

**REPÚBLICA DE CUBA
MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO
Dr. ANTONIO NUÑEZ JIMÉNEZ
FACULTAD METALURGIA ELECTROMECAÁNICA
DEPARTAMENTO INGENIERÍA MECÁNICA**

**DETERMINACIÓN DE LA VELOCIDAD CRÍTICA EN EL
TRANSPORTE DE LA PULPA LATERÍTICA EN LA
FÁBRICA "PEDRO SOTTO ALBA".**

Tesis presentada en opción al título de ingeniero mecánico

Autor: Mario Daniel Williams Rey

Tutor: Ing. Michel Rodríguez Ismar

Dr.C. Reineris Montero Laurencio

Moa- 2016

Año 58 de la Revolución

PENSAMIENTO

“...Frecuentemente digo que cuando usted puede medir lo que está hablando y expresarlo en números, usted sabe algo de ello, pero cuando usted no pueda expresarlo en números su conocimiento es pobre y de una calidad poco satisfactoria; puede ser el principio del conocimiento, pero en sus pensamientos usted apenas ha avanzado al estado de la ciencia, cualquiera que sea el asunto de que se traté...”

William Thomson

DECLARACIÓN DE AUTORÍA

Yo Mario Daniel Williams Rey autor de este trabajo de diploma y los tutores: Michel Rodríguez Ismar y Reineris Montero Laurencio declaramos la propiedad intelectual de este al servicio del Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa y la fábrica "Comandante Pedro Sotto Alba" para que dispongan de su uso cuando estimen conveniente.

Para que así conste firman lo presente a ___ días del mes de junio del año 2016.

Mario Daniel Williams Rey

Ing. Michel Rodríguez Ismar

Dr.C. Reineris Montero Laurencio

DEDICATORIA

...a mis padres, familiares y compañeros de aula que me apoyaron en todo momento. Al Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, en el que me he formado como profesional. En especial a mi abuela...

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a todas aquellas personas, que de una manera u otra han contribuido a la realización de este trabajo; a mis tutores el Ing. Michel Rodríguez Ismar y el Dr.C. Reineris Montero Laurencio, a Ulises Caballero Velázquez, al Ms. C. Ciro San, por apoyarme en el transcurso de la realización de este trabajo, así como a los profesores del Departamento de Mecánica por los conocimientos impartidos a lo largo de la carrera.

A mis padres, por su total entrega para poder llegar a ser un profesional de valores éticos y a mi familia en general, por el apoyo brindado y por siempre estar dispuestos a ayudarme.

A los trabajadores de la planta Espesadores de Pulpa en la fábrica "Comandante Pedro Sotto Alba".

A mis amistades y compañeros de escuela que con su apoyo desinteresado han contribuido a que alcanzara esta meta.

A la Revolución Cubana que me ha dado la oportunidad de formarme como profesional.

A todos, muchas gracias.

Resumen

En la fábrica comandante Pedro Sotto Alba se presentan problemas con el trasiego de la pulpa laterítica en la planta de Espesadores. En función de resolver esta situación, se determinaron los parámetros reológicos de este fluido no newtoniano ajustándose al modelo Herschel – Burkley. A partir de la clasificación reológica de la pulpa como plástico real, se evaluó el sistema de bombeo de los tanques 114-PU-1E/F, teniendo una relación carga-capacidad de 60 m y 799 m³/h cuando el trasiego se realiza con dos bombas en paralelo y de 55 m y 597 m³/h al transportarse con una sola bomba. Se realizó un análisis de las velocidades críticas de deposición en las redes de tuberías de las bombas de fondo de los tanques espesadores. Con los datos de velocidades críticas, se determinó que no existe sedimentación para las concentraciones de sólido en peso de 43 y 44 %. La metodología de cálculo propuesta para determinar la caída de presión en función de la clasificación reológica es válida a partir de considerar el ajuste del modelo en 91%.

Summary

In the commanding factory Pedro Sotro Alba is presenting problems with the transport of the lateritic mineral in the plant of Espesadores of Pulp. After solving this situation, it was determined: the behavior and the parameters reológicos of the lateritic pulp, not giving a behavior of a non Newtonian fluid adjusted to of the model Herschel - Burkley. When obtaining the rheological classification, the pump system of the tanks 114-PU-1E/F was evaluated, having a relationship load-capacity 60 m and 799 m³/h when the transport of the lateritic slurry is carried out in parallel and of 55 m and 597 m³/h when transported being with a single pump. Also it carried out an analysis of the critical velocity of deposition in the piping systems of the tank's underflow pump, determining that idisnot might be present the sedimentation with 43 and 44 by weight solids concentration. The calculation methodology proposed to determine the fall of pressure in function of the rheological classification is valid starting from considering the adjustment of the pattern in 91%.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN

MARCO TEÓRICO DE LA INVESTIGACIÓN.....	1
1.1. Introducción	1
1.2. Trabajos precedentes	1
1.3. Máquinas de flujo.....	5
1.3.1. Bombas centrífugas y factores hidráulicos del sistema.....	5
1.3.2. Características de las máquinas centrífugas.....	6
1.3.3. Leyes de la semejanza en bombas centrífugas	9
1.3.4. Conexiones en serie y en paralelo de bombas centrífugas	11
1.4. Principales propiedades y características de los fluidos	12
1.5. Modelo reológico más utilizado y sus curvas de flujos.....	17
1.6. Velocidades críticas	20
1.6.1. Velocidad de sedimentación.....	20
1.6.2. Velocidades críticas de deposición (o límites de deposición).....	23
1.7. Conclusiones del capítulo	23
MATERIALES Y MÉTODOS EMPLEADOS EN EL ESTUDIO DEL TRANSPORTE DE LA PULPA LATERÍTICA.....	24
2.1. Introducción	24
2.2. Descripción de la instrumentación y el equipamiento tecnológico de los tanques 114-TK- 1E/F	24
2.2.1. Descripción de la instrumentación.....	25
2.3. Aspectos a seguir en la investigación	26
2.4. Granulometría de la pulpa laterítica	27
2.5. Técnicas experimentales para el análisis de la pulpa laterítica.....	27
2.5.1. Técnica experimental empleada para el análisis de las densidades ..	28

