



FACULTAD DE METALURGIA ELECTROMECAÁNICA  
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA

**ESTUDIO DEL HIDROTRANSPORTE DE LA PULPA LATERÍTICA  
CON DISPERSANTE FLOSPERSE 600 A ESCALA SEMI-  
INDUSTRIAL**

Tesis presentada en opción al título de ingeniero mecánico

**Autor:** Raidel Hernández de la Cruz

**Tutor:** Ms.C. Michel Rodríguez Ismar

**MOA, 2019**

## **DECLARACIÓN DE AUTORIDAD**

Yo: Raidel Hernández De la Cruz

Autor de este trabajo de diploma titulado “**Estudio del hidrotransporte de la pulpa laterítica con dispersante Flosperse 600 a escala semi-industrial**”, certifico su propiedad intelectual a favor de la Universidad de Moa “Dr. Antonio Núñez Jiménez”, la cual podrá hacer uso del mismo para fines docentes y educativos.

---

Raidel Hernández De la Cruz

---

Ms. C. Michel Rodríguez Ismar

## **DEDICATORIA**

Dedico este trabajo a todas las personas que amo en la vida, "mi familia". A mi madre, mis tías, mis abuelos, mi padrastro, mis hermanas, mis primos, mi novia y mis suegros; los cuales me acompañaron en las buenas y las malas en el transcurso de la carrera. Y en especial, dedico este resultado a mi hija, con el fin de que le sirva de ejemplo e inspiración para su progreso en la vida.

## **AGRADECIMIENTOS**

Primeramente, a Dios por haberme bendecido en todo este tiempo. A mi familia querida los cuales con su esfuerzo y dedicación a pesar de todas las inconvenientes que se presentaron en el camino han sabido educarme, apoyarme y guiarme en la correcta obtención de mis logros.

También quisiera agradecerle a mi novia y a mis suegros; a mis compañeros de cuarto y aula; a mis amistades de Centeno que son casi mi familia; a mis amistades de Guantánamo; a mi tutor Ms. C. Michel Rodríguez Ismar, por su asesoría científica y su disposición desinteresada; en fin, a todas aquellas personas que permitieron y me brindaron su apoyo en la culminación de este trabajo, además del transcurso de estos largos 5 años.

Ahora quisiera agradecer de manera especial a mi compañero de aula Luis Enrique Sablón Fernández el cual brindó toda su ayuda desinteresada para lograr la realización de este trabajo de diploma.

## RESUMEN

En el presente trabajo se realiza un estudio relacionado con el comportamiento de los parámetros operacionales y de diseño en la instalación semi-industrial de hidrotransporte de la Universidad de Moa, con el empleo de pulpa laterítica con el dispersante Flosperse 600 a temperatura de 27 °C y concentración de sólidos en peso de 45,21 %. Se realizaron experimentos (de densidad, reología, gradiente de presión) y se compararon los valores de los gradientes obtenidos por esta vía con los valores teóricos de la metodología utilizada, con el fin de determinar el punto de operación de la bomba centrífuga ПГ. Los resultados revelaron que la pulpa laterítica con dispersante se ajusta a un modelo Herschel-Bulkley (plástico real) para el cual se aplicó la metodología validada a través de los gradientes de presión con una probabilidad de efectividad de un 99,63 %. El análisis de la red de tuberías y accesorios junto con las curvas características arrojaron los puntos de operación del sistema de bombeo con y sin dispersante, donde se pudo comprobar que con el uso del dispersante se pueden garantizar mayores flujos, logrando incluso el doble de los obtenidos con la pulpa cruda para una resistencia menor del fluido, aumentando así la eficiencia en un 16,4 %.

## **ABSTRACT**

In the present work a study is carried out related to the behavior of the operational and design parameters in the semi-industrial installation of hydrotransport to the University of Moa, with the use of lateritic slurry with the dispersant Flosperse 600 at a temperature of 27 °C with a solids concentration by weight of 45.21%. Experiments were carried out (density, rheology, pressure gradient) and the values of the gradients obtained by this form were compared with the theoretical values of the methodology used, in order to determine the operating point of the centrifugal pump  $\mu$ G. The results revealed that the lateritic slurry with dispersant conforms to a Herschel-Bulkley model (real plastic) for which the validated methodology was applied through the pressure gradients with a probability of effectiveness of 99.63%. The analysis of the network of pipes and fittings together with the characteristic curves showed the operating points of the pumping system with and without dispersant, where it was possible to verify that with the use of the dispersant, greater flows can be guaranteed, achieving even twice as many obtained with the crude slurry for a lower resistance of the fluid, thus increasing efficiency by 16.4%.

## TABLA DE CONTENIDOS

<b>INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>1</b>
<b>1. CAPÍTULO 1. MARCO DE REFERENCIA DE LA INVESTIGACIÓN.....</b>	<b>5</b>
1.1. Introducción .....	5
1.2. Revisión bibliográfica .....	5
1.3. Reología de las pulpas .....	12
1.3.1. Pulpas newtonianas .....	12
1.3.2. Pulpas no newtonianas .....	13
1.4. Flujo de dos fases líquido-sólidos .....	13
1.4.1. Regímenes de flujo en la pulpa .....	14
1.4.2. Velocidad de transición y velocidad crítica .....	16
1.4.3. Tipos de flujo de pulpas .....	18
1.4.4. Velocidad de sedimentación ( $v_s$ ) .....	21
1.4.5. Velocidad crítica de transición viscosa ( $v_c$ ) para pulpas homogéneas .....	21
1.5. Caída de presión.....	22
1.6. Descripción de la instalación semi-industrial de hidrotransporte de la Universidad de Moa 23	
1.6.1. Características del equipamiento de la instalación según la condición de diseño	25
1.6.2. Conjunto Bomba-Motor y condiciones actuales.....	26
1.7. Conclusiones del capítulo .....	27
<b>2. CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS .....</b>	<b>28</b>
2.1. Introducción .....	28
2.2. Material a transportar.....	28
2.2.1. Determinación de la densidad y la concentración de sólidos en peso de la pulpa laterítica con dispersante.....	28
2.2.2. Análisis reológico de la pulpa laterítica con dispersante.....	30
2.2.3. Determinación de la velocidad de sedimentación.....	31
2.2.4. Características de los elementos constructivos de la instalación semi-industrial de hidrotransporte de la Universidad de Moa .....	31
2.3. Clasificación del flujo de la pulpa laterítica con dispersante por tuberías .....	31
2.4. Determinación de la caída de presión en una sección de tubería .....	32
2.4.1. Modelo matemático de pérdidas de presión en el hidrotransporte de fluidos Herschel-Bulkley.....	33
2.4.2. Gradiente de presión durante el hidrotransporte .....	38
2.4.3. Modelación matemática para la determinación del gradiente de velocidad .....	38

2.4.4. Validación de los modelos matemáticos para el gradiente de presión.....	40
2.5. Metodología empleada para el cálculo hidráulico en la instalación semi-industrial de hidrotransporte .....	41
2.5.1. Ecuación fundamental de pérdidas de presión por rozamiento .....	41
2.5.2. Ecuación fundamental de pérdidas de presión por resistencias locales .....	42
2.5.3. Coeficientes de pérdidas locales en la impulsión para la descarga al tanque.....	42
2.5.4. Cálculo de la altura estática .....	43
2.5.5. Característica de la red .....	43
2.6. Expresiones para la determinación de costos asociados al sistema hidráulico .....	44
2.6.1. Gasto horario de la bomba (costo variable).....	45
2.7. Conclusiones del capítulo .....	46
<b>3. CAPÍTULO 3. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS .....</b>	<b>47</b>
3.1. Introducción .....	47
3.2. Densidad de la pulpa laterítica con dispersante .....	47
3.3. Comportamiento reológico de la pulpa laterítica con dispersante.....	48
3.4. Comportamiento del flujo de la pulpa laterítica con dispersante por tuberías horizontales.....	50
3.5. Resultados de los cálculos del gradiente de presión.....	51
3.5.1. Comportamiento del factor de fricción en función del Reynolds modificado .....	54
3.6. Análisis del sistema de bombeo de la instalación semi-industrial de hidrotransporte de la Universidad de Moa.....	55
3.7. Valoración económica.....	59
3.8. Conclusiones del capítulo .....	60
<b>CONCLUSIONES GENERALES</b>	
<b>RECOMENDACIONES</b>	
<b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	
<b>ANEXOS</b>	



## **INTRODUCCIÓN**

La gran mayoría de las operaciones de metalurgia extractiva se realiza con los minerales formando pulpas, definidas como una mezcla de partículas sólidas en agua (fase dispersante). De esta manera, el transporte de pulpas es fundamental para dar continuidad a la secuencia de etapas que forman parte del procesamiento de minerales. El transporte de pulpas puede requerirse para distancias relativamente cortas, al interior o entorno próximo de una planta de procesos, o en algunos casos alcanzar valores incluso superiores a 100 km, como ocurre en Chile cuando los yacimientos mineros se encuentran en sitio cordilleranos con limitaciones de espacio, lo que motiva la necesidad de transportar minerales molidos, concentrados o relaves a zonas más amplias a menor cota.

Cuando se proyecta un sistema de transporte de pulpa y se le añade dispersante, las obras e instalaciones deben diseñarse para asegurar una operación continua y con capacidad para conducir de manera confiable la cantidad máxima esperada de transporte, incluyendo en éstas el medio de conducción (tuberías, canaletas) y normalmente un medio de impulsión (bombas), además de válvulas y otras instalaciones relacionadas principalmente con aspectos de seguridad y monitoreo. Los requerimientos de transporte son muy diversos en cuanto al flujo de material a transportar, características de la pulpa, distancia y trazado de transporte y dispersante, los que al ser debidamente considerados permite determinar un funcionamiento tecnológico adecuado.

En la Universidad de Moa, existen áreas e instalaciones destinadas al estudio y comportamiento de los fluidos industriales, en especial de las empresas productoras de níquel+cobalto, así como los elementos y equipos que componen dichas instalaciones. Dirigidos por profesores investigadores del área de la Mecánica de los Fluidos.

La instalación semi-industrial de hidrotransporte construida alrededor de los años 1985 y 1986 es una de estas áreas destinadas para la investigación y la docencia, la misma consta de bombas con variador de velocidad instalado, tuberías, accesorios e

instrumentación y control (por un autómata programable) con el objetivo de evaluar y registrar los parámetros de funcionamiento de estos equipos en el bombeo de diferentes fluidos. Se dispone de un sistema de redes de tuberías en circuito cerrado y semi-abierto por el cual se trasiegan los fluidos en estudio (agua y pulpas principalmente). Esta instalación se ha encontrado en los últimos años sometida a una reparación y modernización de su equipamiento tecnológico, para una mayor eficiencia y grado de confiabilidad de los estudios que se realizan en la misma.

Durante los últimos años profesores investigadores y personal calificado de la Empresa Comandante Pedro Sotto Alba se encuentran evaluando el comportamiento del hidrotransporte de la pulpa laterítica cruda a escala semi-industrial. Una de las medidas para solucionar el problema del aumento del consumo energético debido a la gran cantidad de energía que se pierde en el sistema de tuberías, cuando se transporta este mineral, es añadirle un dispersante en una dosis establecida.

Teniendo en cuenta lo anteriormente tratado los sistemas de hidrotransporte de la pulpa laterítica a escala industrial y semi-industrial presentan las **deficiencias** relacionadas a continuación:

- Los sistemas de hidrotransporte consumen gran cantidad de energía, dependiendo en gran parte de las cargas que se pierden a lo largo de toda la red del sistema.
- La selección incorrecta de los sistemas de bombeo considerando la pulpa laterítica como un fluido newtoniano es un problema que ocasiona la ineficiencia energética de estos equipos.
- Insuficiente conocimiento de los parámetros de trabajo o de operación del sistema de bombeo instalado en la estación semi-industrial para el transporte de la pulpa laterítica con utilización del dispersante Flosperse 600.

A partir de estas deficiencias se declara como **situación problemática**:

En la actualidad el transporte de la pulpa laterítica a escala industrial debido a su alta concentración de sólido en peso y su elevada viscosidad, trae como consecuencia una sedimentación de la mayoría de las partículas sólidas en las tuberías y esto trae consigo un aumento en las pérdidas de presión, aumentando los consumos energéticos. Entre otros aspectos la selección incorrecta de estos sistemas hidráulicos considerando la pulpa laterítica como un fluido newtoniano trae como consecuencia una ineficiencia energética del sistema operacional afectando el flujo productivo. Para confirmar la selección correcta del equipamiento tecnológico, el análisis reológico debe ser probado científicamente. Si el análisis investigativo muestra que la pulpa es un fluido no newtoniano, la selección de las bombas debe ser revisada por un personal técnico calificado.

Por lo anteriormente expuesto en el presente trabajo se define como **problema a investigar** el:

Insuficiente conocimiento de los parámetros de funcionamiento del sistema de bombeo de la instalación semi-industrial para el hidrotransporte de la pulpa laterítica con utilización del dispersante Flosperse 600.

Se establece como **objeto de la investigación**:

Selección de bombas centrífugas en el hidrotransporte de pulpa laterítica con utilización de dispersantes.

El **campo de acción** de la investigación se enmarca en la obtención de los parámetros de diseño en bombas centrífugas y el comportamiento del gradiente de presión por tuberías horizontales.

Dado el problema a resolver se plantea la siguiente **hipótesis**:

Realizando los ensayos en la instalación, utilizando un variador de velocidad acoplado al motor de la bomba, se puede obtener el comportamiento del gradiente de presión en el hidrotransporte de la pulpa laterítica con el dispersante para regímenes de flujo. Por último, a partir de las propiedades que presenta la pulpa laterítica con el

dispersante, la densidad, la sedimentación y su reología, además del comportamiento de las velocidades críticas, se podrán determinar los parámetros de hidrotransporte como son **Carga-Capacidad, Potencia-Caudal y eficiencia de la bomba.**

Se define como **objetivo del trabajo:**

Establecer los parámetros de diseño en la instalación semi-industrial de hidrotransporte de la Universidad de Moa utilizando la pulpa laterítica con dispersante Flosperse 600.

Para cumplir el objetivo central, se desarrollaron los siguientes **objetivos específicos:**

1. Determinar el comportamiento reológico y la densidad de la pulpa laterítica con dispersante Flosperse 600.
2. Validar la metodología de cálculo del gradiente de presión de forma experimental y teórica para el transporte de pulpa laterítica con dispersante Flosperse 600 en un tramo recto de tubería horizontal.
3. Determinar el punto de operación de la bomba centrífuga  $\pi G$  para diferentes condiciones de trabajo en función de la característica de la red de tuberías y accesorios con la utilización de pulpa laterítica con dispersante Flosperse 600.

De acuerdo a los objetivos propuestos, se plantean las siguientes **tareas del trabajo:**

1. Análisis de las limitaciones en las teorías y expresiones empíricas desarrolladas en la literatura actualizada para el cálculo de la caída de presión al ser aplicadas a la pulpa laterítica.
2. Determinación de las curvas de flujo de la pulpa laterítica con la utilización del dispersante Flosperse 600 y su densidad.
3. Validación de la metodología de cálculo del gradiente de presión en un tramo recto de tubería horizontal, utilizando pulpa laterítica cruda con dispersante Flosperse 600.
4. Determinación del punto de operación de la bomba para diferentes condiciones de trabajo.

# 1. CAPÍTULO 1. MARCO DE REFERENCIA DE LA INVESTIGACIÓN

## 1.1. Introducción

El hidrot transporte de sólidos constituye una operación ampliamente difundida en la industria minero metalúrgica cubana, este debe asegurar un aprovechamiento de los recursos naturales y reducir el consumo de energía eléctrica para lograr una mayor eficiencia en el proceso productivo. El análisis minucioso de estudios en este campo, permite mostrar de forma preliminar las disímiles características y diferencias que se manifiestan entre las investigaciones realizadas, las teorías existentes y los variados elementos relacionados con el transporte de pulpa laterítica por sistemas de tuberías. En tal sentido, se declara como **objetivo del capítulo**:

Realizar una revisión bibliográfica mostrando fundamentos teóricos en la aplicación de la reología con el uso de dispersante y sin la aplicación de este, con el fin de mejorar la eficiencia en el hidrot transporte de la pulpa laterítica aplicable en la industria.

En el desarrollo de la investigación se han consultado diferentes trabajos y estudios realizados; la revisión bibliográfica ha estado dirigida en dos líneas fundamentales:

- La información relacionada con el enfoque teórico–metodológico del transporte de fluidos no newtonianos por tuberías.
- Los trabajos relacionados con el transporte de pulpa laterítica y otros fluidos similares, con aplicación de dispersante.

## 1.2. Revisión bibliográfica

El interés por la Hidrodinámica se remonta a las aplicaciones más antiguas de los fluidos en ingeniería. Euler fue el primero en reconocer que las leyes dinámicas para los fluidos sólo se pueden expresar de forma relativamente sencilla si se supone que el fluido es no viscoso, en donde se desprecian los efectos disipativos internos por transporte de cantidad de movimiento entre partículas.

Mientras que el problema del flujo de fluidos densos, una parte de la energía mecánica se disipa como consecuencia del rozamiento viscoso, provocando una caída de presión a lo largo de la tubería; las ecuaciones de Navier-Stokes sugieren que la caída

de presión es proporcional a la velocidad media (Betancourt 1991). Estos experimentos realizados a mediados del siglo XIX indicaron que esto sólo era cierto para velocidades bajas; para velocidades altas, la caída de presión era más bien proporcional al cuadrado de la velocidad (Granados 2009).

Reynolds (1883), resuelve este problema con investigaciones acerca de las condiciones en las que la circulación de un fluido en el interior de una tubería experimenta una transición del régimen laminar al régimen turbulento. Para realizar un estudio del cambio de flujo, utilizó tuberías de vidrio de diferentes diámetros conectadas a un tanque de agua grande. En la línea central de las tuberías, inyectó tinta con el objetivo de poder visualizar los cambios que experimentaba el movimiento del fluido; obteniendo como resultado una línea de colores que era continua para fluidos bajos y que vibraba al utilizar altos flujos (Shames 1995; Calderón *et al.* 2017).

Una vez obtenidos estos resultados Reynolds definió de forma arbitraria y basado en esta observación visual tres clasificaciones de los fluidos: flujo laminar, flujo de transición y flujo turbulento (Méndez & López 1984). La clasificación de los flujos en laminar y turbulento es resultado propiamente de las viscosidades del fluido y no habría distinción entre estos tipos de flujo en ausencia de la misma (Calderón *et al.* 2017).

Para todos los fluidos, la naturaleza del mismo es gobernada por la importancia relativa de la viscosidad y las fuerzas inerciales. Para los fluidos newtonianos en específico, el balance entre estas fuerzas se caracteriza por el valor del número de Reynolds. El valor generalmente aceptado del número de Reynolds para un flujo laminar estable de un fluido newtoniano es 2 100. Para los fluidos independientes del tiempo, el valor del número de Reynolds crítico depende del tipo y grado del comportamiento no newtoniano del fluido (Chhabra & Richardson 1999, 2008).

Viktorovitsj (2015) y Singh *et al.* (2016), realizan un análisis basado en el estudio de la deformación y el flujo de la materia donde muestran que la reología juega un importante rol, en la predicción del gradiente de presión para el flujo de fluidos en tuberías. La relación del factor de fricción en función de número de Reynolds ( $f-Re$ ) siempre es aplicada al diseño de tuberías, pero depende de los parámetros reológicos del fluido y

la definición del número de Reynolds; en función del tipo de fluido no newtonianos que sea usado.

Haldenwang *et al.* (2012) al aplicar una correlación basado en las ecuaciones del número de Reynolds propuestas por Metzner & Reed (1955) y Slatter & Lazarus (1993), comprueba que los mismos expresan los valores más bajos de errores en la analogía con los resultados empíricos para todos los regímenes de flujo. El trabajo experimental reveló que las ecuaciones pueden ser utilizadas para predecir la caída de presión para un 20 % de máximo error, a partir del empleo de pulpas con diferentes concentraciones en peso, caracterizándola como plástico Bingham.

Los estudios precedentes dedicados al hidrot transporte resultaron muy significativos ya que han servido de aporte a la comprensión de los métodos que describen el comportamiento del flujo de fluidos en tuberías. Los resultados mostrados por las investigaciones teóricas y experimentales de Hanks (1963), Govier & Aziz (1972) y Wilson (1996) destacan la formulación de criterios en dependencia del modelo específico del fluido.

Análogamente, Slatter (1996) establece un criterio con el cual determinar el número de Reynolds con un fluido del tipo Herschel-Bulkley delineando el régimen de flujo laminar y transición. Este argumento se afirma en el hecho de que las fuerzas inerciales y viscosas en el fluido solamente se determinan por la parte del fluido que se encuentra sometida a deformación, y suprime la proporción atribuible a la zona de fluido tapón que se encuentra presente en el centro de la tubería. Las condiciones del flujo laminar dejan de existir para  $Re = 2\ 100$ . Por lo tanto, el cálculo de la velocidad crítica requiere un procedimiento iterativo.

Investigadores como Frigaard *et al.* (1994); Draad *et al.* (1998); Nouar & Frigaard (2001); Peixinho *et al.* (2005) y Rudman & Blackburn (2006), han demostrado que para regímenes de flujo de laminar a transición turbulenta a través de tuberías de diámetros pequeños, no son afectados por el valor del esfuerzo cortante; y manifiesta además, que parámetros como el índice de flujo ( $n$ ) y el esfuerzo cortante ( $\tau_w$ ) son determinantes para delimitar el punto de transición al incrementar el diámetro de la

tubería. Esto se manifiesta con la intervención unida del gradiente de velocidad y el esfuerzo cortante para estabilizar el flujo, que provoca la demora de la transición de las condiciones del flujo laminar.

Rudman & Blackburn (2006) indican que a medida que el número de Reynolds aumenta el índice de flujo disminuye, donde estos experimentos muestran que esa transición ocurre para un número de Reynolds modificado de 1 300 y 3 000. Los experimentos de Slatter (1997, 1999a, 1999b; 2000) establecen un criterio simple con el fin de delimitar la transición como existen para los fluidos newtonianos que son conducidos por tuberías al utilizar un  $Re = 2\ 300$ , con la peculiaridad de que las investigaciones se cumplen para diámetros de tuberías pequeños. Estos resultados fueron ratificados para otros tipos de fluidos con características pseudoplásticas (Escudier *et al.* 2009).

