

Cálculo del gradiente de presión en el hidrotransporte de pulpa laterítica en régimen laminar a través de una tubería horizontal

Michel Rodríguez-Ismar
Raúl Izquierdo-Pupo
Reineris Montero-Laurencio
Mario Daniel Williams-Rey

Resumen

Se estudió el comportamiento reológico de pulpas lateríticas con 44 % de sólido en peso y a temperatura de 27 °C para determinar los gradientes de presión en una tubería horizontal y en régimen laminar a fin de validar, en función del comportamiento reológico, la metodología de cálculo de los gradientes para este tipo de fluido. Se realizaron experimentos (granulométricos, reológicos y de gradiente de presión) y se compararon los valores de los gradientes obtenidos por esta vía con los valores teóricos de la metodología utilizada. Los resultados revelaron un tamaño medio de las partículas de 2,8 μm en la pulpa, lo que explica el comportamiento plástico de la misma, así como que el modelo Herschel-Bulkley describe en un 87 % su comportamiento reológico. Para las condiciones específicas establecidas en este estudio la metodología aplicada es efectiva, con un error máximo absoluto puntual de 8,8 %.

Palabras clave: mecánica de fluidos; modelo Herschel-Bulkley; pulpa laterítica; gradiente de presión; régimen laminar.

Calculation of pressure gradient in laterite slurry hydrotransport through horizontal pipelines in laminar flow

Abstract

The rheological behavior of laterite slurries with 44% solids and at a temperature of 27 °C was analyzed to determine the pressure gradients in a horizontal pipeline in laminar flow in order to validate the gradient calculation methodology for this type of fluid based on the rheological behavior. Experiments (particle size, rheological and pressure gradient) were carried out. The resulting gradient values were compared with theoretical values from the methodology used. The results revealed an average particle size of 2,8 μm in the slurry, which explains the plastic behavior of the slurry. In addition the Herschel-Bulkley model describes 87% of the slurry's rheological behavior. The methodology applied is considered to be effective for the specific conditions established for this investigation with a maximum absolute error of 8,8 %.

Keywords: rheology; Herschel-Bulkley model; laterite slurry; pressure gradient; laminar flow

1. INTRODUCCIÓN

La selección de cualquier sistema de bombeo debería considerar el análisis reológico del fluido a ser transportado. En la industria cubana productora de níquel y cobalto, al seleccionar los sistemas de bombeo, la pulpa laterítica (mezcla de agua industrial + mineral laterítico) ha sido considerada generalmente como un fluido newtoniano, lo cual trae aparejado una ineficiencia energética que afecta el flujo productivo.

La selección correcta de modelos matemáticos apropiados para la evaluación técnica de la pulpa depende de la granulometría, la densidad y las características reológicas, entre otras (Martínez, Izquierdo & Pompa 2014).

Experimentos realizados a escala semi-industrial confirman la racionalidad de utilizar el criterio de Reynolds (Re^*) para la generalización de los datos experimentales, al determinar el coeficiente de pérdidas hidráulicas para regímenes de movimiento estructural y transitorio, obteniendo que para el mineral laterítico se ajustan perfectamente a la línea $\lambda = 64/Re^*$ (Izquierdo, Turro & Nikolaev 2001). Sin embargo, los cálculos para determinar el gradiente de presión del fluido en un tramo recto de tubería se realizaron utilizando la ecuación generalizada de Buckingham-Reiner, la cual es aplicable a un fluido cuyo comportamiento se ajusta aproximadamente al modelo de Bingham (Skelland 1970; Bird, Stewart & Lidtfoot 1992; Steffe 1996).

Otros autores (Pérez & Garcell 2006; Pérez *et al.* 2008, 2010; Hernández *et al.* 2015) al estudiar la pulpa laterítica, desde el punto de vista reológico, con un viscosímetro rotacional demuestran, sin embargo, que la pulpa se comporta como un fluido no newtoniano, ajustándose al modelo Herschel-Bulkley en su totalidad, debido a que está formada fundamentalmente por partículas finas (menores de 0,045 mm) y no existe una dependencia lineal entre el esfuerzo cortante y el gradiente de velocidad.

