</u> <u>Con 50 mg/1 [c].</u>
0.1	0.36	0.68	0.56	0.83
0.5	0.84	1.00	0.78	0.80
0.8	0.77	0.93	0.85	0.88
1.0	0.85	0.99	0.86	0.80
1.5	0.87	0.90	0.86	0.96

Apéndice V.5. Datos de la distribución del diámetro de Burbuja (mm.). Flotación iónica en una sola etapa. Para el dispersor cilíndrico, JI 0.19 cm/s. Efecto de la Relación Metal/Colector. Variando La velocidad superficial de gas Jg.

**DISPERSOR CILINDRICO USANDO XANTATO AMILICO DE POTASIO
COMO COLECTOR RELACIÓN 1 A 1. CON 30 mg/l DE ESPUMANTE**

ESTIMACIÓN DEL DIAMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL
ANALISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

Calculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$

Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.65	0.34	0.24	0.72	0.47	0.36	0.61	0.40	0.23	0.36
0.5	0.91	0.96	0.55	1.24	0.93	0.55	1.08	0.98	1.32	0.84
0.8	0.93	0.84	0.55	1.18	0.87	0.57	0.81	0.84	0.91	0.77
1.0	1.18	0.98	0.75	1.00	0.97	0.62	0.89	0.89	0.78	0.85
1.5										

**DISPERSOR CILINDRICO USANDO DODECIL AMINA C₁₂H₂₇N
COMO COLECTOR RELACIÓN 1 A 1. CON 30 mg/l DE ESPUMANTE**

ESTIMACIÓN DEL DIAMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL
ANALISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

Calculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$

Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.69	0.94	0.88	0.48	0.43	0.63	1.73	0.43	0.34	0.56
0.5	0.77	0.72	0.82	0.71	0.56	0.91	0.99	2.81	0.59	0.78
0.8	0.78	0.97	0.94	0.97	0.64	1.19	0.99	0.97	0.63	0.85
1.0	0.89	0.75	0.99	1.00	0.91	0.68	1.15	1.17	0.66	0.86
1.5	0.92	0.89	0.86	1.03	0.78	0.85	0.95	0.85	0.76	0.86

DISPERSOR CILINDRICO USANDO DODECIL AMINA C₁₂H₂₇N
 COMO COLECTOR RELACIÓN 1 A 0.3. CON 30 mg/l DE ESPUMANTE

ESTIMACIÓN DEL DIAMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL
 ANALISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

Calculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$

Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.49	1.40	1.87	0.43	0.40	1.13	3.65	2.24	0.39	0.68
0.5	1.18	1.76	1.61	1.87	0.61	0.87	2.08	1.52	0.50	1.00
0.8	0.92	1.18	1.10	0.98	0.79	0.77	1.13	1.31	0.67	0.93
1.0	1.14	1.18	1.30	1.09	0.68	1.28	1.12	1.46	0.64	0.99
1.5	1.11	0.96	0.85	0.84	0.72	0.98	0.92	0.99	0.96	0.90

DISPERSOR CILINDRICO USANDO DODECIL AMINA C₁₂H₂₇N
 COMO COLECTOR RELACIÓN 1 A 1.0. CON 50 mg/l DE ESPUMANTE

ESTIMACIÓN DEL DIAMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL
 ANALISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

Calculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * Ut}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$

Jg (cm/s)	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
0.1	0.65	0.74	0.87	0.73	0.66	0.60	0.68	0.65	0.61	0.83
0.5	0.52	0.89	0.80	1.04	0.47	3.08	1.18	1.81	0.64	0.80
0.8	0.81	0.86	0.97	1.15	0.96	0.86	1.31	1.18	0.56	0.88
1.0	0.86	0.75	0.84	0.97	0.61	1.04	0.83	1.13	0.63	0.80
1.5	1.05	0.98	0.97	1.01	0.84	1.06	1.04	1.13	0.77	0.96

Apéndice V.6. Datos del Flujo de área superficial de Burbuja Sb (s⁻¹), promedio de 9 lecturas realizadas Flotación en **Una Etapa** para el dispersor **cilíndrico**, Jl 0.19 cm/s. Efecto de la Relación Metal/Colector dodecil amina C₁₂H₂₇N. Variando la velocidad superficial de gas Jg (cm/s).