Un problema de suma importancia que se debe considerar en el diseño de plantas que manipulan pulpas, radica en el comportamiento de la misma. Cada vez se presiona para usar menor cantidad de agua y operar a altas concentraciones directamente, lo cual afecta el comportamiento del flujo de fluido. Slatter (2004, 2005, 2006) y Haldenwang *et al.* (2000; 2006). Utilizando fluidos con diferentes características reológicas, en especial ajustándose al modelo plástico Bingham, determinan el impacto de esta reología en el régimen de flujo en transición, demostrando que las partículas sedimentan en régimen laminar.

Aunque en los sistemas hidráulicos se encuentren las condiciones de flujo turbulento, se hace frecuente el bombeo de fluidos no newtonianos como lodos, suspensiones de arcilla y carbón, pulpas industriales realizándose en régimen de flujo laminar y transición. Estos fluidos son usualmente transportados en el régimen de flujo turbulento en tuberías de diámetros grandes (Chhabra & Richardson 1999, 2008).

En los últimos años se efectuado varias investigaciones para desarrollar metodologías en la predicción de las pérdidas de presión por fricción en régimen de flujo turbulento por tuberías, especialmente con fluidos puramente viscosos que se ajustan a modelos pseudoplásticos, plásticos Bingham y Herschel-Bulkley. Además se encuentran los



trabajos de Govier & Aziz (1972); Cho & Hartnett (1982); Sellin *et al.* (1982a, 1982b); Rudman *et al.* (2001); Rudman & Blackburn (2012) que refieren al flujo turbulento de fluidos visco-elásticos.

Como mismo existen varias expresiones para prever el factor de fricción para fluidos newtonianos en régimen de flujo turbulento, hay diversas ecuaciones para los fluidos no newtonianos independientes del tiempo; la mayoría de estas fueron basadas en consideraciones dimensionales combinadas con las observaciones experimentales (Govier & Aziz (1972); Heywood & Cheng (1984). Existe una preponderancia de correlaciones basada en los fluidos con comportamiento pseudoplásticos y adicionalmente algunas expresiones están disponibles para los fluidos plásticos Bingham (Tomita 1959; Wilson & Thomas 1985; Bartosik 2011).

Teniendo en cuenta lo anteriormente expresado para los fluidos del tipo Herschel Bulkley son escasas las investigaciones acerca la determinación de expresiones que faciliten el cálculo del número de Reynolds y delimiten las zonas de transición de los regímenes de flujo laminar, transición y turbulenta.

El comportamiento del flujo es el resultado de interacciones complejas entre la dinámica del fluido, la reología y la ciencia de las partículas, y puede ir del flujo laminar simple de materiales homogéneos a flujos granulares donde los sólidos se llevan como una cama estacionaria.

Paterson (2011) genera una revisión bibliográfica de los principales sistemas de bombeo de pulpas industriales de la minería, pastas y colas de desechos; con el fin de comprender los problemas primordiales que han surgido y proponer soluciones en la dirección de perfeccionar la tecnología de los sistemas de tuberías y sistemas de bombeo de fluidos de altas densidades y viscosidad. Los sistemas de tuberías analizados presentaron problemas de sedimentación en las líneas después de algunos días de operación debido a las bajas velocidades de transportación en flujo laminar (Cooke 2002; Houman & Jhonson 2003; Jhonson & Vietti 2003; Cowper *et al.* 2010) al trasegar pulpas.

Estos resultados confirman que el transporte de pulpas y otros fluidos viscosos a largas distancias en régimen laminar y velocidades bajas no es factible (Slatter 2004). Consideran que, a falta de una comprensión definitiva, o un análisis mecánico bien justificado de este fenómeno; el hidrot transporte de lodos, pulpas y otros fluidos no newtonianos a concentraciones altas en flujo laminar constituye un problema industrial urgente. Evidencian un efecto más pronunciado en los fluidos con altas densidades al aumentar la concentración de los sólidos. En particular, los materiales con altos porcentajes de partículas finas, tienden a ser significativamente más viscosos.

Los sistemas descritos operaban en régimen laminar y el bloqueo en la tubería ocurría cuando el material entraba en la tubería con partículas grandes. Confirmándose en investigaciones realizadas por Izquierdo *et al.* (1995a; 1995b), el cual plantea que la sedimentación de la pulpa laterítica en la tubería ocurre principalmente por impurezas o partículas de diámetros mayores al establecido por diseño de la planta.

Aziz & Mohamed (2013) y Turian & Yuan (1971) efectúan un estudio experimental con transporte de pulpas de arena y de lodo. Dicho estudio se basó en determinar los parámetros principales de hidrot transporte de estos fluidos, los cuáles se deducen cuando se aplican métodos de cálculos teóricos y experimentales que incluyen el número de Reynolds, el número de Froude, la concentración de sólidos en la pulpa, la gravedad específica y la relación del radio de la partícula y el diámetro de la tubería.

En cuanto a los trabajos relacionados con la aplicación de dispersantes en pulpas y fluidos no newtonianos, se encuentran los relacionados por Jiménez *et al.* (2011), donde plantean que con el uso de dos dispersantes 1 450 Zarcia de importación y AAC de producción nacional, aplicados a pulpas de hidróxido de magnesio que se utilizan como aditivos en la industria del petróleo influyendo drásticamente en su comportamiento reológico, con una disminución de la viscosidad e incremento del porcentaje de sólidos. Los autores evalúan la pulpa con el uso de dispersante a través de las curvas reológicas en función del gradiente de velocidad y el esfuerzo cortante, además de las curvas de viscosidad aparente.

Según estudios realizados por Hrushy *et al.* (2011) investigan el comportamiento del flujo de una pulpa de cenizas volantes con presencia de alta concentración de óxido de hierro, óxido de aluminio y otros tipos de materiales con un 40 % de concentración de sólidos en peso, utilizándola con y sin aditivo. Los principales resultados mostraron que el aditivo influye de forma significativa en las propiedades reológicas de la pulpa, disminuyendo en las tensiones superficiales en la misma y en su viscosidad. Entre otros resultados, al utilizar aditivo se logró mejorar el hidrot transporte de la pulpa, mostrando comportamiento newtoniano y un régimen de flujo turbulento.

Resultados similares mostraron investigaciones realizadas por otros autores (Vasanth *et al.* 2005; Fadli *et al.* 2011; Phulkerd *et al.* 2014), donde con la aplicación de diferentes tipos de dispersantes mostraron una disminución considerable de la viscosidad y de las tensiones superficiales, mejorando en todos los casos el hidrot transporte de otros fluidos.

En las referencias bibliográficas examinadas se aprecia la tendencia de estudiar la fenomenología de los fluidos no newtonianos con y sin la aplicación de dispersantes, las cuales presentan la limitante de no describir en su totalidad el fenómeno de transporte de fluidos Herschel-Bulkley en función de su heterogeneidad y las irregularidades del flujo en régimen originado, condición en la cual existe la posibilidad de la ocurrencia de la sedimentación en las líneas ya sea en régimen laminar, o la posibilidad de la no sedimentación en el régimen de transición de laminar a turbulento con la aplicación de un dispersante.

El planteamiento impone la necesidad de dedicar este trabajo investigativo a la determinación en correspondencia con las propiedades de la hidromezcla laterítica con el uso del dispersante Flosperse 600, los parámetros de hidrot transporte (gradiente de presión requeridos para lograr flujos volumétricos) a escala semi-industrial en la pulpa laterítica, con el objetivo de ver la influencia en la eficiencia del sistema de bombeo de la pulpa con el dispersante.

### 1.3. Reología de las pulpas

La reología es una disciplina científica que basa su estudio en los principios físicos que regulan el movimiento de los fluidos y su deformación (Garcell *et al.* 2011; López 2014; Rodríguez 2017; Antuna 2018; Arias *et al.* 2018; Romero 2018). Estos principios están ligados al comportamiento que tienen los fluidos en movimiento, con respecto al gradiente de velocidad, al esfuerzo de corte aplicado y a la viscosidad. Para lograr entender cómo se relacionan estos parámetros, se puede considerar un fluido contenido entre dos grandes láminas, las cuales están separadas por una distancia muy pequeña y suponer que se le aplica movimiento a la lámina inferior, tal como se muestra en la figura 1.1. La fuerza de cizallamiento aplicada generará una deformación, mientras que el flujo de cantidad de movimiento se transmitirá capa por capa en estado estacionario y será dependiente del gradiente de velocidad.

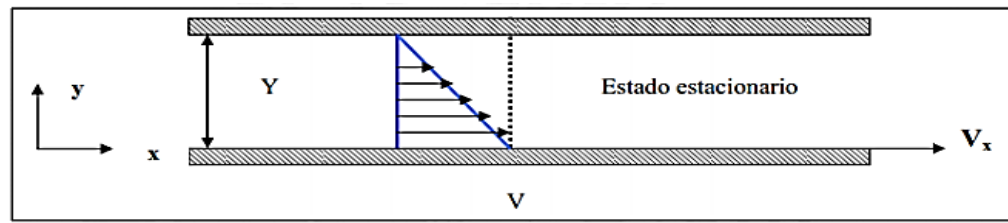


Figura 1.1. Perfil de velocidad de un fluido entre dos láminas planas paralelas (Fernández 2002; López 2014; Rodríguez 2017).

Así, la viscosidad será determinada por la dependencia existente entre el esfuerzo de corte y el gradiente de velocidad. Esta dependencia genera una clasificación entre pulpas que obedecen la ley de viscosidad de Newton y las que no la obedecen (Barnes 2000).

#### 1.3.1. Pulpas newtonianas

Estos fluidos cumplen con el modelo de viscosidad enunciado por Newton (ecuación 1.1), los cuales carecen de propiedades elásticas y tienen origen en la existencia de un gradiente de velocidad que se incrementa linealmente mientras mayor sea el esfuerzo cortante aplicado. Para estos fluidos el coeficiente de proporcionalidad es una propiedad que se denomina coeficiente de viscosidad dinámica, que es constante

respecto al esfuerzo de corte aplicado y su alteración solo depende de la presión y temperatura del fluido (Chhabra & Richardson 2008; Carrillo 2011; López 2014; Antuna 2018).

$$\tau = \mu \cdot \gamma \quad (1.1)$$

Donde  $\tau$  es el esfuerzo cortante, el cual es proporcional al cambio de la deformación con el tiempo conocido también como velocidad de deformación ( $\gamma$ ), y  $\mu$  es la viscosidad dinámica del fluido (Garcell *et al.* 2011).

### 1.3.2. Pulpas no newtonianas

En este caso, las pulpas no obedecen la ley de viscosidad de Newton, es decir, la viscosidad no permanece constante y el esfuerzo de corte aplicado no es lineal con el gradiente de velocidad, pero se mantiene la dependencia (Bird *et al.* 2001; Carrillo 2011; López 2014; Antuna 2018). La variación del comportamiento de estas propiedades dependerá de la naturaleza del fluido, las cuales se encuentran categorizadas en la figura 1.2.

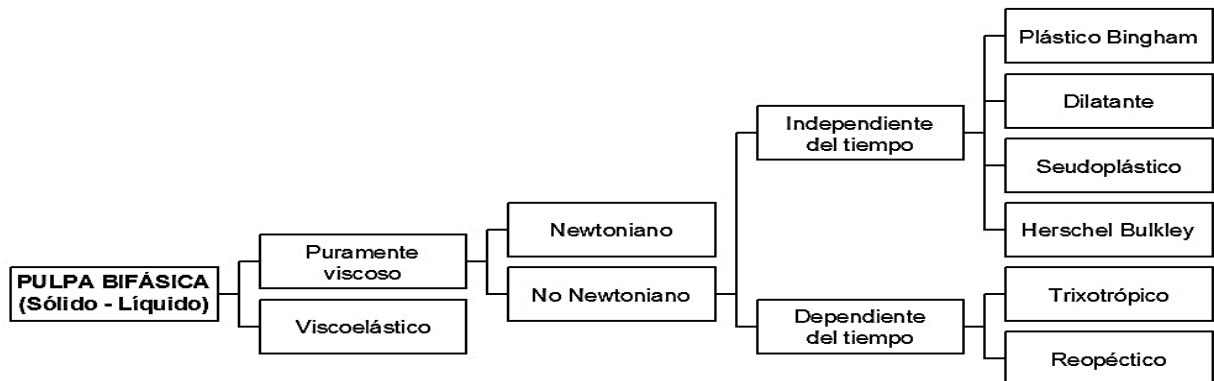


Figura 1.2. Clasificación de las pulpas (Abulnaga 2002; López 2014).

### 1.4. Flujo de dos fases líquido-sólidos

El transporte de partículas sólidas en un medio líquido es considerablemente usado en muchas industrias como la minería, farmacéutica, de alimentos, la petrolera e industrias químicas.

En la industria, las velocidades altas son normalmente asociadas al transportar flujos multifásicos, en el caso del transporte de la pulpa no hay ninguna diferencia, ya que a bajas velocidades llevaría a que las partículas sólidas salgan de la suspensión y a su vez puedan llegar a obstaculizar las tuberías, alterando las condiciones de flujo, las que disminuyen los índices de producción y afectan los requisitos de consumo de energía en el transporte de la pulpa por tubería. Esto puede atribuirse a los diferentes regímenes de flujo que pueden ocurrir para que la pulpa fluya, lo que exige que la velocidad de flujo sea lo suficientemente superior que la velocidad crítica de deposición y la velocidad de transición viscosa, lo que se diferencia de un flujo homogéneo, en una sola fase e independiente de la velocidad de flujo que se experimente.

Sin embargo, debe notarse que una elevada velocidad puede causar que las partículas choquen contra la pared de la tubería y pueda ocasionar la abrasión y así conducir a la corrosión bajo condiciones específicas (Brown & Heywood 1991; Abulnaga 2002; Hu 2006).

#### **1.4.1. Regímenes de flujo en la pulpa**

En el transporte de fluidos incompresibles por conducciones hay un rozamiento interior el cual origina tensiones tangenciales entre las capas del fluido. Donde bajo esta condición los fluidos pueden circular en régimen laminar, turbulento o transitorio, en dependencia del valor del número de Reynolds; que es la relación existente entre la fuerza de inercia y la fuerza viscosa y se define mediante la ecuación 1.2 (Cárcamo 2005; Gallegos 2011; López 2014; Villarroel 2015; López 2017; Olán 2018):

$$Re = \frac{\rho \cdot \langle v \rangle \cdot D}{\mu} \quad (1.2)$$

Donde  $\rho$  es la densidad del fluido ( $\text{kg/m}^3$ ),  $\langle v \rangle$  la velocidad promedio ( $\text{m/s}$ ),  $\mu$  es la viscosidad dinámica del fluido ( $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ) y  $D$  el diámetro interior de la tubería ( $\text{m}$ ).

#### **Régimen laminar**

Se entiende por régimen laminar, al movimiento de un fluido en forma de lámina, donde cada partícula del fluido sigue una trayectoria ordenada en dirección paralela. Este

régimen es típico a bajas velocidades o viscosidades altas. El perfil de velocidades para este régimen es bastante pronunciado como se observa en la figura 1.4a, donde la velocidad de las capas adheridas a las paredes será nula, mientras que en el centro la velocidad es mucho mayor, formándose un perfil tipo paraboloide (Garcell *et al.* 2011; López 2014; Villarroel 2015; Albán 2016).

### Régimen turbulento

El régimen turbulento es mucho más común que el anterior en sistemas hidráulicos y se caracteriza por la forma caótica en que se mueve el fluido; en el cual, las partículas se mueven desordenadamente y las trayectorias de las mismas se encuentran en la formación de pequeños remolinos. De esta manera, las capas se entrecruzan sin conservar su individualidad, entonces si se mide la velocidad instantánea en varios puntos de una sección, se observa que varía tanto en magnitud como en dirección sin ninguna regularidad, como se muestra en la figura 1.4b, lo mismo sucederá con la presión (Garcell *et al.* 2011; López 2014; García 2015; Villarroel 2015; Albán 2016).

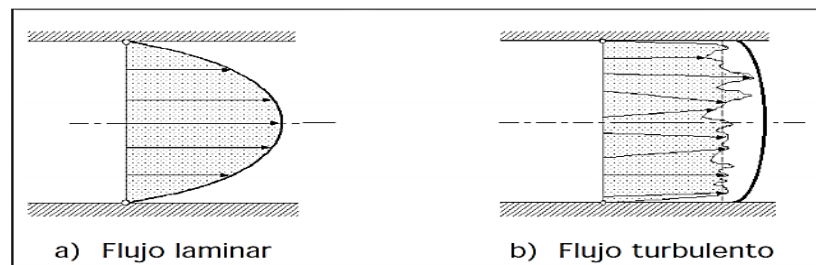


Figura 1.4. Regímenes de flujo (Fernández 2002; López 2014).

Tanto para el caso de flujo laminar o turbulento se definen valores medios de velocidad y presión que generan un régimen ficticio que se conoce como movimiento o régimen medio como se muestra en la figura 1.5. Este modelo no es aplicable a zonas próximas a las paredes, donde prevalece la teoría de la capa límite (López 2014).

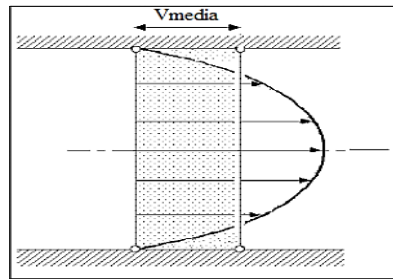


Figura 1.5. Régimen medio de flujo (Fernández 2002; López 2014).

### **Régimen de transición**

Para estudios técnicos, el régimen de flujo en tuberías se considera como laminar si el número de Reynolds es menor que 2 100 y turbulento si el número de Reynolds es superior a 4 000. Entre estos dos valores está la zona denominada “crítica” donde el régimen de flujo es impredecible, y alcanza ser laminar, turbulento o de transición, en dependencia de diversas condiciones con posibilidad de variación. La experimentación cuidadosa ha determinado que la zona laminar puede acabar en números de Reynolds tan bajos como 1 200 o extenderse hasta los 40 000 (Reza 2000); pero estas condiciones no se presentan en la práctica.

#### **1.4.2. Velocidad de transición y velocidad crítica**

Los diferentes tipos o regímenes de flujo afectan la velocidad media del fluido, lo que a su vez afecta la caída de presión. Las velocidades de transición son las velocidades que definen un cambio de un flujo a otro. Los tipos de flujos de pulpas descritos anteriormente pueden ser representados en un gráfico de gradiente de presión en función de la velocidad media de la mezcla como se muestra en la figura 1.6.



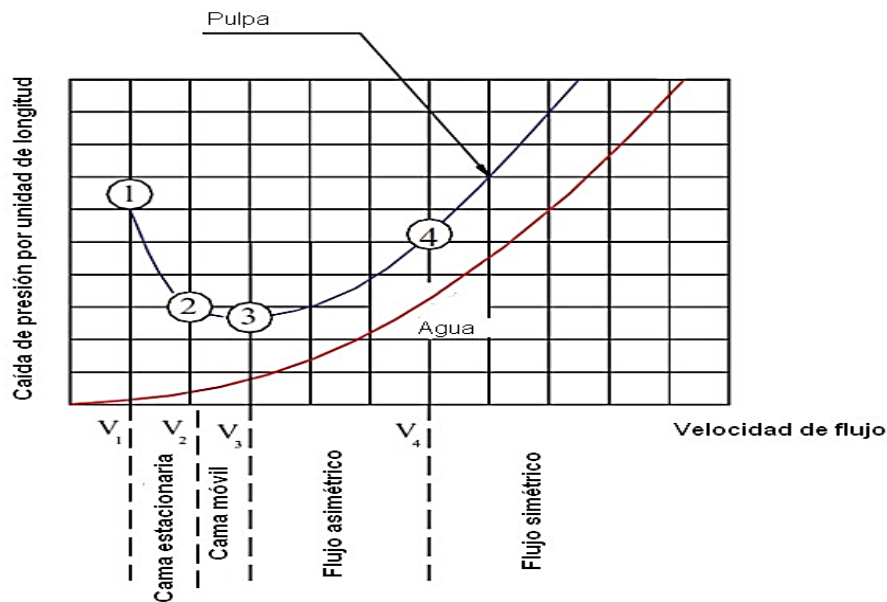


Figura 1.6. Gráfico de gradiente de presión en función de la velocidad de la mezcla (Abulnaga 2002).

Las velocidades de transición son definidas según (Abulnaga 2002; Hu 2006) como:

$v_1$ - Esta es la velocidad a la cual prevalece el flujo estacionario, situándose las partículas en la parte más baja de la tubería.

$v_2$ - Es la velocidad donde la mezcla fluye como una pulpa asimétrica con partículas grandes y densas que forman una cama móvil.

$v_3$ - Es la región de velocidad donde las partículas se mueven como una suspensión asimétrica y también está definida justamente en el momento que los sólidos comienzan a sedimentarse y formar una cama móvil.

$v_4$ - Es la velocidad donde los sólidos se mueven como una suspensión simétrica. Esto también puede definirse como la región donde el flujo homogéneo prevalece.

La velocidad crítica,  $v_D$ , es definida como la “velocidad media de flujo requerida para prevenir acumulación de una capa de partículas estacionarias o corredizas en el fondo de una tubería horizontal recta” (Hu 2006). Esta definición también puede extenderse a la velocidad de transición entre el flujo estacionario y el flujo con cama móvil conocida como la velocidad crítica de deposición  $v_D$  o  $v_3$  como se muestra en la figura 1.6.

Diversos experimentos se han dirigido en el orden de determinar y predecir la velocidad crítica, y los resultados basados en correlaciones empíricas son los más utilizados. Sin embargo, fueron usados muchos enfoques por los diferentes investigadores, trayendo discrepancia entre estas correlaciones. No obstante, la velocidad crítica es un importante parámetro ya que esta representa la mínima velocidad de flujo que puede ser transportada la pulpa en tuberías sin causar la obstrucción en las mismas. La velocidad crítica también corresponde a la caída de presión más baja, como se muestra en la figura 1.6 (Abulnaga 2002; Hu 2006; Wilson *et al.* 2006).

#### **1.4.3. Tipos de flujo de pulpas**

El flujo de pulpas por tuberías es complejo, ya que este es afectado por muchas variables, en particular las propiedades de las partículas sólidas en relación con el líquido. Debido a esta complejidad y las incertidumbres asociadas con las teorías y los modelos de flujo de la pulpa, se han dirigido significativas investigaciones con flujo de pulpas para diferentes concentraciones de las partículas, orientación de la tubería, y condiciones operacionales, las cuáles han producido diferentes tipos de flujo ya identificados (Abulnaga 2002; Hu 2006).