Se han realizado trabajos (Slatter 1997; Laurencio *et al.* 2012; Martínez, Izquierdo & Pompa 2014; Cabral *et al.* 2010) para obtener modelos de caída de presión referentes al transporte de fluidos con comportamiento reológico no newtoniano, los cuales establecen correlaciones entre modelos teóricos y experimentales en función de la clasificación reológica.

Gardea (2008a, 2008b) señala en su investigación que aún no se ha resuelto el problema específico del cálculo de la caída de presión en una tubería que transporta un fluido Herschel-Bulkley, pero sí plantea un procedimiento apoyándose en investigaciones de Levenspiel, que consiste

en descomponer este fluido en un plástico Bingham y el pseudoplástico simple.

En las investigaciones referenciadas en este artículo se determinan los gradientes de presión ($\Delta P/L$), a partir de los datos experimentales obtenidos para cada situación específica de otros fluidos que no incluyen la pulpa laterítica. Las relaciones entre las variables flujo volumétrico, diámetros del tubo, temperaturas de operación y propiedades físicas de los fluidos se describen mediante ecuaciones empíricas, que son válidas únicamente para las condiciones particulares existentes durante la realización de los experimentos. Para otras condiciones (geometrías, fluidos, temperaturas, entre otras), dichas ecuaciones no serían aplicables en absoluto.

El objetivo del presente trabajo es evaluar la efectividad de la metodología de cálculo del gradiente de presión durante el hidrotransporte en régimen laminar de la pulpa laterítica en un tramo recto horizontal de tubería, a partir del comportamiento reológico y granulométrico de este fluido.

2. MATERIALES Y MÉTODOS

2.1. Material

Se empleó pulpa laterítica de 44 % de sólido en peso. La muestra inicial se dividió en varios compósitos, con el objetivo de realizar los experimentos granulométricos y reológicos.

2.2. Análisis granulométrico

Se utilizó un analizador de partículas Fritsch Particle Sizer Analysette 22, de rayos láser X convergente, con sensor fotosensible. Se realizaron tres ensayos para cada muestra.

2.3. Análisis reológico de la pulpa laterítica

El método utilizado fue la determinación directa de la relación entre los esfuerzos cortantes y los gradientes de velocidad, sometiendo la muestra a un gradiente de velocidad uniforme desde 1,17 a 279,40 s^{-1} en un viscosímetro rotatorio (RHEOTEST 2) para obtener una medición del esfuerzo cortante correspondiente (Skelland 1970).

2.4. Caída de presión en una sección de tubería

Se ubicaron dos manómetros analógicos, separados a 36 m de longitud, en un tramo de tubería recta de 400 mm de diámetro nominal, perteneciente a la línea de descarga de las bombas centrífugas.

La metodología de cálculo propuesta (Skelland 1970; Bird, Stewart & Lidtfoot 1992; Garcell, Díaz & Surís 2011) para determinar la distribución de la densidad de flujo, de cantidad de movimiento de un fluido isotérmico

en régimen laminar y estacionario en un tubo circular de radio (r) y longitud (L), como se muestra en la Figura 1, viene dada por la siguiente ecuación:

$$\tau_{rz} = \frac{(-\Delta P)}{2 \cdot L} r \quad (1)$$

Donde:

ΔP - Caída de presión medida por los manómetros $P0$ y $P1$ (Pa);

τ_{rz} - Esfuerzo cortante en la pared de la tubería (Pa);

r - Radio interior de la tubería (m);

L - Longitud de la tubería (m).