2.5.2. Técnica experimental empleada para el análisis de velocidad de sedimentación.....	28
2.5.3. Técnica experimental para el análisis reológico de la pulpa laterítica	30
2.5.4. Técnica experimental empleada para la determinación de la caída de presión	31
2.6. Metodología de cálculo para un fluido no newtoniano en flujo laminar ajustándose al modelo Herschel-Burkley.....	32
2.7. Característica de la red.....	36
2.8. Metodología del cálculo energético en bombas centrífugas	36
2.9. Metodología empleada para el cálculo de la velocidad de transporte de la pulpa laterítica	38
2.10. determinar la pérdida de carga en tuberías	41
2.10.1. Análisis experimental del gradiente de presión durante el transporte de la pulpa laterítica.....	41
2.11. Análisis estadístico de los datos de proceso	42
2.12. Conclusiones del capítulo.....	43
ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS DEL HIDROTRANSPORTE DE LA PULPA LATERÍTICA.....	44
3.1. Introducción	44
3.2. Resultados de los análisis de densidades de la pulpa laterítica	44
3.3. Resultados del análisis de la velocidad de sedimentación de la pulpa laterítica	44
3.4. Resultados del estudio de la velocidad crítica de transporte de la pulpa laterítica	47
3.5. Comportamiento de las propiedades reológicas de la pulpa laterítica	50
3.6. Análisis del sistema de bombeo de la pulpa laterítica con los tanques TK - 1E/F	52

3.7. Resultados de los cálculos del gradiente de presión durante el hidrot transporte de la pulpa laterítica.....	58
3.8. Valoración económica.....	60
3.8.1. Gasto de explotación de la instalación de bombeo del tanque 114-TK-1F al colector común para transportar un m ³ de pulpa laterítica.....	60
3.9. Impacto medioambiental.....	62
3.10. Conclusiones del capítulo.....	62
Conclusiones Generales.....	I
Recomendaciones.....	II
Bibliografía.....	III
ANEXOS.....	VII

INTRODUCCIÓN

El principio de acción del transporte hidráulico, consiste en el desplazamiento de cargas sólidas suspendidas en flujo de agua o de mezclas con partículas muy finas en suspensión, por extensión en cualquier otro líquido. Por su parte, la mezcla de líquido con partículas insolubles se le denomina pulpa. Actualmente en la industria se requiere del transporte de variadas sustancias que no tienen el mismo comportamiento que el agua. Estos fluidos y particularmente las pulpas, requieren de estudios específicos para determinar cuáles serían los parámetros más adecuados para su trasiego, en lo cual se implican criterios tanto técnicos como económicos.

En Cuba las empresas productoras de Níquel y en particular en la fábrica comandante Pedro Sotelo Alba, se trabaja con diferentes pulpas presentes en varias partes del proceso productivo, las cuales requieren un adecuado transporte para cumplir con las exigencias operacionales. En la planta de Espesadores de Pulpa existen instalaciones industriales de hidrotransporte que están relacionada con el bombeo de esta pulpa cruda hacia la Planta de Lixiviación. Estas instalaciones trabajan actualmente en un régimen operacional de alto consumo de energía eléctrica debido a la sedimentación existente en las líneas y otros factores como la densidad y la variedad de las propiedades físico-mecánicas de estas mezclas que les confiere propiedades específicas al fluido.

La Planta Espesadores de Pulpa tiene como función principal, espesar la pulpa laterítica aumentando su porcentaje de sólido de un 25 a un 48 %. A pesar de estas diferencias porcentuales de sólido, la pulpa producto conserva las mismas propiedades químicas que la pulpa de alimentación. Esta pulpa de alimentación es proveniente de la planta Preparación de Pulpa, desde donde su trasiego es por gravedad.

Poseer conocimientos necesarios sobre cómo está compuesta la pulpa laterita (material transportado en la planta de Espesadores), así como de sus propiedades de explotación cuando se utiliza a escala industrial, es un tema de mucho interés para mejorar las operaciones cotidianas. La selección correcta de los modelos matemáticos apropiados en la evaluación técnica de esta pulpa, depende de sus propiedades: reológicas, granulométricas, densidad, viscosidad, velocidad de sedimentación entre otras. Determinar la magnitud de la energía que

el líquido le transmite a las partículas sólidas de diferentes categorías es de suma importancia para evitar la sedimentación en las tuberías y lograr parámetros racionales de transporte. Este método se fundamenta sobre el principio de la mecánica de los fluidos, de considerar las fuerzas de interacción del líquido y las partículas sólidas suspendidas en él.

La fábrica comandante Pedro Sotto Alba cuenta con 6 plantas donde ocurre todo el proceso metalúrgico para la obtención del producto final. Una de esas plantas es Espesadores de pulpa, su función principal es aumentar a través de la sedimentación el porcentaje de sólido de la pulpa laterítica. Con este objetivo, la planta cuenta con seis espesadores, cinco convencionales de diámetro de 115 m y uno de alto régimen de 43 m de diámetro que basa su operación en el uso de floculantes. Cada tanque espesador cuenta con 2 bombas de fondo sumando un total de 12, las cuales son las encargadas de extraer toda la pulpa sedimentada luego del tiempo de permanencia adecuado.

La pulpa sedimentada se trasiega por diferentes líneas a un colector común de diámetro 500 mm (20 pulgada) y luego es reimpulsado por dos bombas reforzadoras hacia la plata de Lixiviación.