Inicialmente, una clasificación se desarrolló por Durand & Condolios (1952) y posteriormente fue refinado por otros investigadores en el transcurso de los años. Si las partículas mayores que 50  $\mu\text{m}$  están presentes en el desplazamiento del fluido a bajas concentraciones, el flujo puede ser clasificado como heterogéneo. Si el diámetro medio de las partículas es menor que 50  $\mu\text{m}$  el flujo exhibirá propiedades homogéneas. Sin embargo, otras investigaciones han notado que las pulpas de diferentes concentraciones y composiciones exhiben diferentes propiedades de flujo y así mismo diferentes modelos de flujo (Abulnaga 2002). No obstante, se acepta ampliamente que el flujo de pulpas puede ser clasificado en cuatro modelos de flujo principales, como se muestra en la figura 1.7 (Newitt *et al.* 1955; Doron & Barnea 1996; Bartosik 2010; Aziz & Mohamed 2013).

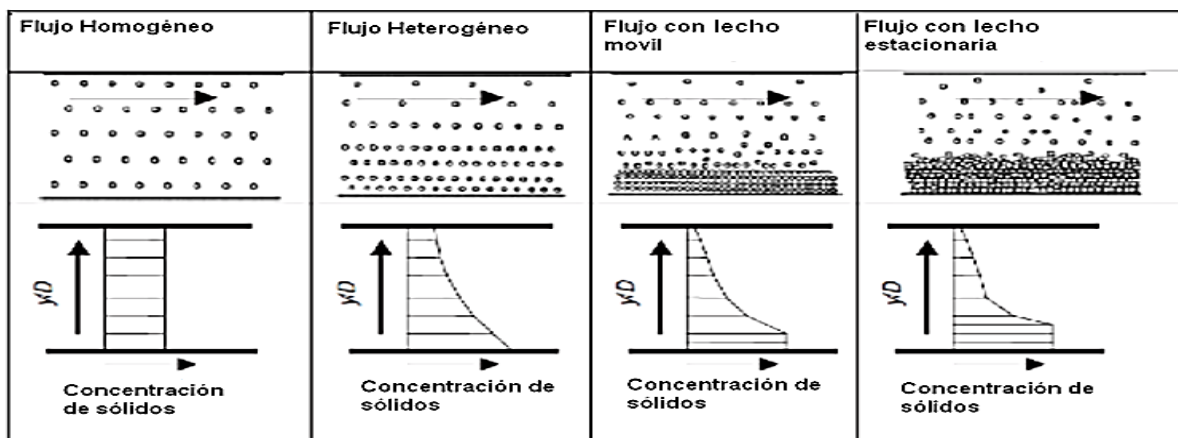


Figura 1.7. Clasificación de los regímenes de flujo para pulpas en tuberías horizontales (Hu 2006).

**Flujo Homogéneo:** Como se muestra en la figura anterior, los sólidos son uniformemente distribuidos en el medio líquido a través de la sección horizontal de la tubería. La mayoría de los flujos de pulpas son considerados homogéneos si los mismos poseen partículas de diámetros menores de 40  $\mu\text{m}$ , sin embargo, este también depende de las densidades de los sólidos y el líquido.

También, para que el flujo homogéneo persista, la velocidad media de flujo debe ser lo suficientemente alta para mantener las finas partículas sólidas de bajas densidades en la suspensión uniforme, incluso a las concentraciones altas de las partículas de hasta 60 % de sólidos en peso.

Cuando la concentración de las partículas sólidas por encima de un 40 % de sólidos en peso, la mezcla empieza a ser más viscosa y desarrolla propiedades no newtonianas, pero todavía puede ser considerada y descrita por un modelo de una sola fase. Típicas pulpas que exhiben flujo homogéneo son las pulpas de lodos y arcillas (Abulnaga 2002; Hu 2006).

**Flujo Heterogéneo:** A medida que el flujo decrece, o si hay una disminución en la velocidad de la pulpa, las partículas sólidas más grandes y densas se separan del líquido y forman un gradiente de concentración en el plano vertical, es decir la no uniformidad de sólidos en el plano horizontal (Lahiri & Ghanta 2010).

Cuando existir una distribución de la concentración en la sección transversal de la tubería y se considera el flujo como heterogéneo, no quiere decir que las partículas sólidas son depositadas en el fondo de la tubería, manteniéndose la mayoría de las partículas todavía en suspensión. A medida que la concentración de los sólidos aumente, se espera que el gradiente de concentración de sólidos persista con las partículas más densas en la parte inferior de la tubería. Sin embargo, debe notarse que el flujo heterogéneo tiene típicamente las concentraciones de sólidos bajas, pero pueden alcanzar valores altos como 35 % de sólidos en peso (Abulnaga 2002).

**Flujo con lecho o cama móvil:** Como la velocidad en régimen de flujo heterogéneo se reduce por debajo de la velocidad mínima de deposición, las partículas más grandes y densas se depositan en el fondo de la tubería. Un gradiente de concentración todavía existe, donde las partículas menos densas (más finas) todavía están en suspensión en el medio dispersante (homogéneo) y como hay un gradiente de concentración desarrollado por las partículas más densas, el gradiente de concentración incrementa acercándose al fondo de la tubería (flujo heterogéneo). Por debajo de la velocidad mínima de deposición, las partículas sólidas salen de la suspensión y se depositan en la tubería en forma de una cama. Sin embargo, el esfuerzo cortante ejercido por el fluido todavía es capaz de transportar esta cama de material con el uso del término de flujo con lecho o cama móvil. Este flujo de cama móvil se utiliza mucho en los sistemas de tuberías (Hu 2006; Peker 2007).

**Flujo con lecho o cama estacionaria:** Cuando un régimen de flujo que disminuye muy por debajo de la velocidad crítica, las partículas sólidas más densas empiezan a permanecer estacionarias y al mismo tiempo la altura de la cama aumenta con el movimiento debido a que las partículas presentan una menor velocidad de sedimentación por encima de la cama estacionaria a la parte superior de la tubería. El movimiento de las partículas en la parte superior de la tubería es tal que las partículas sólidas se mueven sobre otras (flujo por salto), y provoca que el fluido trate de mover los sólidos, originándose una suspensión asimétrica.

El flujo con cama estacionaria puede llegar a conducir el bloqueo en la tubería, ya que las fuerzas que se resisten al movimiento son mayores que las que causan que las

partículas se muevan, es decir, la presión requerida para continuar el movimiento del fluido empieza a aumentar (Hu 2006; Peker 2007; Lahiri & Ghanta 2010).

Es importante para los operadores identificar los tipos de flujo de pulpas que se presentan en las tuberías, más aún al considerar que estos pueden afectar la caída de presión y otras características de flujo, sin dejar de mencionar la influencia de estos flujos en la corrosión de la tubería.

#### **1.4.4. Velocidad de sedimentación ( $v_s$ )**

La velocidad terminal o de sedimentación es un concepto básico del que depende directamente la velocidad crítica de deposición. Una vez que una partícula es sumergida en un fluido estático, cae bajo la influencia de la gravedad, luego se acelera hasta que su peso quede balanceado por la fuerza de empuje y de arrastre viscoso que actúan hacia arriba. La velocidad que adquiere la partícula a partir de ese momento se denomina velocidad terminal, de caída o de sedimentación y se puede considerar como la mínima necesaria para que una partícula se mantenga en suspensión (López 2014; Rodríguez 2017).

#### **1.4.5. Velocidad crítica de transición viscosa ( $v_c$ ) para pulpas homogéneas**

La velocidad crítica de transición viscosa para fluidos homogéneos, se utiliza al considerar la viscosidad del fluido como un parámetro importante a tener en cuenta. Esta velocidad define el límite para determinar si un flujo se encuentra en régimen laminar o turbulento. De esta manera si la velocidad de flujo supera con un factor de seguridad determinado la velocidad crítica de transición entre laminar y turbulento, se logra asegurar que una pulpa fluya en régimen turbulento, en el cuál se garantiza la no sedimentación de los sólidos (López 2014).

En la figura 1.8 se muestra la relación entre el gradiente de presión y la velocidad media de la pulpa para fluidos homogéneos, donde se enmarca el punto de transición viscosa.

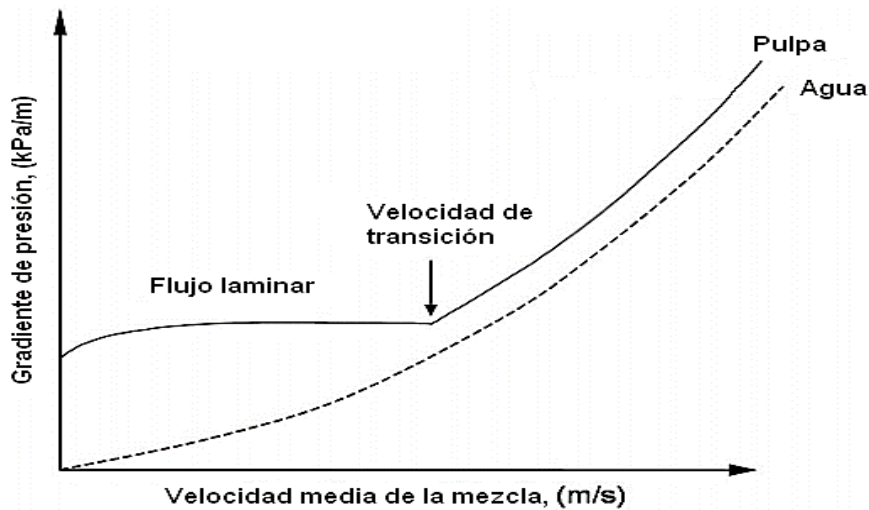


Figura 1.8. Velocidad crítica de transición viscosa (Mitchell *et al.* 2007).

Los diseñadores y operadores de los sistemas hidráulicos intentan mantener un flujo ligeramente superior sobre el punto de transición laminar–turbulento. Esto obviamente es una estrategia algo arriesgada ya que es difícil establecer el punto crítico de transición y trae como consecuencia un alto riesgo de bloqueo en la tubería (Mitchell *et al.* 2007).

### 1.5. Caída de presión

La caída de presión es uno de los parámetros más importantes a considerar por los operadores, ya que esta aporta información acerca de las condiciones de flujo en la tubería, sobre el perfil de concentración de sólidos, la velocidad de la suspensión, si la tubería está por bloquearse o no (debido al aumento del lecho). Para los operadores y diseñadores, la caída de presión puede también proporcionar información relacionada sobre la selección de la bomba más conveniente, diseñar bombas que puedan superar las pérdidas por fricción anticipadamente y determinar la potencia consumida (Hu 2006; Wilson *et al.* 2006; Peker 2007).

Debido a la complejidad del flujo de fluidos de dos fases sólidos-líquido, varios investigadores han propuesto una amplia gama de ecuaciones empíricas para determinar la caída de presión bajo disímiles condiciones operacionales. Muchos factores afectan la caída de presión o pérdida de presión en una tubería horizontal, las correlaciones de pérdida de presión son más complicadas que en el flujo de pulpas

por tuberías verticales. Wilson *et al.* (2006) incluye algunos de estos factores, pero no se limitan para los diferentes tipos de regímenes de flujo presentes en la sección transversal de la tubería, el efecto de la gravedad actúa perpendicularmente en las partículas en tuberías horizontales, la concentración de las partículas, el diámetro de la partícula y la velocidad de la partícula o de flujo.

La caída de presión es principalmente debida a las interacciones de las partículas sólidas con la pared de la tubería, la colisión entre partícula-partícula y la fricción del fluido que actúa en la pared de la tubería (esfuerzo cortante en la pared de la tubería), es decir la caída de presión debido a la fuerza de fricción es debido a la estructura del flujo (Peker 2007).

Con el flujo de pulpas en tuberías, un gradiente hidráulico de fricción ( $i_m$ ) es observado a lo largo de la tubería si existen pérdidas por fricción. El gradiente de fricción hidráulico o gradiente de presión representa la caída de presión por unidad de longitud de tubería debido a la fricción. Adicionalmente, el gradiente de fricción hidráulico para la pulpa ( $i_m$ ) es más grande que el gradiente de fricción hidráulico para el fluido dispersante, a lo que se refiere al volumen equivalente de agua ( $i_i$ ) (Hu 2006; Wilson *et al.* 2006; Peker 2007).

En caso de tratarse de una pulpa homogénea, el fenómeno de pérdida de presión será análogo al del agua, entonces la expresión para determinar la pérdida de presión en una tubería se aplicaría la ecuación de Darcy Weisbach (Shashi 2004; López 2014; Rodríguez *et al.* 2016; Rodríguez 2017).

## **1.6. Descripción de la instalación semi-industrial de hidrotransporte de la Universidad de Moa**

La instalación semi-industrial de hidrotransporte de la Universidad de Moa está prevista para la investigación y la docencia en el campo de la Mecánica de los Fluidos, con el objetivo de profundizar en el estudio del comportamiento de los fluidos industriales. Este sistema está dotado de equipos, dispositivos eléctricos y accesorios mecánicos, que permiten realizar corridas de agua y pulpa para llevar a cabo investigaciones científicas, posibilita la ejecución de mediciones de diferentes

variables como: presión, temperatura, densidad, nivel y flujo; y registra sus valores para un mejor análisis del proceso; según se muestra en la figura 1 del anexo 1 se presenta un esquema de la instalación.

La misma cuenta con:

- Un tanque con un volumen de 5,187 m<sup>3</sup> en el que se deposita el material a transportar.
- Un agitador para homogenizar la mezcla.
- Una moto bomba centrífuga 1G 126/25 que es la encargada de bombear el fluido de forma continua.
- Un motor reductor que es el que mueve el agitador.

La instalación semi-industrial está compuesta por una tubería DN 100, con extensión de tubería recta de 75 m; nueve codos de 90 grados DN 100; dos codos DN 150 de 90 grados; nueve válvulas de compuerta DN 100 emplantillada clase 150 lb, donde la mayoría de ellas son de vástago elevable con rosca externa y solo una en la descarga al tanque que tiene el vástago no elevable con rosca interna, y tres válvulas de la misma clase y denominación DN 150 en la tubería trasera y en la salida del tanque; cuatro válvulas de globo DN 60 de la misma clase y una válvula de bola DN 32; además se cuenta con una válvula de venteo; un reducido; cuatro ensanchamientos; diez acoplamientos de platillos; dos Y y siete T.

El sistema de instrumentación de control y medición en la instalación de hidrotransporte consta de ocho puntos de toma de presión; un flujómetro magnético para conocer la cantidad de material que circula por la tubería; seis puntos para medir la temperatura a partir de termo-resistencias PT-100 con convertidores incorporados en el cabezote, que tienen como objetivo fundamental transmutar la señal de ohmiaje a corriente de 4 a 20 mA; tres tramos de tubería para determinar las pérdidas hidráulicas, los cuales poseen un diámetro de 75 mm, 100 mm y 150 mm; un medidor de nivel por radar, para mantener una determinada cantidad de material dentro del



tanque, mientras se realiza la corrida; además un densímetro, para medir la densidad con diferentes porcentos de sólidos.

Las pérdidas de presión en la zona a investigar se miden con transmisores de 0-5 mA, los cuales captan la presión, la transforman en energía eléctrica, y envían la señal para el controlador lógico programable (PLC), el cual registra la información de los valores de presión medido en cada punto. Los sensores capacitivos (para medir presión) instalados en la succión y salida de la bomba en los tramos de tubería de diámetro DN 150 están separados por longitudes de tubos de hasta 15,4 m respectivamente, a 60 veces el diámetro de la tubería a la entrada y 40 a la salida; las cuales constituyen las dimensiones recomendadas para reducir los errores en las mediciones (Casals 2015; Williams 2016).

Las mediciones realizadas llegan a un autómata programable Simatic S7 300 que se muestra en la figura 1 del anexo 3, el cual se encarga de procesar los datos y enviarlo por una red de comunicación Ethernet a una PC, donde se visualizan y registran por medio de un Software de Scada Citect; facilita la retroalimentación en tiempo real con los dispositivos de campo (sensores), y controla el proceso automáticamente (Laughton & Warne 2003). La limpieza se logra con el trabajo de la instalación en circuito abierto (succión, impulsión y drenaje) mediante la válvula de drenaje.

### **1.6.1. Características del equipamiento de la instalación según la condición de diseño**

Los datos técnicos del accionamiento estuvieron referenciados por Carcassés (2018), los mismos se muestran a continuación:

Características técnicas del grupo Motor-Bomba  $\mu$ G de arena:

Caudal: 160 m<sup>3</sup>/h

Altura: 40 m

Altura neta de succión positiva requerida (NPSH)<sub>r</sub> = 5 m

Eficiencia: 56 %

Velocidad de rotación: 1 740 rev/min

Zona de utilización de la bomba: 80-175 m<sup>3</sup>/h del caudal

Densidad de la pasta admisible (en servicio nominal): 1,7 kg/dm<sup>3</sup>

Transmisión:

Motor eléctrico de tipo 4A225 U4T2 N0 de fábrica 3315

Electromotores asincrónicos de jaula de ardilla serie 4 A

Potencia: 55 kW

Tensión: 440 V

Frecuencia: 60 Hz

Dimensiones principales y peso:

Impulsor: Diámetro exterior 354 mm

Ancho del alabe del impulsor en aspiración: 35 mm

Diámetro de la tubuladura:

Aspiración: 260 mm

Entrada: 235 mm

De presión: 245 mm

Dimensiones exteriores del grupo eléctrico:

Longitud: 2010 mm

Ancho: 768 mm

Alto: 890 mm

Peso del grupo eléctrico de la bomba 1 050 kg

### **1.6.2. Conjunto Bomba-Motor y condiciones actuales**

Se le realizó a la bomba la prueba de resistencia y hermeticidad bajo presión de prueba de 60 MPa, y el rodaje de la misma se comprobó durante el funcionamiento con agua en el régimen normal durante 60 min, los resultados de las pruebas se muestran en la tabla 1.1.

Tabla 1.1. Control de caudal-volumen y carga.

Caudal-volumen (m <sup>3</sup> /h)	80	160	180
Carga (m)	49,6	42	40,4

Las bombas centrífugas de arena лG están destinadas a bombear hidromezclas (agua con arena, grava, productos de flotación de mena) de pH de 6 a 8, con la temperatura no más que 60 °C. Según catálogo facilitado por el fabricante. “Grupo Eléctrico de Bomba лG”. Certificado лG 160/40–сн-Т2. Catálogo: Las Bombas de Arena лG” Descripción técnica e instrucciones para explotación. En el anexo 3 se da una descripción de la instrumentación existente en la instalación experimental.

### **1.7. Conclusiones del capítulo**

- Se hace referencia en general, a la teoría y la experimentación existente sobre el transporte de fluidos no newtonianos por tuberías.
- Se realiza una revisión bibliográfica referente al transporte de pulpa laterítica y otros fluidos similares con aplicación de dispersante.
- Es insuficiente la información acerca del flujo de la pulpa laterítica con aplicación de dispersantes en lo que respecta fundamentalmente a su comportamiento a través de sistemas de tuberías, de ahí la necesidad del estudio teórico y experimental a escala semi-industrial.

## **2. CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS**

### **2.1. Introducción**

Los conocimientos científicos sobre el comportamiento y propiedades de flujo de la pulpa laterítica con dispersante admite escoger métodos más apropiados y económicos relacionados con el hidrotransporte de dicho fluido en la industria; en tal sentido el **objetivo** del capítulo es:

Establecer la investigación teórica y experimental en función del modelo de flujo asociado a la clasificación reológico del fluido estudiado, que describa el comportamiento según las propiedades de hidrotransporte de la pulpa laterítica con dispersante Flosperse 600 por tuberías a escala semi-industrial.

### **2.2. Material a transportar**

En la instalación semi- industrial se pretende estudiar el transporte de la pulpa laterítica con dispersante Flosperse 600 (anexo 5) a una temperatura ambiente de 27 °C, por lo que hace necesario el conocimiento de las propiedades de estos materiales a través de análisis reológicos, de densidad, entre otros.

#### **2.2.1. Determinación de la densidad y la concentración de sólidos en peso de la pulpa laterítica con dispersante**

Para la determinación de la densidad de la pulpa laterítica con dispersante, se efectuaron tres repeticiones de los experimentos, los cuales se detallan a continuación. El método empleado es el del picnómetro, generalmente uno de los más utilizados para el cálculo de la densidad de productos pulverulentos como el mineral laterítico.

#### **Densidad del líquido dispersante (pulpa laterítica con dispersante)**

Los picnómetros utilizados, los cuales se muestran en el anexo 2, tienen un volumen de 25 ml y son recipientes de vidrio, provisto de un tapón con un tubo capilar marcado con un enrase en su parte superior. Por medio de la balanza que se muestra en el anexo 2 se realizan las siguientes pesadas:

- 1) Peso del picnómetro vacío:  $M_1$
- 2) Peso del Picnómetro lleno de agua destilada:  $M_2$

3) Peso del Picnómetro con el líquido (pulpa laterítica con dispersante):  $M_3$

Para una densidad del agua destilada de  $1 \text{ g/cm}^3$ .

La densidad del líquido dispersante se obtiene por la expresión 2.1:

$$\rho_l = \frac{M_3 - M_1}{M_2 - M_1} \quad (2.1)$$

### **Determinación de la concentración de sólidos en peso de la pulpa laterítica con dispersante**

Para la determinación del porcentaje de sólidos en peso de la pulpa laterítica con dispersante se utilizará la ecuación principal de densidad siguiente:

$$\rho_m = \frac{100}{\left(\frac{W_p}{\rho_s}\right) + [(100 - W_p) / \rho_l]} \quad (2.2)$$

Donde:

$\rho_m$  - Densidad de la pulpa con dispersante ( $\text{kg/m}^3$ );

$\rho_l$  - Densidad del líquido dispersante ( $\text{kg/m}^3$ );

$\rho_s$  - Densidad de los sólidos ( $\text{kg/m}^3$ );

$W_p$  - Concentración de sólidos en peso (%).

Según investigaciones de Rodríguez (2007), determina la densidad del líquido dispersante y el sólido en la pulpa laterítica, dando como resultado la densidad media de  $1\,002,8 \text{ kg/m}^3$  y  $3\,430,3 \text{ (kg/m}^3)$  respectivamente.

Conociendo las densidades medias del líquido dispersante y del sólido contenido en la pulpa, se puede despejar el porcentaje de sólidos en peso de la ecuación 2.2 (Shashi 2004).