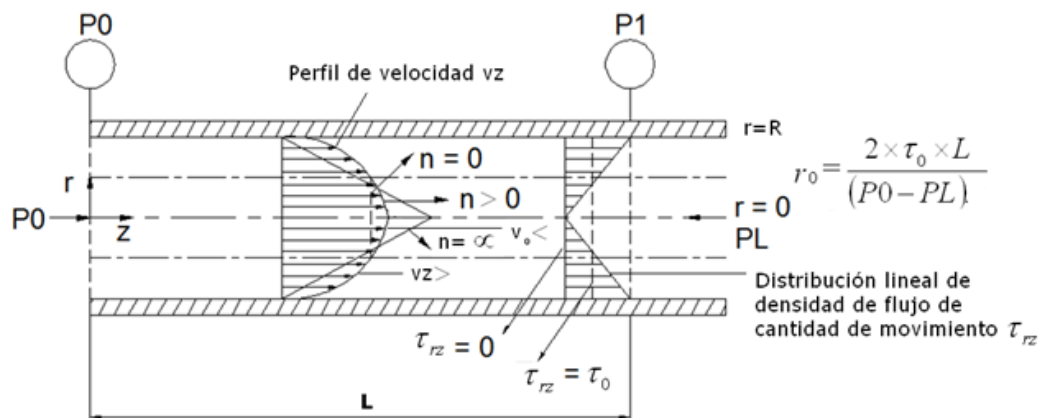


Figura 1. Flujo de un fluido Herschel-Bulkley en régimen laminar a través de un tubo circular (Bird, Stewart & Lidfoot 1992; Garcell, Díaz & Surís 2011).

El gradiente de velocidad para un fluido Herschel-Bulkley es cero mientras la densidad de flujo de cantidad de movimiento sea menor de un cierto valor τ_0 (esfuerzo cortante inicial). Como es de esperar el perfil de velocidad es parabólico y dependiente del valor $n > 0$ (índice de flujo) (Figura 1), cuando $n=0$ existe una región de flujo de tapón que se ajusta muy bien a un plástico Bingham, mientras que cuando $n=\infty$ se convierte en un triángulo isósceles. Para este tipo de fluido la densidad de flujo de cantidad de movimiento y el gradiente de velocidad están relacionados por la ecuación 2:

$$\tau_{rz} = \tau_0 + k \left(-\frac{dv}{dr} \right)^n \quad (2)$$

Donde:

τ_o - Esfuerzo cortante inicial (Pa);

k - Índice de consistencia (adimensional);

n - Índice de flujo (adimensional);

τ_{rz} - Densidad de flujo de cantidad de movimiento (Pa).

Según Steffe (1996), puede utilizarse el mismo procedimiento para determinar el perfil de velocidad, tanto en fluidos tipo Bingham como en un fluido Herschel-Bulkley; sin embargo, para este último el perfil de velocidad se calcula según la ecuación 3:

$$v_z = \frac{2L \cdot \left[(\tau_{rz} - \tau_o)^{1+\frac{1}{n}} - \left(\frac{(\Delta P) \cdot r}{2 \times L} - \tau_o \right)^{1+\frac{1}{n}} \right]}{(\Delta P) \left(1 + \frac{1}{n} \right) \cdot k^{\frac{1}{n}}} \quad (3)$$

La velocidad del flujo tapón (zona central) puede ser determinada usando la ecuación 3, igualando r a r_o .

El flujo volumétrico para un fluido Herschel-Bulkley se calcula usando el mismo método descrito para el plástico Bingham mediante la ecuación 4:

$$Q = \int_0^{2\pi} \int_0^R v_z \cdot r \cdot dr \cdot d\theta \quad (4)$$

Donde:

$d\theta$ - Integral definida en función del ángulo (coordenadas cilíndricas);

dr - Integral definida en función del radio (coordenadas cilíndricas);

R - Distancia del centro a la pared interior de la tubería (radio interior de la tubería (m));

v_z - Perfil de velocidad (componente de la velocidad en z para coordenadas cilíndricas) (m/s);

Q - Flujo volumétrico (m^3/s).