Actualmente el sistema cuenta con líneas de diferentes diámetros a la salida de los espesadores, los cuales oscilan entre 10 (250 mm) y 18 (450 mm) pulgadas que descargan a un colector común situado a una determinada distancia. Desde este colector común se refuerza el flujo total hacia la planta de lixiviación. Esta combinación de fluidos a diferentes caudales y presiones dependen de diferentes exigencias del proceso, sin embargo se manifiestan algunas insuficiencias en el bombeo principalmente en las líneas de los espesadores E y F las cuales constituyen la de mayor longitud.

Independientemente que se garanticen los procesos productivos, esto no significa que en ellos persistan algunas insuficiencias las cuales no garantizan el desempeño óptimo de las plantas. El trasiego de la pulpa desde espesadores hasta lixiviación pasa por diferentes regímenes operacionales caracterizados por la siguiente **situación problemática**:

- Constantemente en la empresa cambian las características del mineral laterítico, por lo que los estudios de hidrot transporte no cuentan con suficientes actualizaciones en el tiempo.

- El fluido no llega con la presión adecuada al final de las líneas de los espesadores, para poderse suministrar adecuadamente a Lixiviación, específicamente en las líneas de los tanques E y F.
- Para mejorar la fluidez de la pulpa desde los tanques se introduce agua al cono de los espesadores disminuyendo el porcentaje de sólido a bombear.
- Los regímenes de operación tanto de los espesadores de pulpa, como los sistemas de bombeo correspondientes, trabajan en diferentes condiciones, lo cual tiene efectos múltiples aun no evaluados y que influyen en el bombeo hacia la planta de Lixiviación.
- En ocasiones ocurren sedimentaciones en las líneas y aumentos considerables de la viscosidad de la pulpa que impiden el adecuado trasiego de la misma.
- Se requieren de estudios energéticos compatibles con la disminución de los requerimientos de potencia eléctrica, garantizando las exigencias tecnológicas del proceso.

Por lo anteriormente expuesto en el presente trabajo se define como **problema** que no se conocen la velocidad crítica ni el efecto de los diferentes regímenes de operación en el comportamiento energético de las secciones de bombeo durante el transporte de pulpa laterítica en las actuales condiciones de operación de la Planta de Espesadores.

Objetivo general del trabajo:

Determinar los parámetros de hidrot transporte de la pulpa laterítica en las actuales condiciones de la Planta de Espesadores.

Como **Hipótesis** se parte del supuesto de que: mediante el estudio reológico de la pulpa que se extrae de los espesadores y el análisis operacional de las instalaciones que transportan este fluido, se pueden determinar los parámetros de hidrot transporte de la pulpa laterítica en las actuales condiciones proponiendo mejoras que garantice un adecuado desempeño energético y tecnológico de la planta

Objetivos Específicos:

1. Realizar el estudio reológico de la pulpa laterítica que se transporta desde la Planta de Espesadores hacia la Planta de Lixiviación.
2. Determinar los parámetros que caracterizan el hidrot transporte de la pulpa laterítica a partir de los resultados de su estudio reológico, la velocidad crítica del fluido y la velocidad de sedimentación.
3. Evaluar el comportamiento energético durante el transporte de pulpa laterítica, considerando como caso de estudio los regímenes de operación del sistema de bombeo de los tanques TK - 1E/F incluyendo además otros aspectos de la planta de espesadores.

Objeto de la investigación:

Sistemas de bombeo de pulpa laterítica en la Planta de Espesadores de Pulpa de la fábrica "Comandante Pedro Soto Alba".

Campo de acción:

Parámetros de hidrot transporte de la pulpa laterítica

Tareas del trabajo:

1. Analizar las bibliografías actualizadas sobre el transporte de la pulpa laterítica y establecer las limitaciones en las investigaciones realizadas.
2. Realizar los experimentos reológicos y de sedimentación de la pulpa a investigar obteniendo los modelos reológicos que la caracterizan.
3. Levantamiento y adaptación de la estación experimental de bombeo concebida como caso de estudio.
4. Realizar los experimentos para determinar las velocidades medias de trasportación en un tramo de tubería recto.
5. Comprobar la influencia de los diferentes regímenes de operación en el comportamiento energético de la instalación de bombeo seleccionada.
6. Redacción del informe que incluye la valoración técnica, económica y ambiental de los análisis realizados en el caso de estudio.

MARCO TEÓRICO DE LA INVESTIGACIÓN

1.1. Introducción

El papel que desempeñan los sistemas de transporte en las industrias niquelíferas es considerable. Por los diferentes regímenes de explotación continuos a los que está sometido este transporte hidráulico, se hace necesario estudios pertinentes que permitan identificar los parámetros racionales de transporte que favorezcan el comportamiento energético. El análisis de los trabajos precedentes permite detectar las insuficiencias en las investigaciones realizadas y proponer estrategias para investigar tanto a la pulpa laterítica como su comportamiento en las instalaciones. En tal sentido, se declara como objetivo del capítulo: conformar el estado del arte a partir de la revisión bibliográfica relacionada con las propiedades del fluido y su transporte por tuberías, orientado a fundamentar la presente investigación.

1.2. Trabajos precedentes

Luego de los descubrimientos de Leonardo da Vinci en lo que proyectó y construyó la primera esclusa de cámaras para un canal cerca de Milán, se introdujo una nueva era en la ingeniería hidráulica siendo sobresalientes las contribuciones de Galileo, Torricelli, Mariotte, Pascal, Newton, Bernoulli, Euler entre otros investigadores de gran transcendencia.

Bernoulli formuló la ley fundamental que relaciona la presión, la velocidad y la posición de una partícula de un fluido en movimiento. Chezy por otra parte suministró la fórmula básica para hallar la velocidad de una corriente de acuerdo con el radio hidráulico y la pendiente. Euler desarrolló las ecuaciones matemáticas que sirven de base a la mecánica de los fluidos (Pérez, 2013).