### 2.2.2. Análisis reológico de la pulpa laterítica con dispersante

El equipo utilizado en las pruebas fue un viscosímetro rotacional de cilindros concéntricos RHEOTEST 2 que se encuentra en uno de los laboratorios del Centro de Investigaciones del Níquel (CEINNIQ) ver anexo 2.

En estos viscosímetros el gradiente de velocidad se obtiene por medio de dos cilindros, uno exterior (vaso) en reposo y otro interior rotatorio (rotor), que gira con un número de revoluciones fijo o variable. El giro del cilindro interior provoca el flujo del líquido que se encuentra en la ranura anular que forman los dos cilindros. La resistencia del líquido cizallado es proporcional al momento de giro o torque, el cual depende de la viscosidad. Entre el motor de accionamiento y el eje del cilindro interior está instalado un instrumento de medición del momento de giro (Laurencio 2007).

En los viscosímetros rotacionales RHEOTEST, el esfuerzo cortante está dado por el ángulo de deformación que experimenta un resorte interior, el mismo se deforma bajo la acción de las fuerzas de resistencia al flujo que se genera en la pared del cilindro (Skelland 1970).

Para la medición se usó el sistema de vasos S, en este caso se utilizó el cilindro S<sub>2</sub>. Del equipo se pueden leer directamente los valores de  $\alpha$  y  $\gamma$ . Los valores de  $\tau$  se determinaron a través de la ecuación 2.3:

$$\tau = Z \cdot \alpha \quad (2.3)$$

Donde:

$\tau$  - Esfuerzo cortante (Pa);

$Z$  - Constante del cilindro rotor que se utiliza (Pa/cSt);

$\alpha$  - Lectura del instrumento y que resulta proporcional a la resistencia que ejerce el fluido al giro del rotor (cSt).

Como valores de gradiente de velocidad ( $\gamma$ ) se toman los registrados en las tablas según el fabricante del equipo, los mismos se encuentran en un rango de 1,17 a 169,23  $s^{-1}$ . Los valores de  $Z$  para el cilindro utilizado son los siguientes:

Cilindro  $S_2$        $Z_1 = 0,9353$        $Z_2 = 0,9353$

### 2.2.3. Determinación de la velocidad de sedimentación

En la tabla A1 del anexo 6, se muestra la máxima velocidad de sedimentación en función de la concentración de la suspensión y del porcentaje de sólidos en peso, obtenidas en la experimentación según Rodríguez (2017).

### 2.2.4. Características de los elementos constructivos de la instalación semi-industrial de hidrotransporte de la Universidad de Moa

Las características constructivas de la instalación utilizada, específicamente de los diámetros interiores de la tubería y las longitudes equivalentes están plasmadas en la tabla A1 anexo 7.

## 2.3. Clasificación del flujo de la pulpa laterítica con dispersante por tuberías

Para la clasificación del flujo de la hidromezcla laterítica con dispersante por tuberías se propone la ecuación 2.4 (Wasp *et al.* 1977; Shashi 2004):

$$\log \frac{C_T}{C_A} = -1,8 \cdot \frac{v_s}{K \cdot u_s} \quad (2.4)$$

Donde:

$\log$  – Logaritmo de base 10;

$C_A$  – Concentración de sólidos en volumen en el centro de la tubería;

$C_T$  – Concentración de sólidos en volumen en la parte superior de la tubería a un 92 % de distancia del fondo de la tubería;

$v_s$  – Velocidad de sedimentación (m/s);

$K$  – Constante de Von Karman (0,35÷0,40);

$u_s$  – Velocidad de corte en la pared de la tubería (m/s).

Donde  $u_s$  se determina por la ecuación 2.5:

$$u_s = \sqrt{\frac{\tau_{rz}}{\rho_m}} \quad (2.5)$$

Donde  $\tau_{rz}$  es el esfuerzo cortante en la pared de la tubería (Pa), y  $\rho_m$  es la densidad de la pulpa con dispersante (kg/m<sup>3</sup>).

De la ecuación 2.4, la relación  $C_T/C_A$  se conoce como el radio de concentración y puede calcularse si la velocidad del fluido, el factor de fricción, y otros parámetros son conocidos. Luego de que esta relación es conocida, el flujo de la pulpa puede categorizarse aproximadamente basado en los siguientes rangos para la proporción del radio de concentración:

Flujo Homogéneo:  $\frac{C_T}{C_A} > 0,8$

Flujo Heterogéneo:  $\frac{C_T}{C_A} < 0,1$

Flujo Intermedio:  $0,1 < \frac{C_T}{C_A} < 0,8$

En algunos momentos el término sedimentación y no sedimentación se utilizan con el fin de distinguir el comportamiento entre diferentes pulpas. Una pulpa que sedimenta puede comportarse homogénea a alta velocidad y alta concentración de sólidos. Al igual que a las velocidades bajas y las concentraciones bajas, podría comportarse heterogénea.

#### **2.4. Determinación de la caída de presión en una sección de tubería**

Para la instalación de los manómetros, se tomó en cuenta que convendría situar a 60 veces el diámetro nominal de la tubería a la entrada y 40 a la salida (ver figura 2.1) de cualquier accesorio, dimensiones que se consideran las recomendadas para disminuir los errores en la medición (Williams 2016), obteniéndose como resultado de las mediciones ínsito una longitud de 15,4 m de tubería recta horizontal.



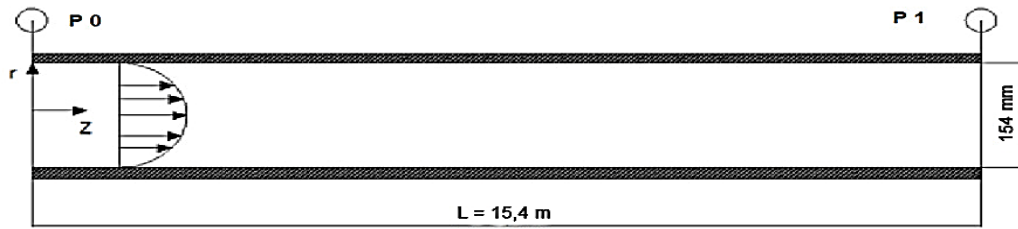


Figura 2.1. Flujo de un líquido a través de un tubo circular.

Una vez que preparados todos estos instrumentos se procedió a realizar las mediciones, toma de muestra de la caída de presión después de lavada la línea, llenada y presurizada bajo condiciones específicas del fluido en régimen operacional.

### 2.4.1. Modelo matemático de pérdidas de presión en el hidrotransporte de fluidos Herschel-Bulkley

La metodología de cálculo propuesta (Abulnaga 2002; Ntamba 2011; Fan *et al.* 2014) 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 y longitud, como se muestra en la figura 2.2, viene dada por la siguiente ecuación 2.6:

$$\tau_{rz} = \frac{(-\Delta P)}{2 \cdot L} r \quad (2.6)$$

Donde:

$\Delta P$  – Caída de presión medida por los manómetros P0 y P1 (Pa);

$\tau_{rz}$  – Esfuerzo cortante en la pared de la tubería (Pa);

$r$  – Radio interior de la tubería (m);

$L$  – Longitud de la tubería (m).

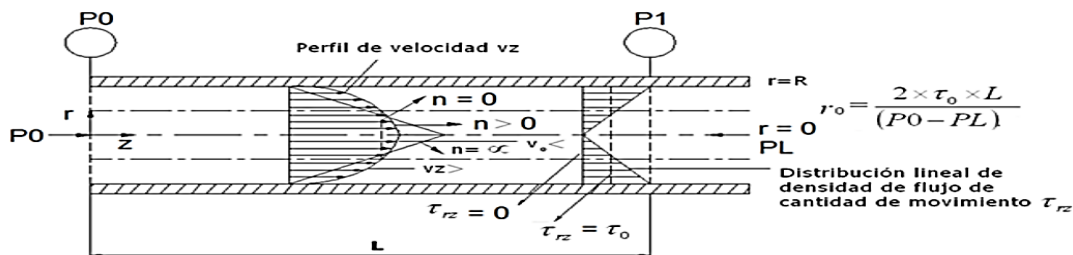


Figura 2.2. Flujo de un fluido Herschel-Bulkley en régimen laminar a través de un tubo circular (Bird *et al.* 2001; Garcell *et al.* 2011; Rodríguez *et al.* 2016).

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  $\tau_0$  (esfuerzo cortante inicial). Como es de esperar el perfil de velocidad es parabólico y dependiente del valor  $n > 0$  (índice de flujo) (Figura 2.2), para  $n = 0$  existe una región de flujo de tapón que se ajusta muy bien a un plástico Bingham, mientras que para  $n = \infty$  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 expresión matemática 2.7:

$$\tau_{rz} = \tau_0 + k \left( -\frac{dv}{dr} \right)^n \quad (2.7)$$

Donde:

$\tau_0$  – Esfuerzo cortante inicial (Pa);

$k$  – Índice de consistencia (adimensional);

$n$  – Índice de flujo (adimensional);

$\tau_{rz}$  – Densidad de flujo de cantidad de movimiento (Pa);

$\gamma = \left( -\frac{dv}{dr} \right)$  – Gradiente de velocidad ( $s^{-1}$ ).

El perfil de velocidad para una sección transversal circular de una tubería, es la representación gráfica que resulta de la variación de la velocidad puntual del fluido con respecto al radio de la tubería (Figura 2.2). Para un flujo laminar que se ajuste al modelo Herschel-Bulkley, el perfil de velocidad está determinado por la expresión 2.8 (Chhabra & Richardson 1999; Nayyar 2000; Moraga *et al.* 2013; Kotzé *et al.* 2015):

$$v_z = \frac{nR}{(n+1)} \cdot \left( \frac{\tau_{rz}}{K} \right)^{\frac{1}{n}} \cdot \left[ \left( 1 - \frac{\tau_0}{\tau_{rz}} \right)^{\frac{(n+1)}{n}} - \frac{r}{R} - \left( \frac{\tau_0}{\tau_{rz}} \right)^{\frac{(n+1)}{n}} \right] \quad (2.8)$$

La velocidad del flujo tapón (zona central) puede ser determinada con el empleo de la ecuación 2.8, al igualar el  $r = r_0$ .

El flujo volumétrico para un fluido Herschel-Bulkley, se determina al aplicar el mismo método descrito para el plástico Bingham a través de la ecuación 2.9 (Steffe 1996; Rodríguez 2017):

$$Q = \int_0^{2\pi} \int_0^R v_z \cdot r \cdot dr \cdot d\theta \quad (2.9)$$

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<sup>3</sup>/s).

Por lo tanto, si se inserta en esta definición la ecuación 2.8, y se integra, el flujo volumétrico puede calcularse mediante la expresión matemática 2.10:

$$Q = \pi \cdot R^3 \cdot n \cdot \frac{\tau_w}{K}^{\frac{1}{n}} \cdot (1-x)^{\frac{(n+1)}{n}} \cdot \frac{(1-x)^2}{3n+1} + \frac{2x(1-x)}{2n+1} + \frac{x^2}{n+1} \quad (2.10)$$

Donde el parámetro x es el cociente resultante de la ecuación 2.11:

$$x = \frac{\tau_0}{\tau_w} \quad (2.11)$$

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 (Garcell *et al.* 2011).

La expresión de la velocidad promedio puede obtenerse a partir de la ecuación 2.12:

$$\langle v_z \rangle = \frac{Q}{\pi \cdot R^2} \quad (2.12)$$

Sustituyendo la ecuación 2.10 en la ecuación 2.12, y a partir de las prestaciones de cálculo numérico y simbólico del entorno de documentación técnica Mathcad, se determinó la velocidad promedio para un fluido plástico real, definiéndose esta magnitud física por la ecuación 2.13:

$$\langle v_z \rangle = n \cdot r \cdot \left( \frac{\tau_{rz}}{K} \right)^{1/n} \cdot [(x-1) \cdot (1-x)^{1/n}] \cdot \left[ \frac{x-1}{3n+1} - \frac{x^2}{n+1} + \frac{2x(x-1)}{2n+1} \right] \quad (2.13)$$

Para la comprobación de la caída de presión en el tramo de tubería recta desde  $P_0$  hasta  $P_1$  (Figura 2.2), se efectuaron las pruebas experimentales, arrojando los resultados de las presiones puntuales para varios caudales, con la utilización de la regulación de la bomba por un variador de velocidad. Luego, sustituyendo la ecuación de velocidad promedio en la ecuación de Darcy Weisbach (Garcell *et al.* 2011), se realizaron los cálculos teóricos de las pérdidas por la ecuación 2.14:

$$\Delta P = \frac{\rho_m \cdot f_\psi \cdot L \cdot \left\langle n \cdot r \cdot \left( \frac{\tau_{rz}}{K} \right)^{1/n} \cdot [(x-1) \cdot (1-x)^{1/n}] \cdot \left[ \frac{x-1}{3n+1} - \frac{x^2}{n+1} + \frac{2x(x-1)}{2n+1} \right] \right\rangle}{2 \cdot D} \quad (2.14)$$

Donde:

$f_\psi$  – Factor de fricción para fluidos Herschel-Bulkley en régimen laminar (adimensional)

$D$  – Diámetro interior de la tubería (m);

$\rho_m$  – Densidad de la hidromezcla laterítica con dispersante (kg/m<sup>3</sup>);

$L$  – Longitud de la tubería (m).

El número de Hedstrom (He) propuesto se determina a partir de la expresión matemática 2.15 (Nayyar 2000; Shashi 2004; Moraga *et al.* 2013):

$$He = \frac{3 \cdot 232}{n} (2+n)^{(2+n)/(1+n)} \left[ \frac{x}{(1-x)^{1+n}} \right]^{(2-n)/n} \left( \frac{1}{1-x} \right)^n \quad (2.15)$$

Para el régimen de flujo laminar de fluidos que se clasifican como plástico real, el número de Reynolds modificado ( $Re_m$ ) se determina por la ecuación 2.16 (Nayyar 2000; Shashi 2004; Moraga *et al.* 2013):

$$Re_m = 8 \left( \frac{n}{6n+2} \right)^n \cdot \rho_m \cdot D^n \cdot \left( \frac{\langle v_z \rangle^{2-n}}{k} \right) \quad (2.16)$$

El parámetro  $\Psi$  es función del índice de flujo  $n$  y de  $x$ , y se determina por la siguiente ecuación 2.17 (Malin 1998; Nayyar 2000; Abulnaga 2002; Swamee & Aggarwal 2011; Antunes 2013; Moraga *et al.* 2013):

$$\Psi = (1+3n)^n (1-x)^{1+n} \left( \frac{(1-x)^2}{1+3n} + \frac{2x(1-x)}{1+2n} + \frac{x^2}{1+n} \right)^n \quad (2.17)$$

Shashi (2004) plantea determinar el factor de fricción correlacionándolo con el número de Reynolds modificado y el parámetro  $\Psi$ , según la ecuación 2.18:

$$f_\Psi = \frac{64}{\Psi Re_m} \quad (2.18)$$

El parámetro  $\Phi$  se determina por la fórmula 2.19 (Nayyar 2000; Shashi 2004; Moraga *et al.* 2013):

$$\Phi = \frac{\left[ \frac{(1-x)^2}{1+3n} + \frac{2x(1-x)}{1+2n} + \frac{x^2}{1+n} \right]^{2-n}}{(1-x)^n} \quad (2.19)$$

El Reynolds crítico para la transición del régimen laminar al turbulento se determina a través de la ecuación 2.20 (Nayyar 2000; Shashi 2004; Moraga *et al.* 2013):

$$Re_{mc} = 6464n \frac{(2+n)^{(2+n)/(1+n)}}{(1+3n)^n} \Phi \quad (2.20)$$

Observaciones experimentales realizadas en tuberías de diámetros pequeños, demuestran que la velocidad crítica de transición viscosa ( $v_c$ ) comienza a ser independiente del esfuerzo cortante en la pared de la tubería y dependiente del diámetro. En estos límites, análisis dimensionales mostraron resultados que

permitieron establecer la ecuación 2.21 para calcular la  $v_c$  (Shashi 2004; Mitchell *et al.* 2007; Myers *et al.* 2017).

$$v_c = \left( \frac{8^{n-1} \cdot k \cdot \text{Re}_{mc}}{\rho_m \cdot D^n} \right)^{1/(2-n)} \quad (2.21)$$

Donde:

$v_c$  – Velocidad crítica de transición viscosa (m/s);

$\text{Re}_{mc}$  – Número de Reynolds crítico, y se determina por la ecuación 2.20 (adimensional).

#### 2.4.2. Gradiente de presión durante el hidrotransporte

El gradiente de presión teórico (Pa/m) para el flujo de la pulpa con dispersante, el cual se determinó mediante la ecuación 2.22, al despejar la longitud de la ecuación 2.14 de pérdida de presión se obtiene:

$$\frac{\Delta P_{teó}}{L} = \frac{\rho_m \cdot f_\psi \cdot \left\langle n \cdot r \cdot \left( \frac{\tau_{rz}}{K} \right)^{1/n} \cdot \left[ x \cdot (1-x)^{1/n} - (1-x)^{1/n} \right] \cdot \left[ \frac{x-1}{3n+1} - \frac{x^2}{n+1} + \frac{2x(x-1)}{2n+1} \right] \right\rangle^2}{2 \cdot D} \quad (2.22)$$

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

La pendiente hidráulica experimental se determina por la ecuación 2.23:

$$\frac{\Delta P_{exp}}{L} = \frac{P0 - P1}{L} \quad (2.23)$$

Donde  $P0$  es la presión puntual a la entrada (Pa), y  $P1$  es la presión puntual a la salida (Pa).

#### 2.4.3. Modelación matemática para la determinación del gradiente de velocidad

El gradiente de velocidad puede considerarse como una fuerza impulsora del transporte de cantidad de movimiento (Bird *et al.* 2001). De acuerdo con la ecuación 2.7, la velocidad de deformación viene dada por la expresión matemática 2.24:

$$\gamma = \left( \frac{\tau_{rz} - \tau_0}{K} \right)^{\frac{1}{n}} \quad (2.24)$$

Si la velocidad media para fluidos del tipo Herschel-Bulkley se expresa mediante la ecuación 2.13, considerándose que:

$$y = (x-1) \cdot (1-x)^{\frac{1}{n}} \quad (2.25)$$

$$z = \frac{x-1}{3n+1} - \frac{x^2}{n+1} + \frac{2x(x-1)}{2n+1} \quad (2.26)$$

La ecuación de la velocidad media para este tipo de fluido puede mostrarse de una forma más simplificada:

$$\langle v_z \rangle = n \cdot r \cdot \left( \frac{\tau_{rz}}{K} \right)^{\frac{1}{n}} \cdot y \cdot z \quad (2.27)$$

Por consiguiente, al despejar  $K$  de la ecuación 2.27 se llega a la expresión matemática 2.28,

$$K = \frac{\tau_{rz}}{\left( \frac{\langle v_z \rangle}{n \cdot r \cdot y \cdot z} \right)^n} \quad (2.28)$$

Si se combinan las ecuaciones 2.24 y 2.28, se obtiene la expresión 2.29:

$$\gamma = \left[ \frac{(\tau_{rz} - \tau_0) \cdot \left( \frac{\langle v_z \rangle}{n \cdot r \cdot y \cdot z} \right)^n}{\tau_{rz}} \right]^{\frac{1}{n}} \quad (2.29)$$

Al sustituir en esta última, las expresiones 2.25 y 2.26 respectivamente, se consigue la ecuación 2.30, que permite determinar el gradiente de velocidad aplicado a fluidos con comportamiento plástico real que responden al modelo Herschel-Bulkley.

$$\gamma = \frac{\left[ (\tau_{rz} - \tau_0) \cdot \frac{\langle v_z \rangle}{n \cdot r \cdot \left[ (x-1) \cdot (1-x)^{\frac{1}{n}} \right] \cdot \left[ \frac{x-1}{3n+1} - \frac{x^2}{n+1} + \frac{2x(x-1)}{2n+1} \right]} \right]^n}{\tau_{rz}}^{\frac{1}{n}} \quad (2.30)$$

#### 2.4.4. Validación de los modelos matemáticos para el gradiente de presión

La validación de los modelos es de gran significación ya que nos da a conocer con qué precisión estos se corresponden con la realidad física del proceso estudiado (Viera *et al.* 1988; Columbié 2001; Bombino *et al.* 2010; Brito *et al.* 2011). Tal validación puede efectuarse al comparar los resultados obtenidos con el uso del modelo con los datos disponibles sobre el objeto de estudio, comparándolos con los datos reportados por otros modelos ya validados o valorar las conclusiones que se obtienen al usar el modelo en cuestión (Legrá & Silva 2011).

La validación de los modelos se efectúa con la comparación de los resultados experimentales obtenidos para la caída de presión  $X_{exp}$ , con los teóricos calculados con los modelos para las mismas condiciones del experimento  $X_{teó}$ . Posteriormente, se calculan los errores relativos puntuales y promedios entre los resultados experimentales y los teóricos, considerándose como criterio de aceptación que el error relativo promedio sea inferior al 10 %. Para hacer el cálculo de los errores se utilizan las expresiones 2.31 y 2.32; propuestas por Montgomery (2004) y Miller *et al.* (2005).

$$E_r = \left| \frac{X_{exp} - X_{teó}}{X_{ep}} \right| \cdot 100 \quad (2.31)$$

$$E_p = \sum_{i=1}^{N_d} \left| \frac{X_{exp} - X_{teó}}{X_{ep}} \right| \cdot \frac{100}{N_d} \quad (2.32)$$



Donde:

$X_{\text{exp}}$  – Valor experimental del gradiente de presión (Pa/m);

$X_{\text{teó}}$  – Valor teórico del gradiente de presión (Pa/m);

$N_d$  – Número de determinación (adimensional);

$E_p$  – Error relativo promedio entre los valores experimentales y teóricos del gradiente de presión (%).

## **2.5. Metodología empleada para el cálculo hidráulico en la instalación semi-industrial de hidrotransporte**

Según resultados de (Sablón 2019) se proponen las curvas características carga-capacidad (H-Q), potencia-caudal (P-Q), eficiencia-caudal ( $\eta$ -Q) para la pulpa laterítica cruda a temperatura ambiente de 27 °C correspondiente a 1400 r/min. Obtenidas las curvas características de la bomba centrífuga nG se procede a calcular las pérdidas lineales y locales, con el hidrotransporte de pulpa laterítica con dispersante.