Por lo tanto, si la ecuación 3 se inserta en esta definición y se integra el flujo volumétrico puede calcularse por la ecuación 5:

$$Q = \left[\frac{\pi \cdot R^3}{256} \right] \left[\left(\frac{4 \cdot n}{3 \cdot n + 1} \right) \left(\frac{\tau_{rz}}{k} \right)^{1/n} \left(1 - \frac{\tau_0}{\tau_{rz}} \right)^{1/n} \left[1 - \frac{\left(\frac{\tau_0}{\tau_{rz}} \right)}{2 \cdot n + 1} \left[1 + \frac{2 \cdot n}{n + 1} \left(\frac{\tau_0}{\tau_{rz}} \right) \left(1 + \frac{n \cdot \tau_0}{\tau_{rz}} \right) \right] \right] \right] \quad (5)$$

En los cálculos de ingeniería no es práctico diseñar sistemas de flujo utilizando los valores de las velocidades puntuales. En estos casos resulta conveniente usar un valor medio, representativo del perfil de velocidad, que se conoce como velocidad media o velocidad promedio.

La expresión de la velocidad promedio puede obtenerse a partir de la ecuación 6:

$$\langle v_z \rangle = \frac{Q}{\pi \cdot R^2} \quad (6)$$

Sustituyendo la ecuación 5 en la 6, la velocidad promedio para un fluido plástico real se determina por la ecuación 7:

$$\langle v_z \rangle = \left[\frac{R}{256} \right] \left[\left(\frac{4 \cdot n}{3 \cdot n + 1} \right) \left(\frac{\tau_{rz}}{k} \right)^{1/n} \left(1 - \frac{\tau_0}{\tau_{rz}} \right)^{1/n} \left[1 - \frac{\left(\frac{\tau_0}{\tau_{rz}} \right)}{2 \cdot n + 1} \left[1 + \frac{2 \cdot n}{n + 1} \left(\frac{\tau_0}{\tau_{rz}} \right) \left(1 + \frac{n \cdot \tau_0}{\tau_{rz}} \right) \right] \right] \right] \quad (7)$$

Para la comprobación de la caída de presión en el tramo de tubería recta desde P_0 hasta P_1 (Figura 1) se realizaron las pruebas experimentales, las cuales arrojaron resultados de las presiones puntuales para varios caudales, utilizando la regulación de la bomba por un variador de velocidad. Posteriormente, se realizaron los cálculos teóricos de las pérdidas por la ecuación 8:

$$\Delta P = \frac{\rho_m \cdot f \cdot L \cdot \langle v_z \rangle^2}{2 \cdot D} \quad (8)$$

Donde:

f - Factor de fricción (adimensional);

D - Diámetro interior de la tubería (m);

$\langle v_z \rangle$ - Velocidad media de transportación de la pulpa laterítica ($\frac{m}{s}$);

ρ_m - Densidad de la pulpa (mezcla) ($\frac{k_g}{m^3}$).

Cuando el régimen de flujo es laminar puede conocerse el número de Reynolds modificado para el fluido plástico real por la ecuación 9 (Shanshi 2004):

$$R_{em} = 8 \left(\frac{n}{6n+2} \right)^n \cdot \rho_m \cdot D^n \cdot \left(\frac{(v_z)^{2-n}}{k} \right) \quad (9)$$

Donde:

R_{em} - Número del Reynolds modificado del fluido, adimensional.

Teniendo el número de Reynolds modificado puede obtenerse el factor de fricción de Darcy por la ecuación 10:

$$f = \frac{64}{R_{em}} \quad (10)$$

2.4.1. Gradiente de presión durante el hidrotransporte

La pendiente hidráulica o gradiente de presión (Pa/m), teórico para el flujo de la pulpa, se determinó por la ecuación 11; despejando la longitud de la ecuación 8 de pérdida de presión se obtiene:

$$\frac{\Delta P_{teó}}{L} = \frac{\rho_m \cdot f \cdot \langle v_z \rangle^2}{2 \cdot D} \quad (11)$$

$\frac{\Delta P_{teó}}{L}$ - Pendiente hidráulica (gradiente de presión) teórico $\left(\frac{Pa}{m} \right)$.

La pendiente hidráulica experimental se determina por la ecuación 12:

$$\frac{\Delta P_{exp}}{L} = \frac{P_0 - P_1}{L} \quad (12)$$

P_0 - Presión puntual a la entrada (Pa);

P_1 - Presión puntual a la salida (Pa).