En Cuba no comienza un desarrollo de los estudios hidráulicos sino hasta después de la Revolución en que dichos estudios constituyen una de las bases principales del progreso científico técnico de nuestro país. Sin embargo, en la época colonial, se debe reconocer al ingeniero Francisco de Albear, proyectista y constructor del acueducto que suministra el líquido a gran parte de la capital.

En el desarrollo de la investigación se han consultado diferentes trabajos con resultados reconocidos. Uno de estos trabajos resulta el de Leyva (2014), en su investigación determina la influencia que ejerce el porcentaje de sólido en la

velocidad de sedimentación del lodo generado en la Planta Procesadora de Árido. Dentro de los resultados se realiza: un análisis granulométrico, la determinación de la densidad aparente del sólido, la medición de la densidad del lodo, el cálculo del porcentaje de sólido y diseñó un experimento para la realización de pruebas de sedimentación.

Otros trabajos referentes al transporte de la pulpa laterítica fueron realizados por Izquierdo *et al* (2001). Los autores hicieron un estudio experimental apoyándose en una instalación a escala semi - industrial donde se muestra en qué medida la utilización del criterio generalizador de Reynolds (Re^*) es correcta para la determinación del coeficiente de pérdidas hidráulicas para regímenes de movimiento estructural y transitorio obteniendo que para el mineral laterítico se ajustan perfectamente a la línea $\lambda = (64 / Re)$, lo que confirma la racionalidad de utilizar el criterio de Reynolds para la generalización de los datos experimentales. Entre las investigaciones analizadas se encuentra la de Leyva (1985), donde realiza un estudio de los parámetros de transporte hidráulico de la instalación de bombeo de pulpa de la fábrica "Comandante Pedro Sotto Alba" donde basa su atención en la sedimentación existente en la tubería, calculando las pérdidas hidráulicas en el sistema para un porcentaje de sólido en peso entre 46 y 48 % de la laterita y realizando un estudio práctico. Se toman mediciones de la caída de presión en distintos tramos del sistema de tuberías, en ese entonces existía una sola línea de 20 pulgada (500 mm) y se demostró que producto a la sedimentación el área útil de la tubería es de $0,17378 \text{ m}^2$ y no de $0,20268 \text{ m}^2$.

Por otra parte investigaciones de las propiedades reológicas realizadas en un viscosímetro capilar (Izquierdo & Nikolaev, 1995), muestran que las curvas reológicas de la pulpa lateríticas pueden ser descritas por el modelo de Bulkley - Herchel. Se demuestra que cuando el gradiente de velocidad es mayor que 500 s^{-1} y menor que 100 s^{-1} , se establece una dependencia lineal entre el esfuerzo de resistencia τ y el gradiente de velocidad $\dot{\gamma}$. En el mismo se observa la existencia de tres regímenes de movimiento: estructural, transitorio y turbulento.

Mariño (2002) investigó acerca de las variables para el control de la concentración de sólidos, alcanzable por sedimentación gravitatoria. Utilizando la separación mecánica de sistemas líquido-sólidos determinó las principales tendencias en el

comportamiento de esta relación, en función de las condiciones experimentales. Considero como como novedad científica la predicción teórica y la confirmación empírica entre la concentración de sólidos obtenida por sedimentación gravitatoria y la obtenida por filtración sin escurrido.

Mediante difracción de rayos-x (DRX) Beyris y Falcón (2007) determinaron las fases mineralógicas existentes en la mena y con los ensayos de sedimentación se estudió el comportamiento de éstas en las pulpas lateríticas. Concluyendo que la presencia de hematita, magnetita y maghemita (fases minerales de metales pesados) favorece el proceso de sedimentación de la pulpa mientras que la presencia de fases de metales ligeros como la gibbsita, cuarzo, antigorita y hematita, producen el efecto contrario.

Martínez (2009); mediante modelos físico – matemático establece la regulación del movimiento de las suspensiones del Cieno Carbonatado y como proceden en su movimiento por la red de tuberías, analizando experimentalmente las propiedades físico-químicas y mecánicas, composición granulométrica, mineralógica y comportamiento reológico, entre otros factores.

Estudios realizados en pulpas lateríticas por Pérez *et al* (2010) han permitido determinar que para concentraciones inferiores al 18 % en peso de sólidos las curvas de flujo prácticamente son independientes de su composición mineralógica y exhiben un comportamiento pseudoplástico. Sin embargo, para concentraciones de alrededor de 22 hasta 45 % en peso de sólidos la viscosidad aumenta dependiendo cada vez más de la mineralogía y el comportamiento reológico adquiere propiedades plásticas, pudiendo ajustarse al modelo de Bingham, en algunos casos, o al de Bulkley–Herschel.

Gaitán (2010) examinó las propiedades físicas (distribución granulométrica de partículas y gravedad específica de sólidos) y los parámetros reológicos (esfuerzo de corte y viscosidad plástica) de relaves de cobre y de concentrado de cobre a diferentes porcentajes de sólidos teniendo como resultados que el transporte de dicha pulpa mineral a bajos porcentaje de sólido (menores de 30%) se comporta como un fluido Newtoniano pero para mayores acumulación de partículas sólidas se requería un mayor esfuerzo de corte comportándose como un fluido no Newtoniano.

Pérez (2013) investiga sobre la pulpa laterítica donde evalúa el sistema de bombeo luego de haber determinado las propiedades físico – mecánicas de dicha pulpa, trabajó además en las interacciones y los factores que influyen sobre el comportamiento de las dispersiones mineralógicas al igual que en el comportamiento reológico.