### **2.5.1. Ecuación fundamental de pérdidas de presión por rozamiento**

Las pérdidas de carga por rozamiento son provocadas a través de las tensiones cortantes de origen viscoso que se encuentran entre el fluido y las paredes de la tubería. A raíz de los orígenes no empíricos, la ecuación de Darcy-Weisbach es considerada como el método más preciso para modelar pérdidas de fricción y se describe comúnmente a raíz de la ecuación 2.33 (Streeter 1970; Karassik *et al.* 2001; Abulnaga 2002; Shashi 2004; Mott 2006; Slatter 2006; López 2017):

$$h_f = f_{\psi} \frac{L}{D} \frac{\langle v \rangle^2}{2g} \quad (2.33)$$

Donde:

$f_{\psi}$  – Factor de fricción para fluidos Herschel-Bulkley en régimen laminar (adimensional);

$L$  – Longitud de la tubería de succión (m);

$D$  – Diámetro interior de la tubería de succión (m);

$\langle v \rangle$  – Velocidad media de transportación de la pulpa laterítica con dispersante (m/s);

$g$  – Aceleración de la gravedad (9,81 m/s<sup>2</sup>).

### 2.5.2. Ecuación fundamental de pérdidas de presión por resistencias locales

Los trabajos realizados por Skelland (1970); Darby (2001) y Garcell (2001), tanto en flujo laminar como turbulento, con materiales pseudoplásticos y plásticos Bingham, demuestran que las pérdidas por fricción ocasionadas por el flujo de estos fluidos a través de accesorios y válvulas son prácticamente similares a las obtenidas con los fluidos newtonianos.

En la literatura (Skelland 1970; Streeter 1970; Nekrasov 1986; Darby 2001; Garcell 2001; Abulnaga 2002) para la estimación de las pérdidas de presión por resistencias locales se usa la ecuación 2.34:

$$h_{loc} = \xi_t \cdot \frac{\langle v \rangle^2}{2g} \quad (2.34)$$

Donde  $\xi_t$  es el coeficiente de fricción de pérdidas locales total (adimensional).

### 2.5.3. Coeficientes de pérdidas locales en la impulsión para la descarga al tanque

En la tabla A1 del anexo 8 se exponen los valores de los coeficientes de pérdidas locales para los accesorios instalados en el sistema de tuberías perteneciente a la línea de DN 100 (Reza 2000).

La sumatoria de los coeficientes de pérdidas locales se calcula a través de la ecuación 2.35:

$$\xi_t = 4\xi_{val} + 8\xi_{codo} + \xi_{yee} + \xi_{refide} + \xi_{ens} \quad (2.35)$$

El cálculo de las pérdidas totales en ese tramo de tubería y accesorios se realiza por la ecuación 2.36:

$$h = h_f + h_{loc} \quad (2.36)$$

En la tabla A2 del anexo 8 se exponen los valores de los coeficientes de pérdidas locales para los accesorios instalados en el sistema de tuberías perteneciente a la línea de DN 150 (Reza 2000).

Teniéndose en cuenta que la sumatoria de los coeficientes de pérdidas locales en la línea de DN 150, varía con relación a la línea de DN 100, se calcula este coeficiente por la ecuación 2.37:

$$\xi_t = 2\xi_{val} + 2\xi_{codo} + \xi_{tefde} \quad (2.37)$$

Las pérdidas totales en ese tramo de tubería y accesorios se calculan a través de la ecuación 2.38:

$$h = h_f + h_{loc} \quad (2.38)$$

Las pérdidas totales en la tubería de impulsión se calculan por la expresión 2.39:

$$h_{imp} = h_{100} + h_{150} + h_{537} \quad (2.39)$$

#### 2.5.4. Cálculo de la altura estática

El cálculo de la altura estática se realizó por la expresión 2.40:

$$\Delta Z = H_{imp} - H_{succ} \quad (2.40)$$

Para la condición del máximo nivel del líquido en el tanque se emplearon las siguientes alturas estáticas:

$$H_{imp} = 2,435 \text{ m} \quad H_{succ} = 2,135 \text{ m}$$

El cálculo de las pérdidas totales en el sistema se realizó por la ecuación 2.41:

$$h_t = h_{din} + \Delta Z \quad (2.41)$$

#### 2.5.5. Característica de la red

La característica de la red del sistema de tuberías en la instalación de hidrotransporte se encomienda calcular por la ecuación 2.42, (Alexandro 1986).

$$H_{red} = \Delta Z + R_c \cdot Q^2 \quad (2.42)$$

Donde  $R_c$  es el coeficiente generalizado de resistencia de la red exterior de la instalación de transporte hidráulico ( $s^2/m^5$ );  $\Delta Z$  es la altura estática (m) y  $Q$  es el caudal transportado por la bomba ( $m^3/s$ ).

La resistencia mecánica de la línea se establece según Nekrasov (1986) por la ecuación 2.43:

$$R_c = \left( f_\psi \cdot \frac{L}{D} + \sum \xi_i \right) \cdot \frac{8}{g \cdot \pi^2 \cdot D^4} \quad (2.43)$$

Donde:

$f_\psi$  – Factor de fricción para fluidos Herschel-Bulkley en régimen laminar (adimensional);

$L$  – Longitud de la tubería (m);

$D$  – Diámetro interior (m);

$\sum \xi_i$  – Coeficiente de resistencia total en la instalación.

Para efectuar los cálculos con mayor facilidad se efectuó un análisis de las longitudes equivalentes de tuberías y accesorios. Donde se cuenta con un tramo de conducto rectangular, el que se utiliza para descargar el fluido al tanque, por lo que es necesario llevarlo a un coeficiente de pérdida local, que equivale a cierto valor de longitud de tubería recta como se muestra en la tabla 2.1 (Rodríguez 2013).

Tabla 2.1. Equivalencia de longitud de tubería recta existente en la instalación semi-industrial a un coeficiente de pérdida local.

Tramos de tubería	Diámetro (mm)	Longitud (m)	Coeficiente $\xi$
Conducto rectangular de drenaje al tanque	537	1,61	0,0365

## 2.6. Expresiones para la determinación de costos asociados al sistema hidráulico

Para determinar los costos asociados al sistema, son característicos en la formulación del problema de racionalización del transporte de fluidos, el costo atribuible a las

tuberías (costos fijos) y el costo energético en cuanto a costos de explotación (costos variables) (Aguirre *et al.* 1996; Martínez & Jáuregui 2007; Hechavarría 2009). El costo unitario de consumo energético en que se incide al trasladar un metro cúbico de pulpa laterítica con dispersante se expresa mediante la ecuación 2.44 (Laurencio 2007):

$$C_T = \frac{G_b}{Q \cdot L} \quad (2.44)$$

Donde:

$C_T$  – Costo unitario de transportación (CUC);

$G_b$  – Gasto horario de la bomba (CUC);

$Q$  – Caudal del fluido transportado para el punto de mayor eficiencia (m<sup>3</sup>/s);

$L$  – Longitud de la línea (m).

### 2.6.1. Gasto horario de la bomba (costo variable)

En el siguiente análisis solo se tienen en cuenta los gastos por consumo de energía eléctrica, mostrándose en la ecuación 2.45 (Kenneth 2000).

$$G_b = C_{el\acute{e}ct} \quad (2.45)$$

Donde  $C_{el\acute{e}ct}$  es el costo por el consumo de energía eléctrica expresado en CUP, el cual se determina por la ecuación 2.46:

$$C_{el\acute{e}ct} = \frac{T_a \cdot N_n \cdot t_r}{\eta_m \cdot \eta_b} \quad (2.46)$$

Donde:

$T_a$  – Tarifa de corriente eléctrica de la Universidad de Moa; 0,31 CUP/kW · h;

$N_n$  – Potencia necesaria para transportar el fluido por la bomba (kW);

$t_r$  – Cantidad de horas de funcionamiento (h);

$\eta_m$  – Rendimiento del motor eléctrico; 0,9 %;

$\eta_b$  – Rendimiento de la bomba.

## **2.7. Conclusiones del capítulo**

- Los procedimientos y técnicas experimentales utilizados para el análisis están fundamentadas a partir de la necesidad de la caracterización de la pulpa laterítica con dispersante y su comportamiento en el hidrot transporte por tuberías.
- Se trazó la metodología de cálculo para el hidrot transporte de la pulpa laterítica con dispersante, ajustándose al modelo Herschel-Bulkley, con el objetivo de validar este procedimiento para obtener los puntos operacionales de la bomba.

### 3. CAPÍTULO 3. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

#### 3.1. Introducción

La correcta selección del equipamiento y los instrumentos que se emplean en las diferentes instalaciones industriales, garantiza el adecuado funcionamiento de la empresa, para ello es necesario determinar y analizar el régimen de trabajo de las bombas, para asegurar una eficiente operación del sistema y disminución de los consumos innecesarios de energía.

El **objetivo** de este capítulo es mostrar los resultados obtenidos en esta investigación, el comportamiento del hidrot transporte de la pulpa laterítica con el uso del dispersante Flosperse 600. Utilizando las curvas características de la bomba  $\pi G$  (H–Q, P–Q,  $\eta$ –Q) establecidas por Sablón (2019) con un número de revoluciones de 1 400 r/min y la curva característica de la red utilizando pulpa laterítica con el dispersante analizado, se propone obtener los puntos operacionales del sistema, estableciendo una comparación con los resultados establecidos por Sablón (2019) con la pulpa cruda.

#### 3.2. Densidad de la pulpa laterítica con dispersante

Para obtener los resultados de densidad en base a una mayor confiabilidad, se tomaron tres muestras representativas de pulpa laterítica con dispersante Flosperse 600, las cuales fueron extraídas directamente de la toma de muestra de la línea del flujómetro de la instalación semi-industrial de hidrot transporte de la Universidad de Moa en funcionamiento. En la tabla 3.1 se muestran los datos de la densidad de la pulpa laterítica con el uso del dispersante a una temperatura ambiente de 27 °C utilizando la ecuación 2.1.

Tabla 3.1. Resultados de los experimentos de densidad.

Densidad, $\rho \left( \frac{kg}{m^3} \right)$	Prueba 1	Prueba 2	Prueba 3	Promedio
Densidad de la pulpa laterítica con dispersante	1 469	1 467,48	1 487,7	1 474,72

En la tabla anterior se observa que el valor promedio de la densidad para la pulpa laterítica con el uso del dispersante Flosperse 600 muestra resultados similares obtenidos por investigaciones anteriores (Aziz & Mohamed 2013; Rodríguez 2017; Rosa 2018; Rodríguez *et al.* 2019), donde las mismas establecen valores de densidad con la pulpa cruda cercanos a los valores obtenidos en esta investigación.

Teniendo en cuenta el valor promedio de densidad de la pulpa laterítica con el dispersante obtenido en la tabla 3.1, se despejó el porcentaje de sólidos en peso de la ecuación 2.2 establecida en el capítulo II. Aplicándose una ingeniería inversa y conociéndose los valores de la densidad del sólido y del líquido dispersante obtenidos por Rodríguez (2017) el valor de la concentración de sólidos en peso resultó ser de 45,21 %.

### 3.3. Comportamiento reológico de la pulpa laterítica con dispersante

Utilizando el viscosímetro rotacional RHEOTEST 2 y el método establecido en el capítulo II, se obtienen los valores de gradiente de velocidad y esfuerzo cortante, como se muestra en la tabla 3.2.

Tabla 3.2. Resultados reológicos de la pulpa laterítica con el uso de dispersante.

Gradiente de velocidad (s <sup>-1</sup> )	Esfuerzo cortante (Pa)
169,23	44,23
93,30	41,37
57,08	40,42
30,98	31,86
18,82	28,53
10,40	23,78
6,10	21,40
3,45	14,27
2,06	9,51
1,17	7,13

Una vez obtenidos los valores de gradiente de velocidad ( $\dot{\gamma}$ ) y esfuerzo cortante ( $\tau$ ) se trazó la curva de flujo a partir del diseño de una aplicación informática establecida por Hernández (2017) como se muestra en la figura 3.1, utilizando pulpa laterítica con 45,21 % de sólidos en peso con la aplicación del dispersante Flosperse 600 a temperatura ambiente de 27 °C.



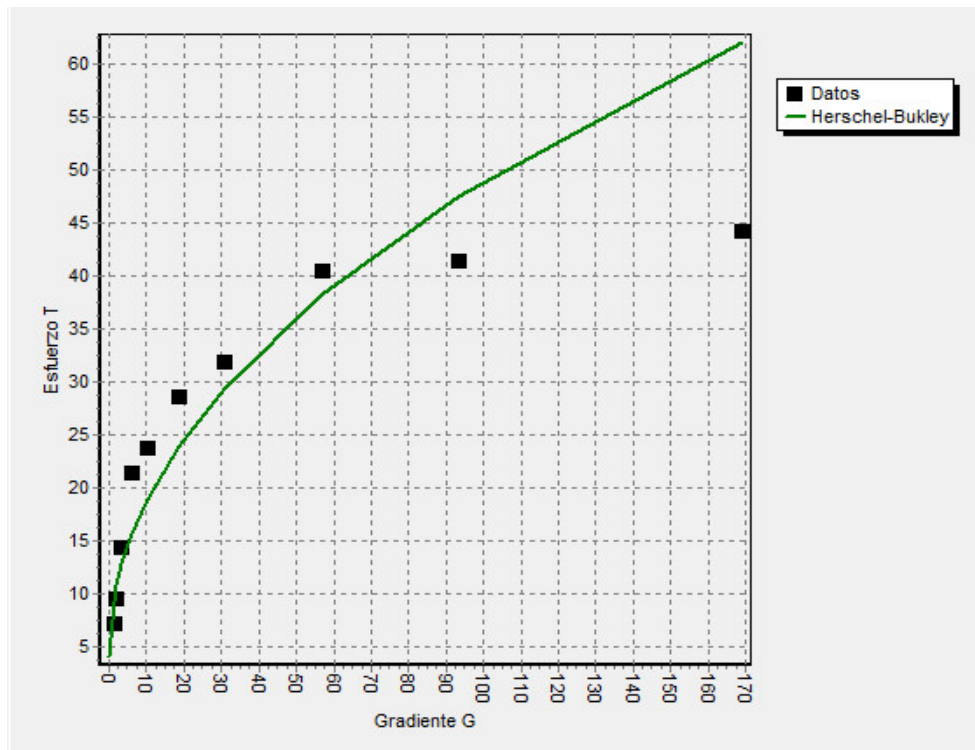


Figura 3.1. Aplicación informática para modelo reológico (Hernández, 2017)

Por la forma de la curva representada en la figura 3.1 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. El coeficiente de correlación (R) de la curva fue de 0,94 respectivamente.

En la tabla 3.3 se resumen los parámetros reológicos y el modelo obtenido para la pulpa laterítica con el uso del dispersante Flosperse 600.

Tabla 3.3. Parámetros reológicos según el modelo de Herschel-Bulkley

% Sólidos	$\tau = \tau_0 + K\gamma^n$			
	$\tau_0$	$K$	$n$	R
45,21	4,001	4,7682	0,4871	0,94

El modelo reológico obtenido mostró un comportamiento plástico real, lo cual confirma los resultados de algunos investigadores (Pérez & Garcell 2006; Pérez *et al.* 2008; Pérez *et al.* 2010; Pérez & Garcell 2011; Rodríguez *et al.* 2016; Hernández *et al.* 2017; Rodríguez 2017; Rosa 2018), no siendo así para otros estudios donde la pulpa es

clasificada, ajustándose al modelo plástico ideal para gradientes de velocidades menores que  $100 \text{ s}^{-1}$  Izquierdo *et al.* (2001).

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos en la tabla 3.3 se pudo comprobar que el esfuerzo cortante inicial y el índice de consistencia (medida de la viscosidad del material) disminuyó considerablemente con la aplicación del dispersante con respecto a los obtenidos por (Rosa 2018; Sablón 2019), resultados que fueron confirmados con investigaciones anteriores (Vasanthan *et al.* 2005; Fadli *et al.* 2011; Hrushu *et al.* 2011; Phulkerd *et al.* 2014).

### 3.4. Comportamiento del flujo de la pulpa laterítica con dispersante por tuberías horizontales

Para clasificar el tipo de flujo experimentado de la pulpa laterítica con dispersante en una tubería horizontal se determinó la caída de presión experimental del fluido en un tramo de longitud recta como se muestra en el capítulo II. Se analiza el fluido con una concentración de sólidos en peso de 45,21 %, determinándose el esfuerzo cortante en la pared de la tubería por la ecuación 2.6, y con el empleo del procedimiento descrito por las ecuaciones 2.4 y 2.5 se determina el radio de concentración en la sección transversal de la tubería como se muestra en la tabla 3.4.

Tabla 3.4. Clasificación del flujo de la pulpa laterítica con dispersante por tuberías horizontales.

<b>Velocidad media, (<math>m/s</math>)</b>	<b>Esfuerzo cortante en la pared de la tubería, (<math>Pa</math>)</b>	<b>Radio, <math>C_T/C_A</math></b>
0,199	20,555	0,999
0,407	27,337	0,999
0,72	34,782	0,999
0,81	36,601	0,999
1,061	41,192	0,999
1,261	44,459	0,999
1,495	47,975	0,999
1,806	52,234	0,999

Según se muestra en la tabla 3.4, el flujo de la pulpa laterítica con el uso del dispersante Flosperse 600, según las velocidades experimentadas se comportó de

forma homogéneo. Se pudo comprobar que el radio de concentración de sólidos en la sección transversal de la tubería es superior en todos los casos que 0,8, confirmándose con los resultados de otras investigaciones (Abulnaga 2002; Shashi 2004; Hu 2006; Wilson *et al.* 2006; Mitchell *et al.* 2007; Bartosik 2010; Moraga *et al.* 2013; Rodríguez 2017), lo cual posibilita aplicar un diseño basado en la reología.

El comportamiento homogéneo de la pulpa laterítica con el uso del dispersante Flosperse 600 se debe a que la concentración de las partículas sólidas se mantiene relativamente constante a lo largo de la sección transversal de la tubería. Esto sucede porque la inercia de la partícula suspendida es bastante despreciable y estas permanecen dispersas uniformemente a lo largo del líquido (Shashi 2004; Rodríguez 2017).

### 3.5. Resultados de los cálculos del gradiente de presión

En la tabla 3.5 se muestran los valores escogidos de presiones puntuales en los manómetros a partir de las pruebas experimentales de gradiente de presión realizadas con la pulpa laterítica con aplicación del dispersante Flosperse 600 en la instalación semi-industrial de la Universidad de Moa, al tener en cuenta la cantidad de fluido por unidad de tiempo que circula en el conducto de diámetro nominal de 150 mm para distintos números de revoluciones del motor de la bomba.

Tabla 3.5. Resultados de los cálculos del gradiente de presión.

Q (m <sup>3</sup> /s)	V (m/s)	$\langle v_z \rangle$ (m/s)	P0 (kPa)	P1 (kPa)	$\Delta P_{exp}/L$ (Pa/m)	$\Delta P_{teo}/L$ (Pa/m)	$\gamma$ (s <sup>-1</sup> )	$f_{\psi}$	Re <sub>m</sub>	Er (%)	Re <sub>mc</sub>	v <sub>c</sub> (m/s)
0,0039	0,21	0,20	48,6	40,0	533,9	534,4	13,4	2,8	29,9	0,09	3071,0	4,12
0,0078	0,42	0,41	47,6	36,3	710,1	715,9	26,8	0,9	86,5	0,83	2877,3	3,94
0,0138	0,74	0,72	123,1	108,6	903,4	905,5	47,3	0,4	204,6	0,23	2760,7	3,84
0,0156	0,83	0,81	102,8	87,6	950,7	948,1	53,3	0,3	245,4	0,27	2740,2	3,82
0,0203	1,09	1,06	103,6	86,5	1069,9	1070,3	69,6	0,2	366,6	0,04	2697,1	3,78
0,0242	1,30	1,26	107,3	88,8	1154,8	1145,3	83,1	0,2	478,8	0,82	2672,3	3,75
0,0285	1,53	1,49	105,7	85,8	1246,1	1245,8	97,9	0,1	613,2	0,02	2649,7	3,73
0,0345	1,85	1,81	93,7	71,9	1356,7	1347,5	118,7	0,1	819,5	0,68	2626,7	3,71

Según los resultados del número de Reynolds modificado en la tabla 3.5, el régimen de flujo experimentado para la pulpa laterítica con dispersante a una concentración de sólidos en peso de 45,21 % se comporta de forma laminar, demostrándose que el

mismo se puede extender hasta valores de 819,5, llegando a superar los valores obtenidos por Sablón (2019) considerando la pulpa cruda, esto demuestra la influencia del dispersante el cual influye directamente en el régimen de flujo en la tubería aumentando la velocidad del fluido (Vasantha *et al.* 2005; Fadli *et al.* 2011; Hrushu *et al.* 2011; Jiménez *et al.* 2011; Phulkerd *et al.* 2014).

Como se muestra en la tabla 3.5 se pudo corroborar que el Reynolds crítico con el uso del dispersante se encuentra considerablemente por debajo con respecto a los resultados de Sablón (2019), lo que demuestra que al utilizar el dispersante se logran alcanzar valores de Reynolds crítico inferiores a los obtenidos con la pulpa cruda y con esto lograr acercarse al régimen de transición viscosa donde el hidrot transporte de los sólidos se realiza con mayor eficiencia (Metzner & Park 1964; Escudier & Presti 1996; Rodríguez 2017).

Según la tabla anterior podemos apreciar que las velocidades críticas también disminuyen con el uso del dispersante, pero siguen siendo superiores a las velocidades medias registradas en la sección transversal de la tubería lo que confirma el régimen de flujo laminar de la pulpa laterítica con el uso del dispersante Flosperse 600. Este comportamiento se atribuye al elevado porcentaje de sólidos en peso de la pulpa, el predominio de partículas finas que trae como consecuencia un aumento de la viscosidad aparente. Estos resultados son corroborados por investigaciones en otros sistemas, los cuáles plantean que el régimen de flujo laminar en pulpas homogéneas no es factible (Cooke 2002; Slatter 2004, 2005, 2006; Mitchell *et al.* 2007; Cowper *et al.* 2010; Paterson 2011; Myers *et al.* 2017; Rodríguez 2017).

Como otro resultado del trabajo, en la tabla 3.5 se muestran los valores del gradiente de velocidad, calculados con el modelo establecido en el tópico 2.5.3, evidenciándose una correspondencia satisfactoria con los resultados expuestos en la reología realizada anteriormente en el apartado 3.3.