El gradiente de presión se determinó para diferentes velocidades medias entre 0,18 m/s y 0,77 m/s. La validez de los resultados experimentales con el modelo teórico se confirmó a través de la diferencia entre el módulo del valor experimental X_{exp} del gradiente de presión y el valor teórico $X_{teó}$ (error relativo), obtenido por el modelo para las mismas condiciones del experimento. El error absoluto puntual (E_p) se calculó por la expresión 13:

$$E_p = \left| \frac{X_{\text{exp}} - X_{\text{teó}}}{X_{\text{exp}}} \right| \cdot 100. \quad (13)$$

La cantidad de mediciones a realizar se determinó según la metodología estadística propuesta por Miller y Freun (2005). Para determinar el tamaño de una muestra en un muestreo aleatorio simple se ha propuesto la ecuación 14:

$$m = \left[Z_{\alpha/2} \cdot \frac{S}{E} \right]^2. \quad (14)$$

Donde:

m - Tamaño de la muestra;

$Z_{\alpha/2}$ - Estadístico de la distribución probabilística de Gauss de 1,96, con un nivel de significancia (α) de 0,05;

S - Desviación estándar de la muestra;

E - Error máximo de estimación. Se determina despejando en la ecuación 14.

La elaboración de los datos experimentales permitió confirmar que para un 95 % de confiabilidad es necesario tomar tres datos para cada medición.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1. Granulometría de la pulpa laterítica

Como puede apreciarse (Figura 2), en la pulpa laterítica existe, de forma general, un predominio de las fracciones finas, donde el 50 % de la salida del material (punto donde se cruzan las curvas características) corresponde a un diámetro de partículas de 0,002865 mm (2,8 μm). Esto demuestra que la pulpa laterítica se caracteriza como un sistema coloidal de alta dispersión, confirmándose las propiedades plásticas del fluido, que forma sistemas polidispersos (Pérez & Garcell 2006; Pérez *et al.* 2008, 2010; Hernández *et al.* 2015), constituidos por partículas de diferentes dimensiones. En este sistema, como dimensión representativa se utiliza un tamaño medio de las partículas de 2,8 μm , el cual se determinó de la contribución relativa de las distintas dimensiones de las partículas que los constituyen.

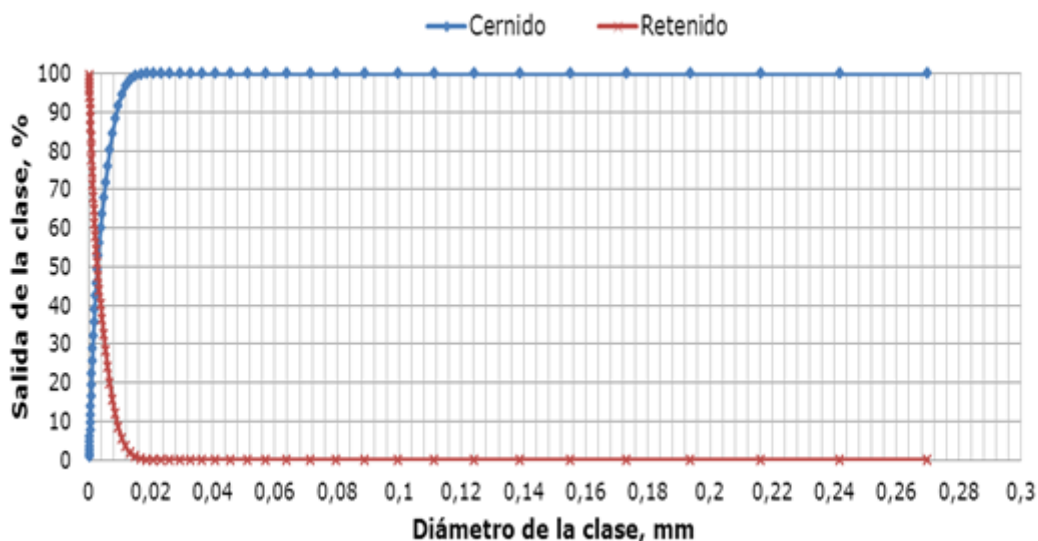


Figura 2. Distribución del tamaño de partícula.