Resultados reportados por Martínez *et al* (2014) muestran que las pulpas de cieno carbonatado es un fluido no newtoniano y para concentraciones de sólido mayor que 40 %, dicha pulpas se comportan como un plástico ideal, ajustable al modelo de Bingham, mientras que a 32 % es un fluido seudoplástico. En dicha investigación se estableció, a partir del comportamiento reológico del cieno, el modelo de pérdida de carga para el transporte de este fluido en régimen laminar por tuberías.

Otro de los investigadores es Ramos (2015) en su trabajo realiza un estudio de los parámetros de transporte hidráulico de la instalación de bombeo de pulpa laterítica de la fábrica Comandante “Pedro Sotto Alba” donde basa su atención en la sedimentación existente en la tubería, calculando las pérdidas hidráulicas en el sistema, también realizó un análisis reológica obteniendo un comportamiento plástico real, cuya curva de flujo está descrita por el modelo reológico de Herschel–Bulkley.

Todas las investigaciones realizadas conducen a la determinación de las propiedades físico - mecánicas de la pulpa con el objetivo de determinar los parámetros racionales de transportación, de las cuales se pudo percatar que no existe una metodología de cálculo específica en función de la clasificación reológica de la pulpa laterita en su totalidad, solo determinándose para gradientes de velocidades pequeños; además siendo las expresiones conocidas en las literaturas obtenidas para determinados materiales y no se recomienda su aplicación sin una comprobación previa de su valides.

Otra de las deficiencias que es común en las investigaciones anteriores es que no se determinan las velocidades críticas de deposición de la pulpa laterítica en las líneas, dificultándose el conocimiento de las velocidades de transportación de la pulpa.

1.3. Máquinas de flujo

Siempre que tratemos temas de procesos metalúrgicos y de cualquier circulación de fluidos, estamos de alguna manera entrando en el tema de bombas. El funcionamiento en sí de la bomba será el de un convertidor de energía, o sea, transformara la energía mecánica en energía cinética, generando presión y velocidad en el fluido (Streeter & Bedford, 2008).

Las máquinas de flujo se clasifican en:

- a. Máquinas dinámicas.
- b. Máquinas volumétricas.
- c. Máquinas de flujo impelente.

En la figura 1.1 se muestra un esquema de una máquina de flujo axial y una de flujo radial, esta última se puede clasificar como máquinas centrífugas.

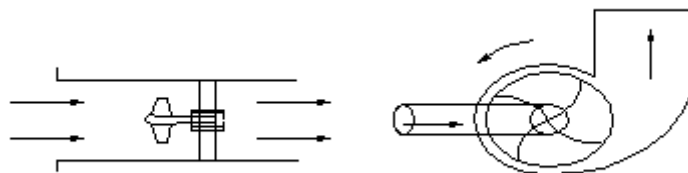


Figura 1.1. Esquema de una máquina axial y una centrífuga (Church, 1968).

Dentro de la clasificación de las máquinas de flujo se estudia las máquinas dinámicas las cuales se subdividen en:

- Máquinas centrífugas.
- Máquinas axiales.
- Máquinas de flujo mixto o diagonales.
- Máquinas de torbellino.
- Máquinas de disco.

El principio de funcionamiento de las máquinas dinámicas es transmitir la energía al fluido mediante el movimiento de un elemento rotatorio llamado rodete y que obliga al fluido a moverse de forma acelerada por su interior (Rodriguez, 2013).

1.3.1. Bombas centrífugas y factores hidráulicos del sistema

Las bombas centrífugas constituyen el 80 % de la producción mundial en comparación a la fabricación de bombas de desplazamiento positivo, pues son

más adecuadas para manejar una cantidad mayor de líquido. En Cuba, todas las industrias poseen al menos una bomba centrífuga (Pérez, 2013).

A continuación se muestran las principales partes que componen las bombas centrífugas:

- Conducto de entrada.
- Impelente o rodete.
- Alabes del impelente.
- Conducto de salida.
- Colector o voluta.
- Árbol de rotación.
- Empaquetadura.

En la figura 1.2 se ubican las partes de la bomba mencionadas.

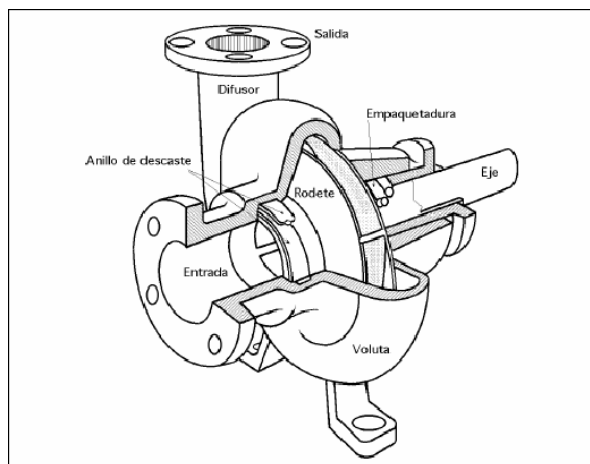


Figura 1.2. Principales partes que componen las bombas centrífugas (Fernández, 2003).

1.3.2. Características de las máquinas centrífugas

Una bomba centrífuga transforma la energía mecánica de un impulsor rotatorio en la energía cinética y potencial requerida. Aunque la fuerza centrífuga producida depende tanto de la velocidad en la punta de los álabes o periferia del impulsor y de la densidad del líquido, la cantidad de energía que se aplique por metro de columna líquida es independiente de la densidad del líquido. Por tanto, en una bomba dada, que funcione a cierta velocidad y que maneje un volumen definido de líquido, la energía que se aplica y transfiere al líquido, es la misma para

cualquier líquido sin que importe su densidad. (La única salvedad es que la viscosidad del líquido influye en esta energía) (Kenneth & Naughton, 2000).

- **Carga del sistema**

En términos estrictos, una bomba sólo puede funcionar dentro de un sistema. Para entregar un volumen dado de líquido en este sistema, la bomba debe aplicar, al líquido, una energía formada por los siguientes componentes.