Considerando el esfuerzo de corte del fluido con la pared de la tubería se determinó de forma teórica y experimental, la caída de presión para la pulpa laterítica con el uso del dispersante Flosperse 600 como se muestra en la figura 3.2.

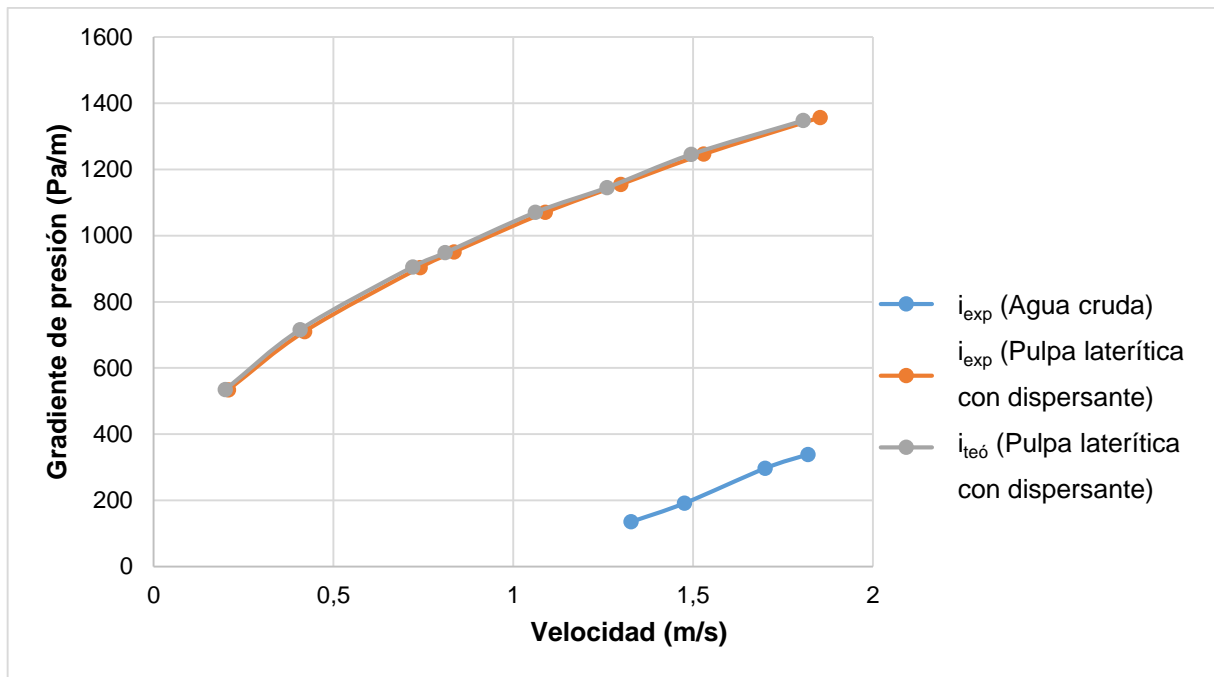


Figura 3.2. Comportamiento del gradiente de presión teórico y experimental.

En el régimen de flujo laminar el error relativo puntual del modelo no superó el 0,83 % y el error relativo promedio al considerar todas las mediciones es igual a 0,37 %, mostrando resultados menores con el uso del dispersante Flosperse 600 que los mostrados por Sabón (2019) utilizando la pulpa cruda. Estos valores indican que existe una correspondencia satisfactoria entre los resultados del gradiente de presión obtenidos experimentalmente y los valores teóricos calculados con el modelo establecido. Los resultados de la metodología aplicada demuestran mayor efectividad que investigaciones anteriores realizadas por Rodríguez (2016; 2017; 2019) donde el error relativo promedio en la predicción es de un valor de 4,6 %.

Los comportamientos mostrados por los valores expuestos en la tabla 3.5 enseñan una probabilidad de efectividad de 99,63 %; lo cual está en correspondencia con los criterios expuestos en la literatura (Legrá & Silva 2011; Retirado 2012; Rodríguez 2017), que abordan la modelación matemática de procesos industriales, donde se especifica que para cálculos de ingeniería una aproximación del 90 % es satisfactoria, debido a que los resultados siempre están influenciados por los errores inherentes al proceso de experimentación.

Teniendo en cuenta los resultados del gradiente de presión teóricos y experimental mostrados en la figura 3.3 se evidencia una disminución del gradiente de presión con respecto a los valores obtenidos por Sablón (2019), lo que se puede interpretar que con el uso del dispersante se garantiza mayores regimenes de flujo con menores pérdidas, es decir, que la bomba necesita un menor esfuerzo para vencer la resistencia del fluido en la línea.

### 3.5.1. Comportamiento del factor de fricción en función del Reynolds modificado

El coeficiente o factor de fricción es uno de los parámetros de gran importancia en el diseño a la hora de considerar las pérdidas de energía mecánica en el transporte de fluidos a través de tuberías, que puede verse para estimar el diámetro del conducto o para evaluar la potencia necesaria del sistema a la hora de transportar los fluidos (Bandala 2001; Ibarz & Barbosa 2001; Vélez 2003; Davidson & Nguyen 2007; Laurencio 2012; Martínez *et al.* 2014).

El factor de fricción y el número de Reynolds, el cual se calculó a través de las ecuaciones establecidas en el capítulo II para un 45,21 % de concentración de sólidos en peso, en función de la pérdida de carga en una sección de tubería, como se muestra en la figura 3.3.

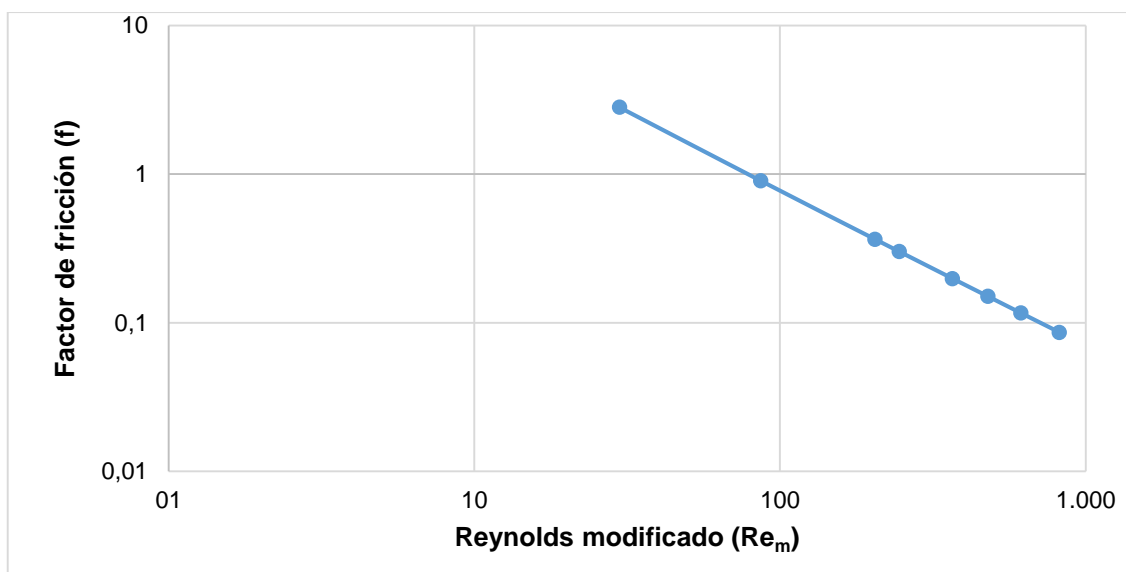


Figura 3.3. Factor de fricción de Darcy en función del número de Reynolds modificado para la pulpa laterítica con dispersante.

Como se muestra en la figura 3.3 a medida que aumenta el número de Reynolds modificado tiende a disminuir el coeficiente de fricción de Darcy siendo estos parámetros inversamente proporcionales.

En régimen laminar la rugosidad de las paredes no afecta al factor de fricción; en cambio, en régimen turbulento la rugosidad si influye sobre la distribución de velocidad y el factor de fricción, donde esta influencia depende mucho de la relación existente entre la profundidad media de los salientes  $e_R$  y el espesor de la subcapa laminar  $\Delta$ . Cuando el grosor de la subcapa laminar es mayor que la profundidad de los salientes ( $\Delta > e_R$ ), el fluido fluye suavemente sobre estos sin que se origine perturbaciones algunas, y la influencia de la rugosidad sobre la magnitud  $f$  no se manifiesta. Esto es lo que ocurre en régimen totalmente laminar o en tubos considerados lisos en régimen turbulento (Garcell *et al.* 2011; Rodríguez 2017).

A través de los resultados expuestos en la figura anterior se pudo comprobar que los valores obtenidos del factor de fricción son menores considerablemente a los resultados de Sablón (2019) con el uso de la pulpa cruda, esto quiere decir que con el uso del dispersante aumenta el número de Reynolds modificado y disminuyó el factor de fricción, lo que se traduce en una disminución de las pérdidas de energía.

A diferencia de la investigación de Rodríguez (2017), se obtuvo como aplicación práctica fundamental del modelo establecido en el presente trabajo, la posibilidad de calcular de manera eficiente el coeficiente de resistencia en función del Reynolds modificado y el parámetro  $\Psi$  que depende del número de Hedstrom y el índice de flujo, lo cual es válido para la evaluación y selección eficiente de los sistemas de hidrotransporte de la pulpa laterítica con el uso del dispersante Flosperse 600 en régimen de flujo laminar, ajustándose a un comportamiento plástico real que responda al modelo Herschel-Bulkley (Shashi 2004).

### **3.6. Análisis del sistema de bombeo de la instalación semi-industrial de hidrotransporte de la Universidad de Moa**

El análisis del sistema de bombeo de la instalación semi-industrial de hidrotransporte de la Universidad de Moa se efectuó con el circuito cerrado, trasladando la pulpa

laterítica con el dispersante Flosperse 600 a una concentración de sólidos en peso de 45,21 %; con la bomba  $\pi$ G, cierre de la válvula de recirculación y la toma del densímetro, con el empleo de la descarga al tanque. En la siguiente tabla 3.6 se exponen los resultados de las velocidades que alcanza la hidromezcla laterítica con dispersante en el momento de su transporte, las áreas de la sección interna transversal de la tubería, el Reynolds modificado y el factor de fricción en correspondencia con los valores del diámetro interior en los conductos de la instalación. Los cálculos teóricos se realizaron para un caudal de 73 m<sup>3</sup>/h y 1 400 r/min.

Tabla 3.6. Resultados de los cálculos de las áreas, velocidades, número de Reynolds modificado y factor de fricción en los conductos de la instalación.

Líneas	Velocidades (m/s)	Áreas (m <sup>2</sup> )	Re <sub>m</sub>	f
Tubería de DN 100	2,482	0,008	1 043,394	0,091
Tubería de DN 150	1,089	0,018	366,626	0,22
Tramo del conducto rectangular de drenaje al tanque DN 537	0,278	0,073	85,312	0,753

Los valores del número de Reynolds modificado ( $Re_m < 2\ 100$ ) alcanzados para las velocidades experimentales corroboran que la pulpa laterítica con el dispersante Flosperse 600 en la tubería se encuentra en régimen laminar; es decir, las partículas del fluido se mueven a lo largo de trayectorias lisas en láminas, deslizándose una capa sobre la otra, constituyéndose la velocidad del fluido máxima en el eje de la tubería y disminuyendo rápidamente hasta anularse en la pared de la misma (Daily & Harleman 1975; McCabe *et al.* 1991; Mataix 1993; Karassik *et al.* 2001; Calderón & Pozo 2011; López 2014).

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos con el uso del dispersante reflejados en la tabla 3.6 se pudo comprobar que el Reynolds modificado en las tuberías de la instalación son mayores que los obtenidos por Sablón (2019) lo que implica una disminución del factor de fricción.

En la tabla 3.7 se muestran los resultados obtenidos del cálculo de las pérdidas por rozamiento lineal y local para la tubería (succión e impulsión) y accesorios empleados en la instalación semi-industrial de hidrotransporte de la Universidad de Moa.



Tabla 3.7. Resultados de los cálculos de las pérdidas por rozamiento y locales en la tubería de succión y la tubería de impulsión.

<b>Tubería de DN 100</b>		
<b>Parámetros (m)</b>	<b>Impulsión</b>	<b>Succión</b>
Pérdidas por rozamiento ( $h_1$ )	8,022	0,435
Pérdidas locales ( $h_2$ )	2,007	0,602
Sumatoria del coeficiente de pérdidas locales ( $\Sigma\xi_i$ )	6,394	1,916
<b>Tubería de DN 150</b>		
<b>Parámetros (m)</b>	<b>Impulsión</b>	<b>Succión</b>
Pérdidas por rozamiento ( $h_1$ )	2,394	0,118
Pérdidas locales ( $h_2$ )	0,125	0,143
Sumatoria del coeficiente de pérdidas locales ( $\Sigma\xi_i$ )	2,076	2,37
<b>Total</b>		
<b>Parámetros (m)</b>	<b>Impulsión</b>	<b>Succión</b>
Pérdidas totales del sistema ( $h_{imp}$ y $h_{succ}$ )	12,551	1,298
Pérdidas dinámicas ( $h_{din}$ )	13,849	
Altura estática para el máximo nivel del líquido en el tanque ( $\Delta Z_{m\acute{a}x}$ )	0,3	
Pérdidas totales para el máximo nivel del líquido en el tanque ( $h_{t_{m\acute{a}x}}$ )	14,149	

Según la tabla 3.7 se puede apreciar que a medida que los diámetros de tuberías son menores las pérdidas por rozamientos aumentan ya que son inversamente proporcionales, se pudo comprobar que las pérdidas por rozamiento son menores que las obtenidas por Sablón (2019) en la instalación para un 41,93 % de concentración de los sólidos en peso con la pulpa cruda, esto depende principalmente de la disminución del factor de fricción de la pulpa laterítica a la hora de utilizar el dispersante, ya que se aumenta el número de Reynolds en la línea. En este caso se pudo comprobar que el factor de fricción influye en mayor medida que la velocidad del fluido en la disminución de las pérdidas. Este comportamiento se pudo comprobar por investigaciones realizadas por otros autores (Ocón 2005; Hechavarría 2009; Balcazar 2013; Braulio 2016).

### **Características de la red para el sistema en la condición del máximo nivel del líquido en el tanque**

En la tabla 3.8 se relacionan los valores de la característica de la red de tuberías y accesorios en función del caudal de trabajo de la bomba, que depende fundamentalmente de la resistencia que existe en la misma.

Tabla 3.8. Característica de la red para el sistema con el máximo nivel del líquido en el tanque.

Carga (m)	0,3	4,5	7,9	9,3	12,2	15,2	18,5	22,1	30,2	34,8
Capacidad (m <sup>3</sup> /h)	0	10	30	40	60	80	100	120	160	180

Con el empleo de las curvas características (H – Q, P – Q,  $\eta$  – Q) obtenidas por Sablón (2019) para la pulpa laterítica cruda a temperatura ambiente de 27 °C con una concentración de sólidos en peso de 41,93 % y la curva de la red del sistema de tubería y accesorios en la instalación, se pueden determinar los puntos operacionales de la bomba  $\pi$ G con y sin el uso del dispersante Flosperse 600 como se muestra en la figura 3.4.

Teniendo en cuenta los resultados del punto de operación de la bomba  $\pi$ G con y sin el uso del dispersante Flosperse 600 se pudo comprobar que la bomba trabaja con una potencia de 34,596 kW, con un rendimiento de 39,9 %, la carga-capacidad de la bomba con el uso del dispersante se encuentra a 24,996 m de columna de pulpa y un valor de flujo de 135 m<sup>3</sup>/h.

Comparando estos resultados con los obtenidos por Sablón (2019) con la pulpa cruda se pudo comprobar que con el uso del dispersante se pueden garantizar mayores flujos logrando incluso el doble de los obtenidos con la pulpa cruda para una resistencia menor del fluido, aumentando así la eficiencia en un 16,4 %.

Los resultados obtenidos por la pulpa cruda reflejados en la figura anterior muestran una reducción del gasto con respecto a la pulpa laterítica con el uso del dispersante Flosperse 600, esto se traduce en que aparezca una probabilidad de una mayor sedimentación en las líneas y así una disminución de los diámetros de la tubería repercutiendo en los consumos energéticos de la bomba. Resultados que se pueden corroborar por investigaciones anteriores, es este caso Gardea (2008).

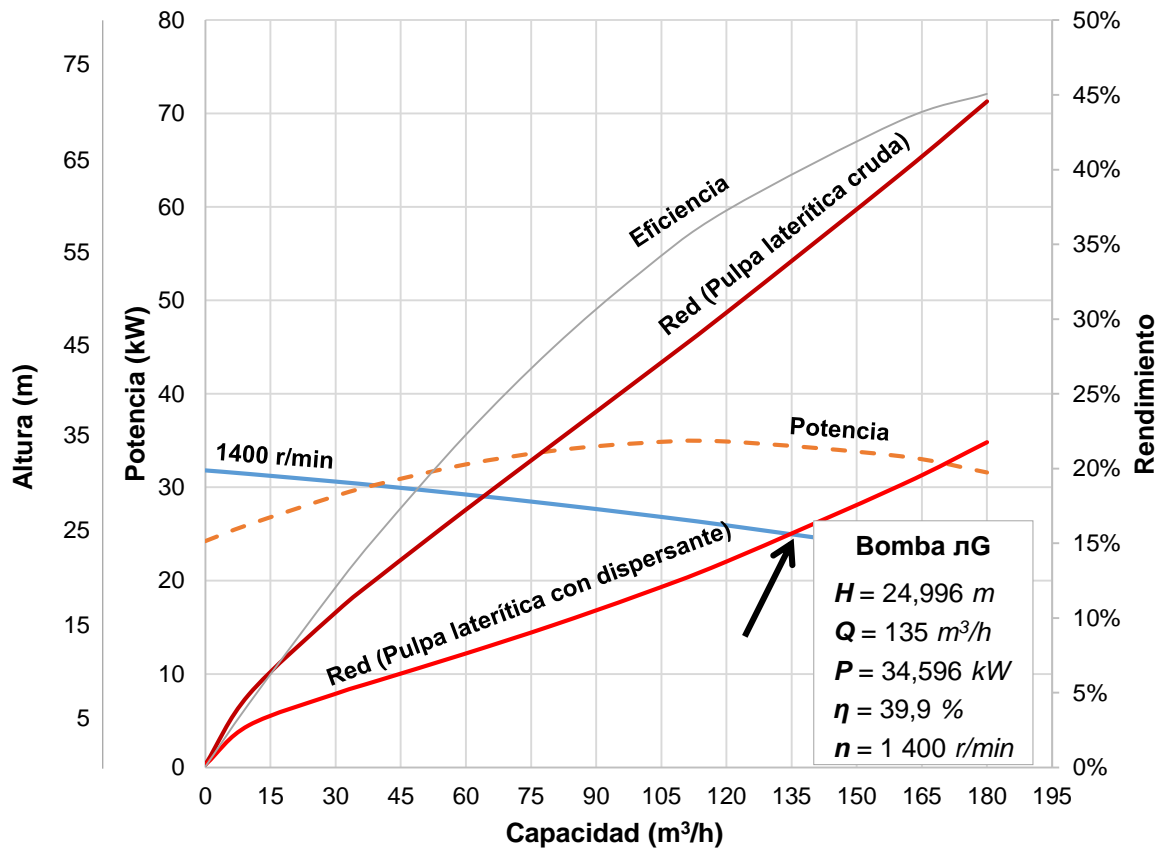


Figura 3.4. Curvas características del sistema y la bomba nG para la condición de la descarga al tanque.

### 3.7. Valoración económica

Una gran parte de los gastos capitales durante el hidrot transporte lo constituye los gastos de energía eléctrica, su economía es una de las direcciones estratégicas de la producción en la etapa actual. Una selección y organización correcta en la explotación del equipamiento de bombeo en régimen económico permite el ahorro de la energía eléctrica, lo que aumenta la efectividad del transporte hidráulico. Teniendo en cuenta siempre los problemas que esta puede causare al medio circundante, Williams (2016).

En la tabla 3.9, se muestran los resultados del análisis del costo energético, en el que se incurre al transportarse pulpa laterítica con dispersante con una concentración de sólidos en peso de 45,21 %, para una longitud de tubería recta horizontal de 61 metros, en tres horas de trabajo con el uso de la descarga del tanque. Para los cálculos se

utilizó un número de revoluciones experimentado en la instalación igual a 1 400 r/min, con la metodología presentada en el tópico 2.9 de capítulo 2.

Tabla 3.9. Costo energético para transportar un m<sup>3</sup> de pulpa laterítica con dispersante.

r/min	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Costo energético (CUP)	Costo totales de transportación (CUP)
1 400	135	0,896	0,391

Como se muestra en la tabla 3.9 los costos totales de transportación de la pulpa laterítica con dispersante Flosperse 600 considerando tres horas de funcionamiento de la bomba dan muy por debajo a los obtenidos por Sablón (2019) considerando la pulpa laterítica cruda para una hora de trabajo. Este resultado se debe principalmente al caudal transportado y no tanto a la potencia consumida por la bomba ya que en ambas investigaciones son similares, por lo que los costos totales de transportación dependen fundamentalmente de los caudales a transportar, es decir, a medida que aumentan los caudales disminuyen los costos totales.

### 3.8. Conclusiones del capítulo

- Se determinó el comportamiento reológico de la pulpa laterítica con el dispersante Flosperse 600 a una concentración de sólidos en peso de 45,21 % ajustándose al modelo Herschel-Bulkley, donde se evidenció una disminución en el esfuerzo cortante inicial y el índice de consistencia demostrándose la incidencia del dispersante.
- De acuerdo con los resultados de caída de presión experimental y teórico en la tubería, el gradiente de presión en el hidrot transporte de la pulpa laterítica con el dispersante Flosperse 600 para las condiciones estudiadas demostró una probabilidad de efectividad de un 99,63 % y su error relativo promedio asociado a su uso es de 0,37 %, lo cual permite validar la metodología empleada.
- Se determinó el punto de operación de la bomba con el dispersante Flosperse 600 y se estableció una comparación con los resultados de Sablón (2019), dando una potencia consumida de 34,596 kW, con un rendimiento de 39,9 %, la carga-capacidad se encuentra a 24,996 m de columna de pulpa y un valor de flujo de 135 m<sup>3</sup>/h.