3.2. Comportamiento reológico de la pulpa laterítica

La Figura 3 representa, de forma gráfica, la dependencia entre el gradiente de velocidad y el esfuerzo cortante para la pulpa laterítica, con un 44 % de sólido en peso.

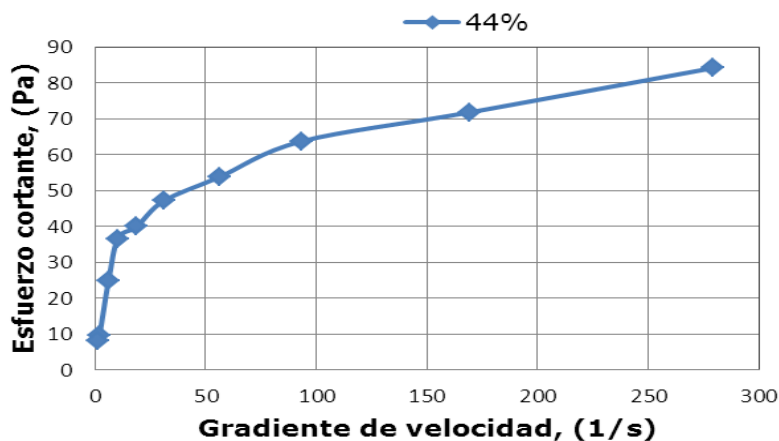


Figura 3. Curva de flujo de la pulpa laterítica.

Por la forma de la curva representada en la Figura 4 se observa que el modelo reológico al que corresponde este comportamiento es el de Herschel-Bulkley. Los valores se ajustan a un polinomio de orden dos; se determinó este comportamiento mediante una regresión utilizando el software Microsoft Excel. El coeficiente de determinación (R^2) de la curva fue de 0,87. En la Tabla 1 se resumen los parámetros reológicos y el modelo obtenido para la pulpa laterítica a la temperatura ambiente de 27 °C.

Tabla 1. Parámetros de la pulpa laterítica y modelo reológico

Porcentaje de sólido en peso C_w (%)	44
Modelo reológico	$\tau_{rz} = \tau_0 + K \left(-\frac{dvz}{dr} \right)^n$
Modelo obtenido	$\tau_{rz} = 20,842 + 0,582 \left(-\frac{dvz}{dr} \right)^{0,587}$
Esfuerzo cortante inicial τ_0 , (Pa)	20,842
Índice de consistencia k , (a dim)	0,582
Índice de flujo n , (a dim)	0,587

El modelo reológico obtenido mostró un comportamiento plástico real, lo cual confirma los resultados de algunos investigadores (Pérez & Garcell 2006, 2011; Pérez *et al.* 2008, 2010), no siendo así para otros estudios donde la pulpa es clasificada, ajustándose al modelo plástico ideal (Izquierdo, Turro & Nikolaev 2001).

Estos resultados pudieran variar, en dependencia de los puntos de explotación de la materia prima y de las distintas composiciones mineralógicas en diferentes yacimientos. Esto tiene incidencia en la viscosidad de la pulpa, influyendo también en el comportamiento reológico. Además, los diferentes porcentajes de sólido de las muestras analizadas y su granulometría intervienen directamente en el esfuerzo cortante necesario para romper el estado de inercia de la mezcla.

3.3. Resultados de los cálculos del gradiente de presión

En la Tabla 2 se muestran los valores de los datos experimentales y teóricos, obtenidos a partir de la relación pendiente hidráulica y velocidad promedio ($\Delta P/L = f\langle v \rangle$), para diferentes flujos volumétricos de la pulpa laterítica en un tramo horizontal de tubería recta.