1. Carga estática.
2. Diferencia en presiones en las superficies de los líquidos.
3. Carga de fricción.
4. Pérdidas en la entrada y la salida.

Carga estática:

La carga estática significa una diferencia en elevación. Por tanto, la curva estática total de un sistema es la diferencia en elevación entre los niveles del líquido en los puntos de descarga y de succión de la bomba. La carga estática de descarga es la diferencia en elevación entre el nivel del líquido de descarga y la línea de centros de la bomba. Si la carga estática de succión tiene valor negativo, es porque el nivel del líquido para la succión está debajo de la línea centro de la bomba, se le suele llamar altura estática de aspiración.

Carga de fricción:

La carga de fricción (expresada en metro de columna líquida que se bombea) es la necesaria para contrarrestar las pérdidas por fricción ocasionadas por el flujo del líquido en la tubería, válvulas, accesorios. Estas pérdidas varían más o menos proporcionalmente al cuadrado del flujo en el sistema. También varían de acuerdo con el tamaño, tipo y condiciones de las superficies de tubos y accesorios y las características del líquido bombeado. Al calcular las pérdidas por fricción, se debe tener en cuenta que aumentan conforme la tubería se deteriora con el tiempo.

Pérdidas a la entrada y en la salida:

Si la toma de la bomba está en un depósito, tanque o cámara de entrada, las pérdidas ocurren en el punto de conexión de la tubería de succión con el suministro. Asimismo, en el lado de descarga del sistema cuando el tubo de descarga termina en algún cuerpo de líquido, se pierde por completo la carga de

velocidad del líquido y se debe considerar como parte de las pérdidas totales por fricción en el sistema.

Curvas de fricción y de carga del sistema

Para resolver problemas de bombeo es conveniente indicar la relación, en forma de gráfica, entre la capacidad y las pérdidas de carga de fricción. Primeramente se debe conocer las curvas características de una bomba centrífuga que se dan en la figura 1.3.

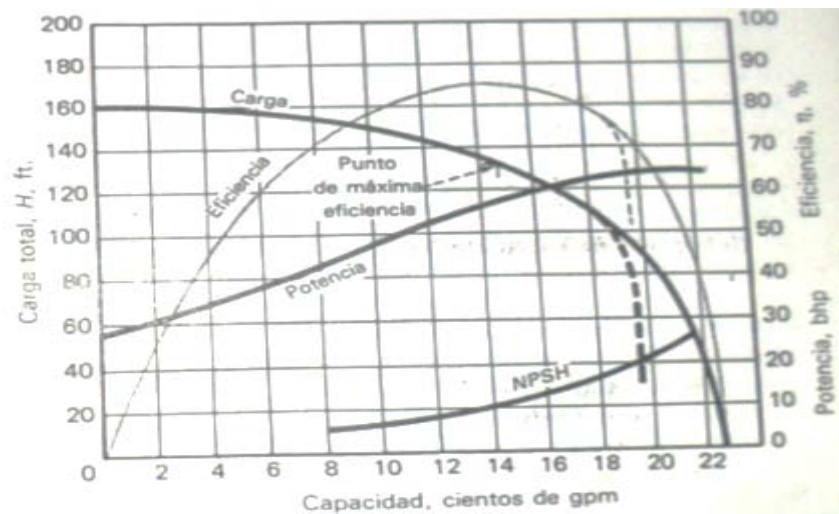


Figura 1.3. Curvas características de una bomba centrífuga (Kenneth & Naughton, 2000).

Las pérdidas por tanto, se calculan con algún flujo predeterminado, sea el deseado o el de diseño y luego se calcula para todos los demás flujos con el empleo del cuadrado de la relación de flujo. Al superponer una curva de capacidad contra carga de la bomba a velocidad constante sobre esta curva de carga del sistema se podrá determinar la capacidad en el punto en que se cruzan las dos curvas. Esta es la capacidad que entregará al sistema esa bomba a la velocidad particular que lo hace (Kenneth & Naughton, 2000).

Velocidad específica:

El término velocidad específica es el que relaciona los tres factores principales de las características de rendimiento: capacidad, carga y velocidad de rotación, en un solo término. Las bombas de la misma velocidad específica tienen varias características que las distinguen como son las características físicas y el contorno general de los perfiles de los impulsores. Por tanto, el valor de la

velocidad específica describirá de inmediato la configuración aproximada del impulsor (autores, 1959).

Condición de succión y carga neta positiva de succión:

Cuando se bombean líquidos, nunca se debe permitir que la presión en cualquier punto dentro de la bomba caiga a menos de la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo. Siempre se debe tener suficiente energía disponible en la succión de la bomba para hacer que el líquido llegue al impulsor y contrarreste las pérdidas entre la boquilla de succión y la entrada al impulsor de la bomba.

Una característica adicional de la bomba es la altura neta de succión positiva requerida (NPSHr) que es la energía, en metro de carga de líquido que se necesita en la succión de la bomba por arriba de la presión de vapor del líquido a fin de que la bomba entregue una capacidad determinada a una velocidad dada. Además es función del diseño de la bomba, representa el margen mínimo requerido entre la carga de succión y la presión de vapor.

El empleo del término altura neta de succión disponible (NPSHd) es una característica del sistema en que se emplea la bomba centrífuga, representa la diferencia entre la carga absoluta de succión existente en la instalación y la presión de vapor a la temperatura del líquido durante el bombeo. Los cambios en la (NPSHd) no alteran el rendimiento de la bomba siempre y cuando esta sea mayor que la (NPSHr). Sin embargo, cuando la (NPSHd) cae por debajo del valor de (NPSHr), la bomba entra en régimen de cavitación y pierde eficiencia, alterando negativamente los resultados de los caudales esperados, (Kenneth & Naughton, 2000).