## CONCLUSIONES GENERALES

- Se determinó el comportamiento reológico y la densidad de la pulpa laterítica con dispersante Flosperse 600 dando una concentración de sólidos en peso de un 45,21 %, ajustándose a un fluido con características plástico real (Herschel-Bulkley), dando valores de tensiones superficiales y índices de consistencia menores que los reportados para la pulpa cruda.
- De acuerdo con los resultados de caída de presión teórico y experimental en la tubería, el gradiente de presión en el hidrot transporte de la pulpa laterítica con dispersante Flosperse 600 para las condiciones estudiadas manifestó una probabilidad de efectividad de un 99,63 % y su error relativo puntual del modelo no superó el 0,83 %, lo cual permite validar la metodología empleada.
- Se determinó el punto de operación de la bomba  $\pi G$  para diferentes condiciones de trabajo utilizando el dispersante Flosperse 600, obteniéndose resultados de 24,9 m y 135 m<sup>3</sup>/h de carga-capacidad, con una potencia consumida por el motor de la bomba de 34,78 kW y un rendimiento de 39,9 %, mejorando la eficiencia del hidrot transporte en un 16,4 % con respecto a la pulpa cruda.

## **RECOMENDACIONES**

La recomendación que se plantea a continuación va encaminada a mejorar el hidrotransporte de pulpa laterítica a escala industrial:

Aplicar los resultados de esta investigación a escala industrial, ya que se demostró que con el uso del dispersante Flosperse 600 a escala semi-industrial se pudieron garantizar regímenes de flujo superiores a los obtenidos con pulpa cruda, todo esto se debe a una disminución de las tensiones superficiales del fluido y del índice de consistencia, traduciéndose en un aumento en los regímenes de flujo, mejorando la eficiencia de la bomba.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ABULNAGA, B. 2002: *Slurry Systems Handbook*. McGraw-Hill, New York, 629 p.
2. AGUIRRE, A.; PÉREZ, R. & MARTÍNEZ, D. 1996: *Mecánica de Fluidos*. Editorial Universo Sur, Cuba.
3. ALBÁN, A. G. 2016: Análisis y simulación aerodinámica de una motocicleta de carretera tipo Custom 125 CC mediante Dinámica de Fluidos Computacional (DFC) y propuesta de diseño de un carenado frontal. Escuela Superior Politécnica de Chimborazo. Riobamba, Ecuador [Tesis de diploma] 84 p.
4. ALEXANDRO, B. 1986: *Investigación y establecimiento de los regímenes de la transportación de las colas del beneficio de la fábrica de Dshezkazgan GMK*. Leningrado.
5. ANTUNA, L. 2018: Modelo experimental de fluidos de alta viscosidad con reologías no-newtonianas. Universidad Nacional Autónoma de México. Ciudad Universitaria [Tesis de diploma] 66 p.
6. ANTUNES, B. L. 2013: Determinação do coeficiente de descarga em ejetores de brocas de perfuração de poços de petróleo e gás. Universidad Tecnológica Federal Do Paraná. Curitiba [Tesis de diploma] 73 p.
7. ARIAS, R.; FALCÓN, J.; CAMPOS, M.; SILVEIRA, Y. & LÓPEZ, O. 2018: Efecto del tratamiento magnético en el comportamiento reológico del diésel. *Tecnología Química* 38(2): 412-427.
8. AZIZ, A. & MOHAMED, H. 2013: A Study of the Factors Affecting Transporting Solid-Liquid Suspension through Pipelines. *Open Journal of Fluid Dynamics* 3: 152-162.
9. BALCAZAR, F. 2013: Análisis de las variables de la cavitación en bombas centrífugas horizontales. Instituto Politécnico Nacional. México [Tesis de diploma] 83 p.
10. BANDALA, M. 2001: Pérdidas por fricción en fluidos no newtonianos. Universidad de las Américas. Puebla, México [Tesis de diploma] 71 p.
11. BARNES, H. A. 2000: *A handbook of elementary Rheology*. University of Wales Press, Aberystwyth, 200 p.

12. BARTOSIK, A. 2010: Application of rheological models in prediction of turbulent slurry flow. *Flow, Turbulence and combustion. Springer-Verlag* 84(2): 277-293.
13. BETANCOURT, R. 1991: *Fenómenos de Transporte*. Centro de Publicaciones de la Universidad Nacional Seccional Manizales, Colombia, 40 p.
14. BIRD, R.; STEWART, W. & LIGHTFOOT, E. 2001: *Transport Phenomena*. 2 ed. John Wiley & Sons, Hoboken, 300 p.
15. BOMBINO, E.; ROCA, G. & LESME, R. 2010: Principales elementos teórico-prácticos para el estudio del secado neumático vorticial de bagazo de caña. *Tecnología Química* 30(2): 74-81.
16. BRAULIO, S. M. 2016: Diseño de un sistema de bombeo en paralelo para la conducción de agua potable del Cárcamo 2 al Cárcamo 3 de la Planta Agrícola Oriental D.F. Instituto Politécnico Nacional. México [Tesis de diploma] 83 p.
17. BRITO, M.; ALEMÁN, I.; FRAGA, E.; PARA, J. & ARIAS, R. 2011: Papel de la modelación matemática en la formación de los ingenieros. *Ingeniería Mecánica* 14(2): 129-139.
18. BROWN, N. & HEYWOOD, N. 1991: *Slurry Handling: Design of solid-liquid systems*. Springer Science & Business Media, London, 680 p.
19. CALDERÓN, A. M.; VARGAS, G. N. & MORALES, Y. J. 2017: Experimento de Reynolds (Construcción de Prototipo). Universidad Cooperativa de Colombia. Villavicencio [Tesis de diploma] 45 p.
20. CALDERÓN, J. R. & POZO, C. X. 2011: Diseño y construcción de un banco de pruebas para pérdidas de carga en tuberías y accesorios con simulación. Universidad Politécnica Salesiana. Quito [Tesis de diploma] 115 p.
21. CÁRCAMO, L. A. 2005: Comportamiento Reológico de Pasta de Murta (*Ugni molinae Turcz*) en Estado Fresco y Congelado. Universidad Austral de Chile. Valdivia [Tesis de diploma] 67 p.
22. CARCASSÉS, R. 2018: Determinación de los parámetros de trabajo en la instalación semi-industrial del Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa [Tesis de diploma] 68 p.
23. CARRILLO, D. A. 2011: Arrastre incipiente de partículas en flujos de fluidos no newtonianos. Universidad de Chile. Santiago de Chile [Tesis de diploma] 54 p.



24. CASALS, J. 2015: Procedimiento para prácticas de laboratorio en la asignatura Mecánica de los Fluidos. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa [Tesis de diploma] 71 p.
25. COLUMBIÉ, A. 2001: Modelación matemática del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa [Tesis doctoral] 98 p.
26. COOKE, R. 2002: Laminar flow settling: the potential for unexpected problems, British Hydromechanics Research Group. En: 15 th International Conference on Slurry Handling and Pipeline Transport. [Memorias] Banff, Canada, Junio, 121-133.
27. COWPER, T.; SABATA, J. & THOMAS, D. 2010: A technical comparison of coal pipeline options. *Hydrotransport* 18: 12-20.
28. CHEN, J. L.; LIU, C. J. & YUE, X. A. 1997: *Drilling fluid flow principle*. Petroleum Industry Press, Beijing.
29. CHHABRA, R. & RICHARDSON, J. 1999: *Non-Newtonian Flow in the Process Industries. Fundamentals and Engineering Applications*. Butterworth Heinemann, Great Britain, 421 p.
30. CHHABRA, R. & RICHARDSON, J. 2008: *Non-Newtonian Flow and Applied Rheology. Engineering Applications*. 2 ed. Butterworth-Heinemann, Woburn, 501 p.
31. CHO, Y. & HARTNETT, J. 1982: Non newtonian fluids in circular pipe flow. *Advances in Heat Transfer* 15: 59-141.
32. DAILY, J. W. & HARLEMAN, D. 1975: *Dinámica de los fluidos*. Trillas, México, 512 p.
33. DARBY, R. 2001: Take the mystery out of non-newtonian fluids. *Chemical Engineering* 9(3): 66-73.
34. DAVIDSON, R. & NGUYEN, D. 2007: A model for pressure drops in the pipeline for nonNewtonian fluids. *Journal of Food Engineering* 80(4): 1011-1015.
35. DORON, P. & BARNEA, D. 1996: Flow pattern maps for solid liquid flow in pipes. *International Journal of Multiphase Flow* 22: 273-283.

36. DRAAD, A.; KUIKEN, G. & NIEUWSTANDT, F. 1998: Laminar-turbulent transition in pipe flow for Newtonian and non-Newtonian fluid. *Journal of Fluid Mechanics* 377: 267-312.
37. DURAND, R. & CONDOLIOS, E. 1952: Experimental investigation of the transport of solids in pipes. En: Deuxieme Journée de l'hydraulique. Societé Hydrotechnique de France, 29-55.
38. ESCUDIER, M. & PRESTI, F. 1996: Pipe flow of a thixotropic liquid. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics* 62: 291-306.
39. ESCUDIER, M.; ROSA, S. & POOLE, R. 2009: Asymmetry in transitional pipe flow of drag-reducing polymer solutions. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics* 161: 19-29.
40. FADLI, A.; SOPYAN, L.; MEL, M. & AHMAD, Z. 2011: Porous alumina through protein foaming-consolidation method: effect of dispersant concentration on the physical properties

*Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*

41. FAN, H. H.; ZHOU, H. B.; PENG, Q. & ZHAI, Y. H. 2014: A generalized hydraulic calculation model for Non-Newtonian fluid pipe flow and its application evaluation. *Proceedings* 2: 23-31.
42. FERNÁNDEZ, P. 2002: *Mecánica de los Fluidos*. Universidad de Cantabria, Santander, 328 p.
43. FRIGAARD, I.; HOWISON, S. & SOBEY, I. 1994: On the stability of Poiseuille flow of a Bingham fluid. *Journal of Fluid Mechanics* 263(25): 133-150.
44. GALLEGOS, L. 2011: Programa para el cálculo de tuberías y bombas centrífugas en procesos de refinación. Universidad del Istmo. Santo Domingo Tehuantepec, Oaxaca [Tesis de diploma] 214 p.
45. GARCELL, L. 2001: *Flujo por tuberías de suspensiones minerales no newtonianas. Apuntes para una monografía*. Universidad de Oriente, Santiago de Cuba, 40 p.
46. GARCELL, L.; DÍAZ, A. & SURÍS, G. 2011: *Transferencia de cantidad de movimiento, calor y masa*. 2 ed. Editorial Félix Varela, La Habana, 345 p.

47. GARCÍA, A. 2015: Estudio CFD del flujo turbulento alrededor de álabes de turbomáquinas con modelo TRANS SST. Universidad Politécnica de Catalunya. Barcelona [Tesis de diploma] 64 p.
48. GARDEA, H. 2008: Bombeo de fluidos no newtonianos. Caso de los lodos residuales. Universidad Nacional Autónoma de México. Ciudad Universitaria [Tesis doctoral] 153 p.
49. GOVIER, G. & AZIZ, K. 1972: *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Krieger Publishing Company, Malabar, Florida, 661 p.
50. GRANADOS, A. 2009: Empuje ascensional aplicado a un problema fundamental de ingeniería. Instituto Politécnico Nacional. México [Tesis de diploma] 46 p.
51. HALDENWANG, R.; CHHABRA, R. & SLATTER, P. 2000: Open channel flow of non-Newtonian fluids. En: 10th International Conference on Transport and Sedimentation of Solid Particles. [Memorias] Wroclaw, Polonia, 4-7 septiembre, 269-280.
52. HALDENWANG, R. & SLATTER, P. 2006: Experimental procedure and database for non-Newtonian open channel flow. *Journal of Hydraulic Research* 44(2): 283-287.
53. HALDENWANG, R.; SUTHERLAND, A.; FESTER, V.; HOLM, R. & CHHABRA, R. 2012: Sludge pipe flow pressure drop prediction using composite power-law friction factor-Reynolds number correlation based on different no-Newtonian Reynolds numbers. *Water SA* 38(4): 615-622.
54. HANKS, R. 1963: The laminar-turbulent transition for fluids with a yield stress. *AIChE Journal* 9: 306-309.
55. HECHAVARRÍA, J. 2009: Optimización del diseño de redes de distribución de agua bajo criterios técnico-económicos. Universidad de Holguín. Cuba [Tesis doctoral] 105 p.
56. HERNÁNDEZ, G.; LEGRÁ, A.; RAMÍREZ, B. & PÉREZ, L. 2017: Modelos matemáticos para pronosticar parámetros reológicos de hidromezclas lateríticas. *Minería y Geología* 33(4): 384-400.

57. HEYWOOD, N. & CHENG, D. 1984: Comparison of Methods for Predicting head loss in turbulent pipe flow of non-Newtonian fluids. *Transactions of the Institute Measurement and Control* 6(1): 33-45.
58. HOUMAN, J. & JHONSON, B. 2003: Commissioning and Operation of the Paste Thickening Farm at Kimberley Combined Treatment Plant. En: Proceedings International Seminar on Paste and Thickened Tailings. [Memorias] Melbourne, Australia, 14-16 mayo.
59. HRUSHI, K.; MANOJ, K. & KARANAM, U. M. 2011: Evaluation of Flow Characteristics of Fly Ash Slurry at 40% Solid Concentration with and Without an Additive. En: World of Coal Ash (WOCA) Conference. USA,
60. HU, S. 2006: *Fluid-Solid Transport in Ducts: Slurry Flows*. Multiphase Flow Handbook, Boca Raton, 1156 p.
61. IBARZ, J. & BARBOSA, G. 2001: Transporte de alimentos fluidos a través de tuberías. Universidad de las Américas. Puebla, México [Tesis de diploma] 60 p.
62. IZQUIERDO, R. & NIKOLAEV, A. 1995a: Investigación de los parámetros y regímenes racionales de hidrotransporte de las pulpas lateríticas aplicables a las condiciones de explotación de la Empresa Comandante Pedro Sotto Alba. *Minería y Geología* 12(1): 57-59.
63. IZQUIERDO, R. & PÉREZ, R. 1995b: Investigación de los parámetros y regímenes racionales de hidrotransporte de las pulpas lateríticas aplicables a las condiciones de explotación de la Empresa Comandante Pedro Sotto Alba. *Minería y Geología* 12(2): 31-36.
64. IZQUIERDO, R.; TURRO, A. & NIKOLAEV, A. 2001: Hidrotransporte del mineral laterítico en régimen estructural. *Minería y Geología* 18(2): 53-59.
65. JHONSON, B. & VIETTI, J. 2003: The design of a Co-Thickened Slimes Disposal System for Kimberley CTP. En: Proceedings International Seminar on Paste and Thickened Tailings. [Memorias] Melbourne, Australia, 14-16 mayo.
66. JIMÉNEZ, B.; ANAYA, M. & DÍAZ, A. 2011: Evaluación y optimización del dispersante aac, para el incremento del % sólidos en dispersiones como aditivos al petróleo. En: IV Congreso Cubano de Minería. La Habana, 1-7.

67. KARASSIK, I. J.; MESSINA, J. P.; COOPER, P. & HEALD, C. 2001: *Pump Handbook*. 3 ed. McGraw-Hill, United States of America, 1789 p.
68. KENNETH, J. 2000: *Bombas: selección, uso y mantenimiento*. McGraw-Hill, México, 371 p.
69. KOTZÉ, R.; HALDENWANG, R.; FESTER, V. & RÖSSLE, W. 2015: In-line rheological characterisation of wastewater sludges using non-invasive ultrasound sensor technology. *Water SA* 41(5): 683-690.
70. LAHIRI, S. & GHANTA, K. 2010: Slurry Flow Modelling by CFD. *Chemical Industry & Chemical Engineering Quarterly* 16(4): 295-308.
71. LAUGHTON, M. & WARNE, D. 2003: *Electrical Engineer's Reference book*. 16 ed. Newnes, 581 p.
72. LAURENCIO, H. 2007: Método de cálculo para el transporte de emulsión de petróleo crudo cubano por tuberías. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa [Tesis de maestría] 71 p.
73. LAURENCIO, H. 2012: Método para la determinación de parámetros racionales de transporte por tuberías del combustible cubano crudo mejorado 650. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa [Tesis doctoral] 100 p.
74. LEGRÁ, A. & SILVA, O. 2011: *La investigación científica: Conceptos y Reflexiones*. Editorial Félix Varela, La Habana, 445 p.
75. LÓPEZ, J. 2014: Diseño hidráulico de un sistema gravimétrico para relaves mineros con un caudal de 202 m<sup>3</sup>/h y 220 m de desnivel. Pontificia Universidad Católica del Perú. Lima [Tesis de diploma] 94 p.
76. LÓPEZ, J. M. 2017: Caracterización experimental del factor de fricción y la rugosidad hidráulica en tuberías de acero al carbono con costura y sin costura. Pontificia Universidad Católica del Perú. Lima [Tesis de maestría] 134 p.
77. MALIN, M. R. 1998: Turbulent Pipe Flow of Herschel-Bulkley Fluids. *International Communications in Heat and Mass Transfer* 25: 321-330.
78. MARTÍNEZ, L. & JÁUREGUI, J. 2007: *Mecánica de los fluidos y máquinas de flujo*. Editorial Universo Sur, Universidad de Cienfuegos, Cuba, 253 p.

79. 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.
80. MATAIX, C. 1993: *Mecánica de fluidos y máquinas hidráulicas*. 2 ed. Ediciones del Castillo S. A., Madrid, 660 p.
81. MCCABE, W. L.; SMITH, J. C. & HARRIOT, P. 1991: *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. 4 ed. McGraw-Hill, España, 1121 p.
82. MÉNDEZ, O. & LÓPEZ, N. 1984: *Flujo de Fluidos y Separaciones Mecánicas*. Ediciones del ISPJAE, La Habana, 137 p.
83. METZNER, A. & PARK, M. 1964: Turbulent flow characteristics of viscoelastic fluids. *Journal of Fluid Mechanics* 20(3): 291-303.
84. METZNER, A. & REED, J. 1955: Flow of non-newtonian fluids-correlation of the laminar, transition, and turbulent-flow regions. *AIChE Journal* 1(4): 434-440.
85. MILLER, I.; FREUND, J. & JHONSON, R. 2005: *Probabilidades y estadísticas para ingenieros*. Volumen I y II. 4 ed. Prentice-Hall Hispanoamericana S.A., México, 624 p.
86. MITCHELL, S.; MYERS, T. & SLATTER, P. 2007: An asymptotic analysis of the laminar-turbulent transition of yield stress fluids in pipes. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics* 66(1): 1-19.
87. MONTGOMERY, D. 2004: *Diseño y análisis de experimentos*. Editorial Félix Varela, La Habana, 325 p.
88. MORAGA, N.; PACHECO, P. & VÉLIZ, J. 2013: Flujo turbulento de pulpas mineras en tuberías con transporte de sólidos en fluidos no newtonianos. En: ESSS Conference & Ansys Users Meeting. [Memorias] Hotel Atton Vitacura, Santiago, Chile, 18-19 abril, 1-41.
89. MOTT, R. L. 2006: *Mecánica de fluidos*. 6 ed. Pearson Educación, México, 644 p.
90. MYERS, T.; MITCHELL, S. & SLATTER, P. 2017: An asymptotic analysis of the laminar-turbulent transition of yield stress fluids in pipes. *Journal of Physics* 811: 1-14.

91. NAYYAR, M. L. 2000: *Slurry and Sludge Piping. Piping Handbook*. 7 ed. McGraw-Hill, New York.
92. NEKRASOV, B. 1986: *Hidráulica*. Editorial Pueblo y Educación, La Habana, 432 p.
93. NEWITT, D. M.; RICHARDSON, J. F.; ABBOT, M. & TURTLE, R. B. 1955: Hydraulic Conveying of Solids in Horizontal Pipes. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers* 33: 93-113.
94. NOUAR, C. & FRIGAARD, I. 2001: Nonlinear stability of Poiseuille flow of a Bingham fluid. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics* 100(1): 127-149.
95. NTAMBA, B. M. 2011: Non-Newtonian pressure loss and discharge coefficients for short square-edged orifice plates. Cape Peninsula University of Technology. Cape Town [Tesis de maestría] 143 p.
96. OCÓN, A. R. 2005: Resistencia al flujo en escurrimientos turbulentos completamente desarrollados conducidos por canales abiertos. Universidad Nacional Autónoma de México. Ciudad Universitaria [Tesis de maestría] 130 p.
97. OLÁN, J. 2018: Propuesta para el diseño de un separador bifásico a baja presión como uso didáctico para el área de ingeniería petrolera. CIATEQ. Villahermosa, Tabasco [Tesis de maestría] 87 p.
98. PATERSON, A. 2011: The pipeline transport of high density slurries: a historical review of past mistakes, lessons learned and current technologies. *Mining Technology* 121(1): 37-45.
99. PEIXINHO, J.; NOUAR, C.; DESAUBRY, C. & THERON, B. 2005: Laminar transitional and turbulent flow of yield stress fluid in a pipe. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics* 128(2): 172-184.
100. PEKER, S. 2007: *Solid-Liquid Two Phase Flow*. Elsevier Science, United States of America, 534 p.
101. PÉREZ, L.; CARDERO, Y.; LAMOTH, Y. & GARCELL, L. 2008: Estudio del comportamiento reológico de una suspensión industrial de laterita. *Tecnología Química* 18(1): 22-23.

102. 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* 16(1): 40-47.
103. PÉREZ, L. & GARCELL, L. 2011: Análisis del efecto de las principales variables que determinan el comportamiento reológico de suspensiones limoníticas. *Tecnología Química* 21(3): 106-118.
104. PÉREZ, L.; GARCELL, L.; ROJAS, A. L. & SIMÕES, 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.
105. PHULKERD, P.; THONGCHUL, N.; BUNYAKIAT, K. & PETSOM, A. 2014: Coal water slurry using dispersant synthesized from cashew nut shell liquid (CNSL). *Fuel Processing Technology* 119: 256-262.
106. RETIRADO, Y. 2012: Modelación matemática del proceso de secado natural de las menas lateríticas. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa [Tesis doctoral] 99 p.
107. REYNOLDS, O. 1883: An experimental investigation of the circumstances which determine whether the motion of water shall be direct or sinous, and of the law of resistances in parallel channels. *Philosophical Transactions of the Royal Society of London* 174: 935-982.
108. REZA, G. 2000: *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías*. McGraw-Hill, New York, 215 p.
109. RODRÍGUEZ, M. 2013: Cálculo verificativo de la instalación semi-industrial de hidrotransporte del Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa [Tesis de diploma] 75 p.
110. RODRÍGUEZ, M. 2017: Determinación del gradiente de presión en el hidrotransporte de pulpa laterítica. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa [Tesis de maestría] 109 p.
111. RODRÍGUEZ, M.; IZQUIERDO, R.; MONTERO, R. & WILLIAMS, M. 2016: Cálculo del gradiente de presión en el hidrotransporte de pulpa laterítica en régimen laminar a través de una tubería horizontal. *Minería y Geología* 32(4): 49-62.