$$\text{FLUJO DE ÁREA SUPERFICIAL DE BURBUJAS Sb} = \frac{6Jg}{Db}$$

Donde

Jg = Velocidad superficial del gas cm/s

Db = Diámetro de burbuja cm

Flujo de área superficial de Burbuja Sb (s ⁻¹). Flotación en una etapa. Efecto de la carga (+/-) y la concentración del colector. Dispersor Cilíndrico				
Jg (cm/s)	<u>Flotación con xantato Rel. 1 a 1</u> 30 mg/l [e]	<u>Flotación con Dodecil amina Rel. 1 a 0.3</u> Con 30 mg/l [e]	<u>Flotación con Dodecil Amina Rel. 1 a 1.0</u> Con 30 mg/l [e]	<u>Flotación con Dodecil amina Rel. 1 a 1.0.</u> Con 50 mg/l [e]
0.1	16.79	8.84	10.76	7.27
0.5	35.57	30.03	38.46	37.73
0.8	62.39	51.89	56.56	54.28
1.0	70.38	60.66	69.78	74.94
1.5		99.68	104.24	93.50

Apéndice V.7. Datos de % w/w Recuperación de plomo **Por Etapa y Acumulativa**, para el dispersor **cilíndrico**, Jg 0.8 cm/s, Jl 0.19 cm/s, con 50 mg/l de espumante, una Relación Metal/Colector plomo/dodecil amina. C₁₂H₂₇N de 1 a 1

Ecuación Recuperación para una etapa.

$$\%R = \frac{FM_C}{FM_C + FM_T} * 100$$

Ecuaciones para el cálculo de Recuperación acumulativa en cada etapa

$$\% R_{Cu} 2 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 3 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 4 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3 + MC_{Cu} 4}{MF_{Cu} 1}$$

$$\% R_{Cu} 5 \text{ Etapa} = \frac{MC_{Cu} 1 + MC_{Cu} 2 + MC_{Cu} 3 + MC_{Cu} 4 + MC_{Cu} 5}{MF_{Cu} 1}$$

Donde

MC Flujo Masico del concentrado. Los subíndices indican el Concentrado de cada etapa.

MF Flujo Masico de la alimentación.

% w/w Recuperación Pb. Sistema Multi Etapas. Dispersor Cilíndrico, Jg 0.8 cm/s, Jl 0.19 cm/s Flotación con Dodecil amina Rel. 1 a 1.0. Con 50 mg/l [e]		
# de Etapa	Recuperación Por Etapa	Recuperación Acumulativa
1	41.218	41.17
2	53.045	45.62
3	55.611	65.56
4	53.729	79.14
5	49.899	92.66

Apéndice V.8. Datos del Promedio de: % de gas retenido ϵ_g , Diámetro de burbuja D_b (mm.) y flujo de área superficial de burbujas S_b (s^{-1}). **sistema Multi Etapa** para el dispersor **cilíndrico**, J_g 0.8 cm/s, J_l 0.19 cm/s. Relación Metal/Colector dodecil amina $C_{12}H_{27}N$. De 1 a 1

Sistema Multi Etapas. Dispersor Cilíndrico, Jg 0.8 cm/s, Jl 0.19 cm/s Flotación con Dodecil amina Rel. 1 a 1.0. Con 50 mg/l [e]			
# de Etapa	% Gas Retenido Promedio	Diámetro de burbuja (mm.) Promedio	Flujo de área superficial de burbuja S_b (s^{-1})
1	6.51	1.17	41.11
2	8.57	0.90	53.38
3	7.88	0.97	49.42
4	8.01	0.96	50.17
5	6.97	1.09	43.97

Apéndice V.9. Datos de la distribución de: % de gas retenido ϵ_g , Diámetro de burbuja D_b (mm.) y flujo de área superficial de burbujas S_b (s^{-1}). Flotación iónica sistema Multi etapa. Para el dispersor **cilíndrico**, J_g 0.8 cm/s J_l 0.19 cm/s. Relación Metal/Colector Plomo/Dodecil amina de 1 a 1. Con 50 mg/l de espumante

**DISPERSOR CILINDRICO USANDO DODECIL AMINA $C_{12}H_{27}N$
COMO COLECTOR RELACIÓN 1 A 1.0. CON 50 mg/1 DE ESPUMANTE**

CALCULÓ DEL GAS RETENIDO APLICANDO EL MODELO DE MAXWELL

$$\epsilon_g = \frac{1 - \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)}{1 + \left[0.5 * \left(\frac{\kappa_d}{\kappa_l}\right)\right]} * 100$$

# de Etapa	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	6.57	7.10	5.79	5.46	8.52	3.77	5.63	5.67	10.07	6.51
2	8.66	8.66	8.04	6.68	11.54	5.71	7.75	7.96	12.14	8.57
3	9.03	7.86	6.79	5.93	9.15	6.51	7.82	6.30	11.50	7.88
4	8.16	8.54	8.54	6.48	10.26	5.99	7.33	6.39	10.39	8.01
5	5.85	7.15	7.19	6.62	9.76	4.73	6.32	5.84	9.27	6.97