1.3.3. Leyes de la semejanza en bombas centrífugas

En el caso de variación de la velocidad de la bomba centrífuga, la curva de la bomba varía según las leyes de semejanza, de acuerdo con las siguientes relaciones:

$$\frac{Q_x}{Q} = \frac{n_x}{n} \quad (1.1)$$

$$\frac{H_x}{H} = \frac{n_x}{n} \quad (1.2)$$

Donde:

Q – caudal conocido.

Q_x - caudal determinado.

H – altura conocida.

H_x – altura determinada.

Si la curva carga-capacidad es conocida para una velocidad de giro (n), entonces podrá hallarse para otra velocidad de giro (n_x). La intersección de la nueva curva de caudal contra altura con la del sistema dará el nuevo punto de trabajo.

Para pequeñas variaciones de la velocidad de giro ($\frac{\Delta n}{n} \leq 0.2$) el rendimiento prácticamente permanece constante. Para variaciones mayores, el rendimiento podrá calcularse por aproximación mediante la siguiente ecuación:

$$\eta_x = 1 - (1 - \eta) \cdot \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^{0,1} \quad (1.3)$$

Para la potencia absorbida se utiliza la siguiente ecuación:

$$\frac{P_x}{P} = \frac{n}{n_x} \cdot \left(\frac{n_x}{n}\right)^3 \quad (1.4)$$

La potencia absorbida disminuirá pues en función del cubo de la velocidad de giro si ésta disminuye. El control de velocidad es el medio más eficaz para modificar las características de una bomba sujeta a condiciones de funcionamiento variable. Sin embargo, ello supone el uso de variadores de velocidad, lo que no siempre es posible.

Variaciones en el flujo:

Para cambiar la curva de carga contra capacidad se hace funcionar la bomba a velocidad variable. O bien, la curva de carga del sistema se puede alterar si se produce una pérdida por fricción con una válvula de regulación. Por supuesto, la diferencia entre la carga total producida por la bomba y la carga requerida por la curva de carga del sistema representa desperdicio de energía durante la estrangulación, en la figura 1.4 se representa un ejemplo de cómo variar la capacidad de una bomba, mediante el cambio de la velocidad de ella y utilizando la estrangulación de la válvula en la descarga.

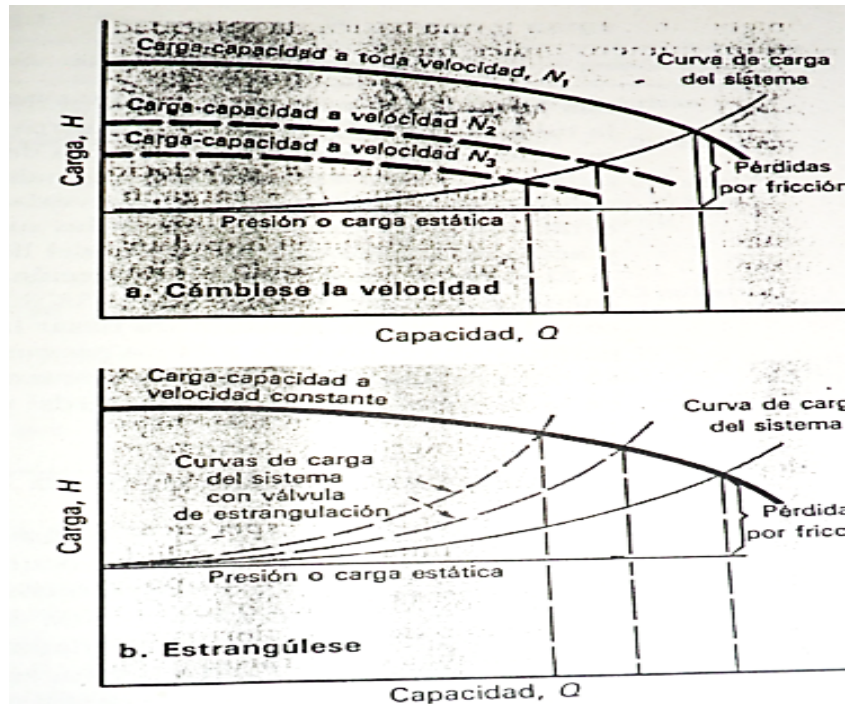


Figura 1.4. Método para variar la capacidad de una bomba centrífuga (Kenneth & Naughton, 2000).

Por otra parte la casi totalidad de las bombas centrífugas actuales tienen propulsión con motores de inducción, de jaula de ardilla, de velocidad constante y la estrangulación en la descarga de la bomba es el único medio de obtener la capacidad variable deseada.

1.3.4. Conexiones en serie y en paralelo de bombas centrífugas

En las instalaciones de bombeo de las industrias, en ocasiones se hace necesario aumentar los sistemas y régimenes de operación, por tanto, esto demanda un aumento de carga así como de la capacidad, lográndose este aspecto con la disposición de bombas en serie y en paralelo respectivamente.

Dos o más bombas están acopladas en serie, cuando el tubo de impuls n de una de ellas, está unido al de aspiración de la siguiente y así sucesivamente. Con esta combinación, se puede ganar en altura de descarga (o presión de descarga) en un sistema determinado, esto se utiliza generalmente para turbomáquinas con características iguales (Nekrasov, 1986). La curva característica resultante se obtiene sumando las alturas y manteniendo los caudales constantes; en la figura 1.5 se muestra el acoplamiento de dos bombas iguales en serie.