Tabla 2. Resultados de los cálculos del gradiente de presión

$\langle v_z \rangle$ (m/s)	P0 (Pa)	P1 (Pa)	$\Delta P_{exp}/L$ (Pa/m ³)	$\Delta P_{teó}/L$ (Pa/m ³)	Ep (%)	Rem	f
0,18	75 000	55 000	555,56	520,98	6,22	260	0,25
0,43	185 000	155 000	833,33	880,58	5,67	919	0,07
0,77	229 000	180 000	972,22	1 240,23	8,88	2 093	0,03

El Reynolds modificado ($260 \leq Rem \leq 2 093$), obtenido para las velocidades experimentales, confirma que la pulpa en la tubería se encuentra en el régimen de flujo laminar.

Los gradientes de presión, obtenidos de forma experimental y teórica, para la pulpa laterítica a temperatura ambiente (27 °C) por cada 36 m de longitud de tubería recta, aparecen en la Figura 4.

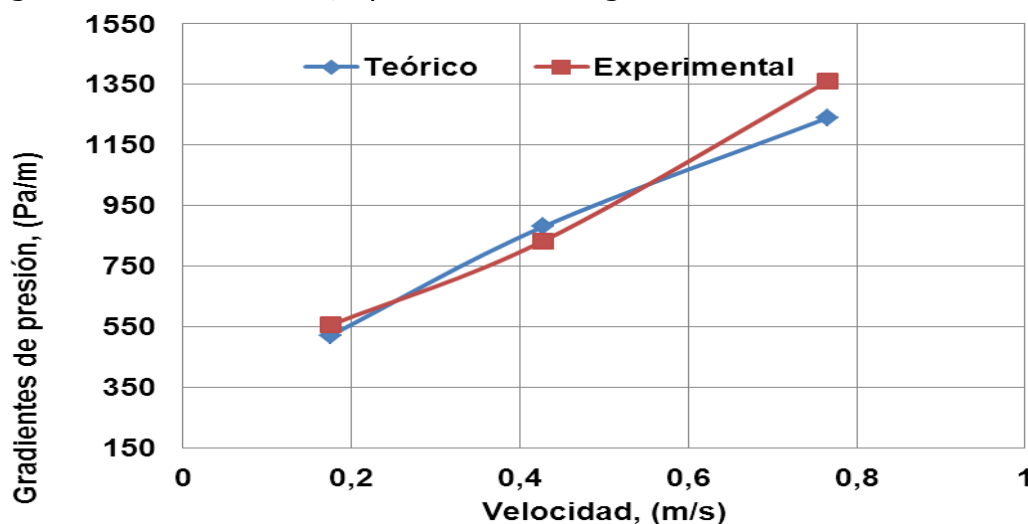


Figura 4. Comportamiento del gradiente de presión experimental y teórico.

El error absoluto puntual del gradiente de presión teórico, en función de la clasificación reológica de la pulpa ajustada al modelo Herschel-Bulkley, no superó el 8,8 % con respecto al experimental, obteniéndose una probabilidad de efectividad del 91 %, lo que confirma la validez de la metodología aplicada.

4. CONCLUSIONES

- El tamaño medio de las partículas (2,8 μm) en la pulpa explica el comportamiento plástico de la misma y los resultados reológicos muestran que el modelo Herschel-Bulkley describe en un 87 % este comportamiento a temperatura ambiente de 27 °C.
- La metodología aplicada es efectiva para las condiciones específicas establecidas en este estudio, con un error máximo absoluto puntual de 8,8 %.

5. AGRADECIMIENTOS

Se agradece la colaboración de los compañeros de la planta de Espesadores de Pulpa de la fábrica Comandante Pedro Sotto Alba por el apoyo brindado en las mediciones de presión y durante el muestreo, así como a los compañeros del laboratorio del Centro de Investigaciones del Níquel y de la empresa Comandante Ernesto Che Guevara por su labor en la caracterización granulométrica y reológica de la pulpa laterítica. Por último, agradecer a todos aquellos que contribuyeron a la revisión del trabajo.