112. RODRÍGUEZ, M.; RODRÍGUEZ, I.; IZQUIERDO, R. & ANGULO, H. 2019: Factor de fricción de la pulpa laterítica considerada como fluido Herschel-Bulkley en régimen de flujo laminar. *Minería y Geología* 35(1): 113-125.
113. ROMERO, C. P. 2018: Floculación y viscosidad de suspensiones de sílice coloidal en presencia de sales de agua de mar. Universidad de Concepción. Chile [Tesis de diploma] 72 p.
114. ROSA, Y. 2018: Coeficiente de corrección de carga para transporte de hidromezcla laterítica. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa [Tesis de maestría] 69 p.
115. RUDMAN, M. & BLACKBURN, H. 2006: Direct numerical simulation of turbulent non-Newtonian flow using a spectral element method. *Applied Mathematical Modelling* 30: 1229-1248.
116. RUDMAN, M. & BLACKBURN, H. 2012: Turbulence Modification in Shear Thinning Fluids: Preliminary Results for Power Law Rheology. En: 18 th Australasian Fluid Mechanics Conference. [Memorias] Launceston, Australia, 3-7 diciembre, 1-4.
117. RUDMAN, M.; BLACKBURN, H.; GRAHAM, L. & PULLUMAN, L. 2001: Weakly Turbulent Pipe Flow of a power Law Fluid. En: Australasian Fluid Mechanics Conference. [Memorias] Adelaide, Australia, 10-14 diciembre, 925-928.
118. SABLÓN, L. 2019: Evaluación del hidrot transporte de la pulpa laterítica a escala semi-industrial. Universidad de Moa. Moa [Tesis de diploma] 107 p.
119. SELLIN, R.; HOYT, W. & SCRIVENER, O. 1982a: The effect of drag reducing additives on fluid flow and their Industrial. *Journal Hydraulic Research* 20: 29-68.
120. SELLIN, R.; HOYT, W. & SCRIVENER, O. 1982b: Present applications and future proposals. *Journal Hydraulic Research* 20: 292-353.
121. SHAMES, I. H. 1995: *Mecánica de fluidos*. 3 ed. McGraw-Hill, Colombia, 850 p.
122. SHASHI, M. 2004: *Piping calculation manual*. Mc Graw-Hill, New York, 659 p.
123. SINGH, J.; RUDMAN, M.; BLACKBURN, H. M.; CHRYSS, A.; PULLUM, L. & GRAHAM, L. 2016: The importance of rheology characterization in predicting turbulent pipe

- flow of generalized Newtonian fluids. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics* 232: 11-21.
124. SKELLAND, A. 1970: *Non-Newtonian Flow and Heat Transfer*. Edición Revolucionaria, La Habana, 400 p.
  125. SLATTER, P. 1995a: Transitional and turbulent flow of non-Newtonian slurries in pipes. University of Cape Town. Republic of South Africa [Tesis doctoral] 172 p.
  126. SLATTER, P. 1996: Reynolds number for yield pseudoplastic and Bingham plastic fluids. *Hydrotransport* 13: 97-113.
  127. SLATTER, P. 1997: The role of the yield stress on the laminar/turbulent transition. En: 9th International Conference on Transport and Sedimentation of Solid Particles. [Memorias] Cracow, Poland, 2-5 septiembre, 547-561.
  128. SLATTER, P. 1999a: The role of rheology in the pipelining of mineral slurries. *Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review* 20: 281-300.
  129. SLATTER, P. 1999b: The laminar/turbulent transition prediction for non-Newtonian slurries. En: International Conference Problems in Fluid Mechanics and Hydrology. [Memorias] Czech Republic, Prague, 23-26 junio, 247-256.
  130. SLATTER, P. 2004: The hydraulic transportation of thickened sludges, Proceedings of the 2004 Water Institute of Southern Africa (WISA). En: Biennial Conference. [Memorias] Cape Town, South Africa, 2-6 mayo, 1311-1315.
  131. SLATTER, P. 2005: Tailings Transport-Back to Basics!; Invited Keynote Address. En: International Seminar on Paste and Thickened Tailings. [Memorias] Santiago, Chile, 20-22 abril, 165-176.
  132. SLATTER, P. 2006: Plant design for slurry handling. *The Journal of The Southern African Institute of Mining and Metallurgy* 106: 687-692.
  133. SLATTER, P. & LAZARUS, J. 1993: Critical flow in slurry pipe-lines. *Hydrotransport* 12. En: 12th International Conference on Slurry Handling and Pipeline Transport. [Memorias] Brugge, Bélgica, 28-30 septiembre, 639-654.
  134. SLATTER, P. & WASP, J. 2000: The laminar/turbulent transition in large pipes. En: 10th International Conference on Transport and Sedimentation of Solid Particles. [Memorias] Wroclaw, Poland, 4-7 septiembre, 389-399.

135. STEFFE, J. 1996: *Rheological methods in food process engineering*. 2 ed. Freeman Press, 428 p.
136. STREETER, V. L. 1970: *Mecánica de los fluidos*. McGRAW-HILL, México, 747 p.
137. SWAMEE, P. & AGGARWAL, N. 2011: Explicit equations for laminar flow of Herschel-Bulkley fluids. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 89: 1426-1433.
138. TURIAN, R. & YUAN, T. 1971: Pressure Drop Correlation Pipeline Flow of Solid Liquid Suspensions. *AIChE Journal* 17(4): 809-817.
139. VASANTHA, K. G.; SASIDHARAN, K.; SAPNA, M. & NATARAJAN, R. 2005: Dispersion and rheological studies of Y-PSZ tape casting slurry. *Bull. Mater. Science* 28(2): 103-108.
140. VÉLEZ, J. 2003: *Apuntes de los Cursos: Ingeniería de Alimentos I, II y III. Cursos de la Licenciatura en IA*. Universidad de las Américas, Puebla, México.
141. VIERA, R.; LÓPEZ, S. & NOEMÍ, M. 1988: *Modelación matemática para ingenieros químicos*. Editorial Pueblo y Educación, La Habana, 240 p.
142. VIKTOROVITSJ, D. 2015: Evaluation of Rheology and Pressure Losses for Oil-based Drilling Fluids in a Simulated Drilling Process. Norwegian University of Science and Technology. Trondheim [Tesis de diploma] 55 p.
143. VILLARROEL, L. F. 2015: Simulación numérica de un flujo de agua a través de una válvula tipo mariposa de doble excentricidad. Pontificia Universidad Católica del Perú. Lima [Tesis de maestría] 96 p.
144. WASP, E.; KENNY, J. & GANDHI, R. 1977: *Solid-Liquid Flow: Slurry Pipeline Transportation*. Transactions Technical Publications, New York, 224 p.
145. WILSON, K. 1996: Laminar-turbulent transition locus for power law non-Newtonians. *Hydrotransport* 13: 61-74.
146. WILSON, K.; ADDIE, G.; SELLGREN, A. & CLIFT, R. 2006: *Slurry Transport Using Centrifugal Pumps*. 3 ed. Springer, New York, 432 p.
147. WILLIAMS, M. 2016: Determinación de la velocidad crítica en el transporte de la pulpa laterítica en la fábrica "Pedro Sotto Alba". Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa [Tesis de diploma] 62 p.

## ANEXOS

### Anexo 1. Estación experimental de hidrotransporte de la Universidad de Moa.

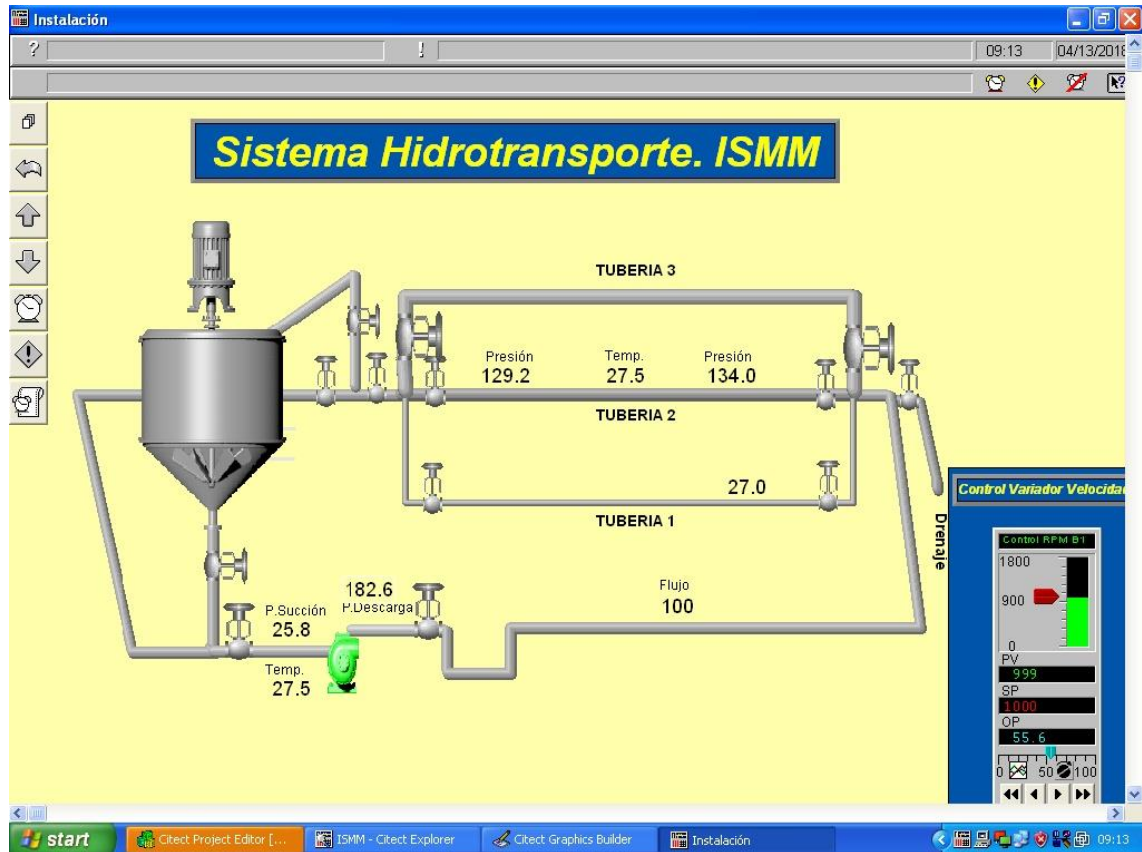


Figura 1. Esquema de la instalación semi-industrial de hidrotransporte de la Universidad de Moa.

**Anexo 2.** Equipos e instrumentos utilizados para las técnicas experimentales.



Figura 1. Viscosímetro rotacional de cilindros concéntricos RHEOTEST 2 y analizador de humedad RAD WAG.



Figura 2. Picnómetros y Balanza digital.



Figura 3. Probeta de 1000 ml.

**Anexo 3.** Autómata programable Simatic S7 300 conectado a una red de comunicación Ethernet.



Figura 1. Medios para procesar la información de las corridas a una PC.

**Anexo 4. Instrumentación de la instalación semi-industrial de la Universidad de Moa.**



Figura 1. Instalación semi-industrial de la Universidad de Moa.

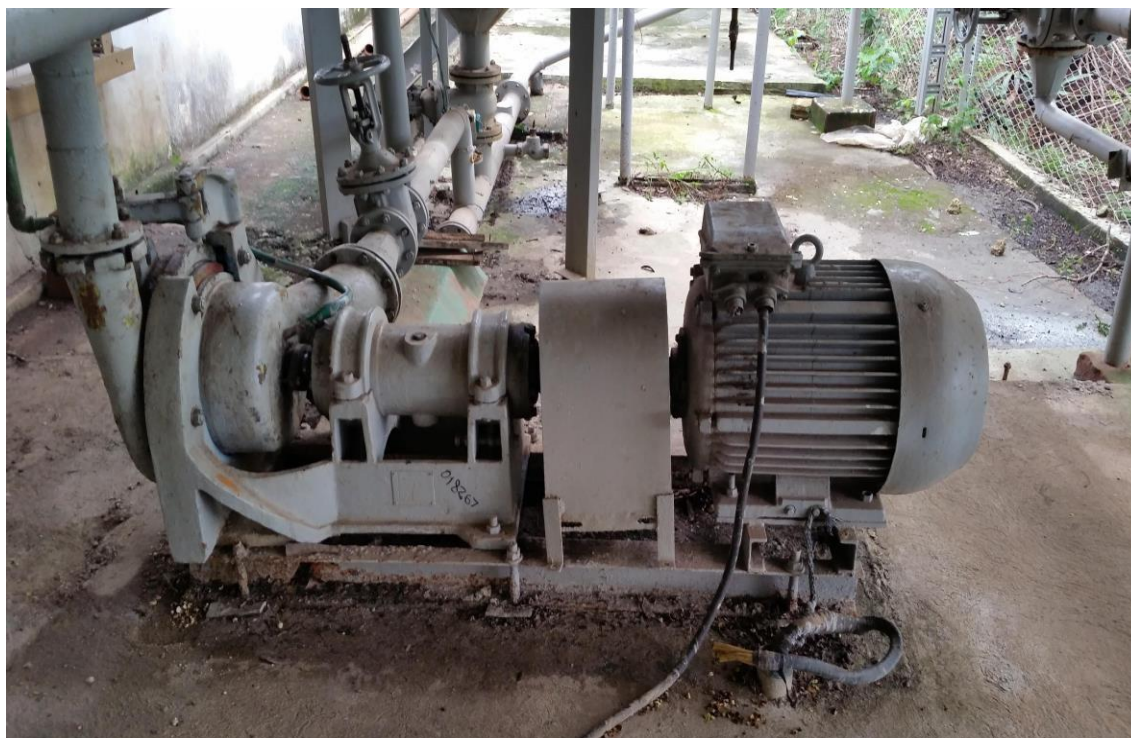


Figura 2. Bomba centrífuga  $\pi G$ .

### **Sensor de presión SITRANS P PED: SEP C6**

Este transmisor capta la variable de proceso, la transforma en eléctrica y la transmite en corriente a un autómata programable. Tiene una precisión de 0,2 % del alcance de medida.

Marca: SIEMENS, Made in France

Tipo: D-76181 Karlsruhe

Nr. Fab. N1-T926-9532239

Un: DC 10,5.....45V (no Ex) Salida 4...20 mA

Alcance de medida: 0,01...1 bar

Límites de sobrecarga: -1...6 bar

Class de protección IP65



(Catálogo facilitado por el fabricante " SITRANS P measuring instruments for pressure. Transmitters for pressure y datos sacados de la Chapilla Técnica del Equipo).

### **Termo Resistencia PT-10 "sa TERMIBEL N.V"**

Cuya medición está basada en la propiedad que poseen todos los conductores de variar su resistencia en función de la temperatura. La resistencia eléctrica aumenta con el crecimiento de la temperatura y entonces hablamos de coeficiente de temperatura positivo PTC (Positive Temperature Coeficient), esto por ejemplo con las termo resistencias de platino.

Réf: T Co 61- 2009

PAVE. DU ROEULX Z.1.

B-7110 STREPY-BRACQUEGNIES Marca: ISO 9001

Type: Pt 100

Range: 0/1000C

s.n.: T-40



(Catálogo facilitado por el fabricante " USM- Instrumentación y Automatización – Sem. I 2005 y datos sacados de la Chapilla Técnica del Equipo).



## Flujómetro



Está diseñado para medir un flujo máximo de 200 m<sup>3</sup>/h.

## Densímetro DT 301 (Density Transmitter)

Con una exactitud de  $\pm 0,1$  %. Este transmisor es un instrumento desarrollado para la medición continua, en una línea de concentración líquida y densidad, directamente en el proceso industrial. Está diseñado para las aplicaciones de mando de proceso, los transmisores generan una señal de 4-20 mA proporcional a la concentración de la densidad.

Marca: Smar

Tipo: DT 301

Serial No: 3794-08

Temp. 60 0C máx

Vmáx. 30 Vdc

Imáx. 110 mA



(Catálogo facilitado por el fabricante " DT301 SMART CONCENTRATION/DENSITY TRANSMITTER y datos sacados de la Chapilla Técnica del Equipo).

### **Medidor de nivel BM 700 (Level-Radar)**

Sirve exclusivamente para la medición del nivel, de la distancia, del volumen y para la medición por reflexión de líquidos, pastas, lodos, mercancías a granel y cuerpos sólidos. El instrumento tiene una exactitud de  $\pm 0,05 \%$ , con clase de protección IP 67.

Marca: KROHNE.

Fabricado: Duesburg Germany

Altura del tanque (rango medio) 0,5 m a 20 m (1,64 pies a 65,6 pies)

Precisión de la medida (distancia) desde 1 m (3,3 pies):  $\pm 1$  cm, hasta 3,3 m (10,8 pies):  $\pm 0,3 \%$

Código: C € 0682

Versión: 5.05

Vk-Auftrag: 886085/010

Serien-Nr: 8/348465.002

Baujahr: 2008

Manufact: 160120080623

Hilfsenergie: 24V DC/AC

Ausgangssignale: 4...20 mA HART



(Catálogo facilitado por el fabricante " Installation and operating instructions Level-Radar BM 700 y datos sacados de la Chapilla Técnica del Equipo).

**Anexo 5. Material utilizado como dispersante.**

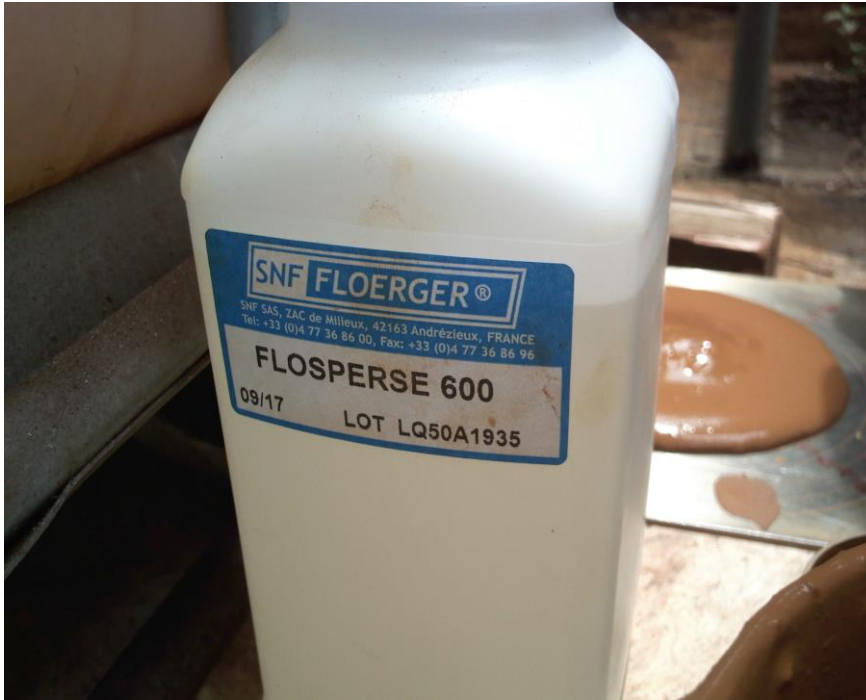


Figura 1. Dispersante Flosperse 600.



Figura 2. Pulpa laterítica con el uso del dispersante Flosperse 600.

**Anexo 6.** Velocidad de sedimentación de la pulpa laterítica cruda.

Tabla A1. Velocidad de sedimentación en función del porcentaje de sólido de la pulpa laterítica.

<b>Porcentaje de sólidos en peso <math>W_p</math>, (%)</b>	<b>Concentración de la suspensión, (g/l)</b>	<b>Velocidad de sedimentación (m/s)</b>
44	642,7	$0,80 \cdot 10^{-6}$

**Anexo 7.** Características constructivas de la instalación semi-industrial de hidrotransporte de la Universidad de Moa.

Tabla A1. Características de los elementos constructivos de la instalación semi-industrial.

<b>Líneas fundamentales (diámetros interiores)</b>		
Diámetros en impulsión de la bomba $\mu$ G 126/25	Tubería de impulsión predominante	102 mm
	Tubería del flujómetro	102 mm
	Conducto rectangular de drenaje al tanque	537 mm
Diámetros en la succión de la bomba $\mu$ G 126/25	Tubería de succión	102 mm
	Tubería de la salida al tanque	154 mm
<b>Longitudes de tuberías</b>		
Longitudes en la impulsión de la bomba $\mu$ G 126/25	Tubería de impulsión de DN 100 con la descarga en la succión de la bomba	31,3 m
	Tubería de impulsión de DN 100 con la descarga al tanque	28,75 m
	Conducto rectangular de drenaje al tanque de diámetro equivalente 537	1,61 m
	Tubería de impulsión de DN 150 con la descarga en la succión de la bomba	27,69 m
	Tubería de impulsión de DN 150 con la descarga al tanque	25,16 m
Longitudes en la succión de la bomba $\mu$ G 126/25	Tubería de succión DN 100	2,115 m
	Tubería de salida del tanque de DN 150	1,36 m
	Tubería de succión	3,475 m

**Anexo 8.** Coeficientes de pérdidas locales en la impulsión para la descarga al tanque.

Tabla A1. Coeficientes de pérdidas locales para la línea de impulsión de DN 100.

<b>Accesorios en la línea de impulsión de DN 100</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Coeficiente de resistencia <math>\xi</math></b>
Válvula de compuerta DN 100	2	0,136
Codo 90° DN 100	9	0,51
Ye DN 100	1	0,5
Te flujo desviado a 90°	1	1,02
Ensanchamiento	1	0,25

Tabla A2. Coeficientes de pérdidas locales para la línea de impulsión de DN 150.

<b>Accesorios en la línea de impulsión de DN 150</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Coeficiente de resistencia <math>\xi</math></b>
Válvula de compuerta DN 150	2	0,12
Codo 90° DN 150	2	0,45
Te flujo desviado a 90°	1	0,9