**DISPERSOR CILINDRICO USANDO DODECIL AMINA C₁₂H₂₇N
COMO COLECTOR RELACIÓN 1 A 1.0. CON 50 mg/1 DE ESPUMANTE**

ESTIMACIÓN DEL DIAMETRO DE BURBUJA, MEDIANTE EL
ANÁLISIS DE ARRASTRE (DRIFT FLUX)

Calculo del Diámetro de burbuja Db en mm.

$$Db = \left(\frac{18 * \mu l * U_t}{g * \Delta \rho} (1 + 0.15 Res)^{0.687} \right)^{0.5}$$

# de Etapa	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	1.16	1.07	1.32	1.40	0.90	2.10	1.35	1.34	0.78	1.17
2	0.89	0.89	0.95	1.14	0.70	1.33	0.99	0.96	0.68	0.90
3	0.86	0.97	1.12	1.28	0.85	1.17	0.98	1.21	0.70	0.97
4	0.94	0.90	0.90	1.17	0.77	1.27	1.04	1.19	0.76	0.96
5	1.30	1.07	1.06	1.15	0.80	1.63	1.20	1.30	0.84	1.09

**DISPERSOR CILINDRICO USANDO DODECIL AMINA C₁₂H₂₇N
COMO COLECTOR RELACIÓN 1 A 1.0. CON 50 mg/1 DE ESPUMANTE**

FLUJO DE ÁREA SUPERFICIAL DE BURBUJAS $S_b = \frac{6J_g}{D_b}$

Donde

J_g = Velocidad superficial del gas cm/s

D_b = Diámetro de burbuja cm

# de Etapa	N1	N2	N3	N4	N5	N6	N7	N8	N9	PROMEDIO
1	41.49	44.80	36.50	34.36	53.06	22.87	35.43	35.71	61.38	41.11
2	53.90	53.89	50.36	42.21	68.44	35.97	48.67	49.88	71.09	53.38
3	55.89	49.32	42.88	37.43	56.58	41.11	49.08	39.80	68.26	49.42
4	51.06	53.18	53.18	40.90	62.32	37.77	46.19	40.35	62.95	50.17
5	36.87	45.05	45.33	41.83	59.77	29.45	39.90	36.84	57.18	43.97

Apéndice V.10. Calculo del tiempo de residencia aparente (τ) min. Y la constante cinética de flotación aparente κ (min^{-1}). Para La flotación iónica sistema multi etapas, Usando el dispersor cilíndrico. JI 0.19 cm/s. Jg 0.8 cm/s. 50 mg/l de espumante. Relación Metal/Colector plomo/dodecil amina $\text{C}_{12}\text{H}_{27}\text{N}$ de 1 a 1.

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.19 CM/S

Tiempo de residencia τ (min)

$$\tau = \frac{V_{zc}}{(1 - \epsilon_g) * Ql} =$$

Donde:

V_{zc} es el volumen de la zona de colección. cm^3 , ϵ_g es la Fracción de gas Retenido. $(1 - \epsilon_g)$ es la fracción de liquido retenido, y Ql es el Flujo Volumétrico de líquido cm^3/s . Dando unidades de s^{-1} comúnmente expresada como min^{-1} .

Constante Cinética de Flotación Aparente $\kappa \text{ min}^{-1}$ Para un reactor tipo de mezclado perfecto.

$$\kappa = \frac{R}{(1 - R) * \tau}$$

Donde: κ es la constante cinética de flotación, τ el tiempo de residencia aparente y R la recuperación de la especie (fracción).

FLOTACIÓN POR ETAPAS

DISPERSOR CILÍNDRICO

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LÍQUIDO 0.19 CM/S

Tiempo de residencia τ (min) Y la constante cinética de flotación $\kappa \text{ min}^{-1}$

<u>DISPERSOR CILÍNDRICO SISTEMA AIRE - AGUA - ESPUMANTE 50 mg/l</u>								
Jg 0.8 cm/s		Flotación Por Etapas			Jl 0.19 cm/s		Relación Metal/Colector 1 a 1	
# Celda	% ϵ_g	Fracción. ϵ_g	Hce (-)	Rec. X Etapa	Rec. Acumula	Fracción Rec.	τ (min.)	κ (min^{-1})
1	6.51	0.0651	1.0	41.218	41.17	0.41218	2.67	1.87
2	8.57	0.0857	1.5	53.045	45.62	0.53045	2.57	2.90
3	7.88	0.0788	1.0	55.611	65.56	0.55611	2.63	3.29
4	8.01	0.0801	1.0	53.729	79.14	0.53729	2.62	3.05
5	6.97	0.0697	1.0	49.899	92.66	0.49899	2.65	2.64