6. REFERENCIAS

- BIRD, R.; STEWART, W. & LIDTFEET, E. 1992: *Fenómenos de transporte*. 2 ed. Editorial reverté S. A., Barcelona, 300 p.
- CABRAL, R. A.; GUT, J. A. W.; TELIS, V. R. N.; TELIS, J. 2010: Non-Newtonian flow and pressure drop of pineapple juice in a plate heat exchanger. *Brazilian Journal of Chemical Engineering* 27(04): 563-571.
- GARCELL, L.; DÍAZ, A. & SURÍS, G. 2011: *Transferencia de cantidad de movimiento, color y masa*. 2 ed. Félix Varela, La Habana, 345 p.
- GARDEA, H. 2008a: *Bombeo de Fluidos no newtonianos. Caso de los lodos residuales*. Rafael Bernardo Carmona Paredes (Tutor). Tesis doctoral. Universidad Nacional Autónoma de México. 171 p.
- GARDEA, H. 2008b: Dos propuestas para el proyecto del bombeo de fluidos no newtonianos. Caso de los lodos residuales de plantas de tratamiento de aguas negras. *Ingeniería, Investigación y Tecnología* IX(2): 87-97.
- HERNÁNDEZ, G.; MARTÍNEZ, R.; DURÁN, C. & PÉREZ, O. 2015: Eficiencia energética en sistemas de bombeo de hidromezclas. *Minería y Geología* 31(3): 109-127.
- IZQUIERDO, R.; TURRO, A. & NIKOLAEV, A. 2001: Hidrotransporte del mineral laterítico en régimen estructural. *Minería y Geología* 18(2): 53-59.
- LAURENCIO, H. L.; FALCÓN, J.; RETIRADO, Y. & PÉREZ, O. 2012: Modelo para cálculo de pérdida de presión en tuberías conductoras de petróleo pesado (11⁰ API). *Minería y Geología* 28(3): 70-86.
- MARTÍNEZ, R.; IZQUIERDO, R. & POMPA, M. 2014: Pérdida de carga durante el transporte en régimen laminar de pulpas de cieno carbonatado. *Minería y Geología* 30(1): 80-94.
- MILLER, J. & FREUN, J. 2005: *Probabilidad y Estadística para Ingenieros*. Felix Varela, La Habana, 737 p.
- PÉREZ, L. & GARCELL, L. 2011: Análisis del efecto de las principales variables que determinan el comportamiento reológico de suspensiones limoníticas. *Tecnología Química* XXXI(3): 106-118.
- PÉREZ, L. & GARCELL, L. 2006: Efecto de la granulometría y de las propiedades superficiales sobre la reología de las suspensiones concentradas de laterita. *Tecnología Química* XXVI(1): 40-47.
- PÉREZ, L.; CARDERO, Y.; LAMOTH, Y. & GARCELL, L. 2008: Estudio del comportamiento reológico de una suspensión industrial de laterita. *Tecnología Química* XXVIII(1): 22-33.
- PÉREZ, L.; GARCELL, L.; ROJAS-PURÓN, A. R. & SIMONES, R. 2010: Mineralogía y reología de suspensiones minerales del proceso de lixiviación ácida a presión en Moa, Cuba. *Minería y Geología* 26(4): 16-35.

- SHANSHI, M. 2004: *Piping calculation manual*. Mc Graw-Hill, New York, 659 p.
- SKELLAND, A. 1970: *Now Newtonian flow and head transfer*. Ediciones Revolucionarias, La Habana, 400 p.
- STEFFE, J. 1996: *Rheological methods in food process engineering*. 2ed. Freeman Press, 428 p.

Michel Rodríguez-Ismar, mrismar@ismm.edu.cu

Ingeniero Mecánico. Profesor Instructor. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, Cuba

Raúl Izquierdo-Pupo, rizquierdo@ismm.edu.cu

Doctor en Ciencias Técnicas. Profesor Titular. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, Cuba

Reineris Montero-Laurencio, rmontero@ismm.edu.cu

Doctor en Ciencias Técnicas. Profesor Asistente. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, Cuba.

Mario Daniel Williams-Rey

Ingeniero Mecánico. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, Cuba.