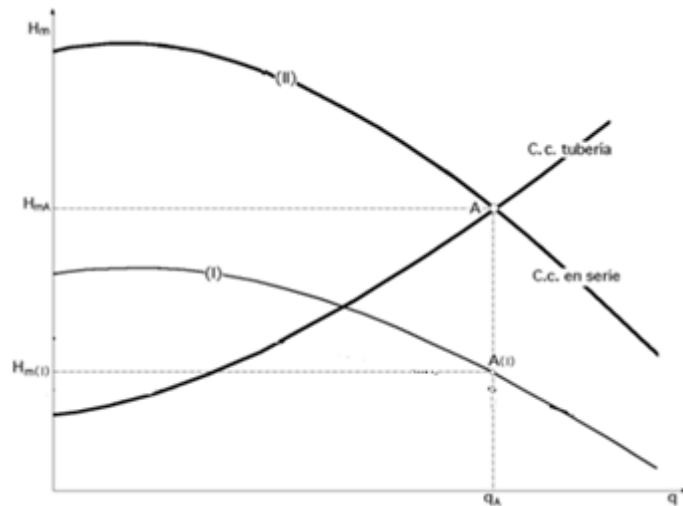


Figura 1.5. Acoplamiento de bombas en serie (Fernández, 2003).

Dos o más bombas están en paralelo, cuando sus entradas y salidas estén unidas entre sí. Este acoplamiento es el utilizado cuando se desea aumentar el caudal en el sistema y la curva característica del sistema se obtiene sumando los caudales y manteniendo la altura constante; esto se utiliza generalmente para bombas con características iguales (Fernández, 2003) en la figura 1.6 se muestra el acoplamiento de bombas idénticas en paralelo.

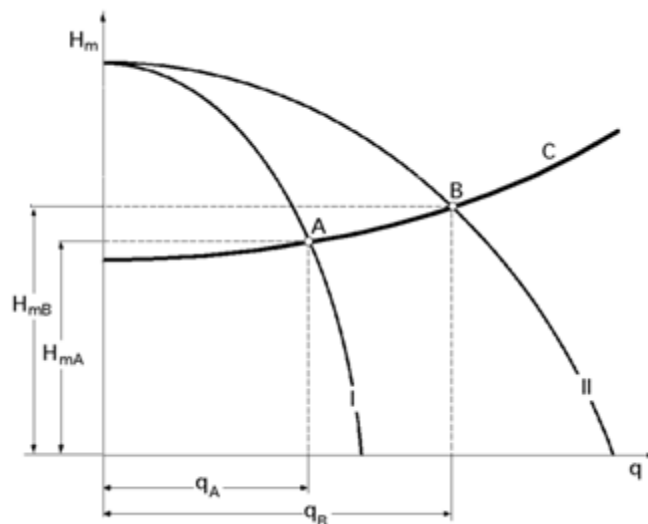


Figura 1.6. Acoplamiento de bombas idénticas en paralelo (Fernández, 2003).

1.4. Principales propiedades y características de los fluidos

Se denomina fluido a la sustancia que, bajo la acción de un esfuerzo cortante, se deforma continua e irreversiblemente. Los gases, vapores y líquidos, son fluidos por excelencia. No obstante, existen en la naturaleza algunos materiales de apariencia sólida (por ejemplo, la plastilina, la pasta dental y otros) que fluyen a

través de conductos al ser sometidos a la acción de esfuerzos cortantes. Estos materiales, desde un punto de vista técnico son fluidos, ya que pueden deformarse continua e irreversiblemente. Los fluidos son sustancias que se adaptan a la forma de los recipientes que los contienen. Cuando están en equilibrio no pueden soportar fuerzas tangenciales o cortantes. Todos los fluidos son compresibles en cierto grado y ofrecen poca resistencia a los cambios de forma (Rodríguez, 2013).

Viscosidad: La viscosidad expresa la facilidad que tiene un fluido para fluir cuando se le aplica una fuerza externa. El coeficiente de viscosidad absoluta, es una medida de su resistencia al deslizamiento o a sufrir deformaciones internas. La unidad de viscosidad dinámica en el sistema internacional (SI) es el pascal segundo (Pa·s) o también newton segundo por metro cuadrado (N·s/m²), o sea, Kilogramo por metro segundo (Kg/m·s). Esta unidad se conoce también con el nombre de poiseuille (cPs) en Francia. En el sistema CGS el Poise es la unidad correspondiente.

Viscosidad cinemática: Es el cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad. En el sistema internacional la unidad de viscosidad cinemática es el metro cuadrado por segundo (m²/s). La unidad CGS correspondiente, es el stoke (St), con dimensiones de centímetro cuadrado por segundo y el centistoke (cSt), 10⁻² stoke, que es el submúltiplo más utilizado.

$$v(\text{centistokes}) = \frac{\mu(\text{centipoise})}{\rho(\text{gramos/cm}^3)} \quad (1.5)$$

Densidad, volumen específico y peso específico:

La densidad de una sustancia: es su masa por unidad de volumen. La unidad de densidad en el SI es el kg/m³ se denota por ρ (Rho).

$$\rho = \frac{m}{v} \quad (1.6)$$

La unidad correspondiente en el SI para volumen específico V , que es el inverso de la densidad, es el metro cúbico por Kilogramo (m³/kg).

$$V = \frac{1}{\rho} \quad (1.7)$$

Velocidad media de flujo: El termino velocidad se refiere a la velocidad media o promedio de cierta sección transversal dada por la ecuación de continuidad para un fluido estacionario.

$$v = \frac{q}{A} \quad (1.8)$$

Que no es más que la diferencia del caudal que desarrolla un fluido en una sección de tubería.

Para estudios técnicos, el régimen de flujo en tuberías se considera como laminar si el número de Reynolds es menor que 2000 y turbulento si el número de Reynolds es superior de 4000.

Entre estos valores está la zona denominada crítica o de transición (Reza, 2000; Nekrasov, 1986).

$$Re = \frac{v \cdot D \cdot \rho}{\mu} \quad (1.9)$$

La región que se conoce como la zona crítica aparece entre los números de Reynolds de 2000 a 4000. En esta región el flujo puede ser tanto laminar como turbulento, dependiendo de varios factores; éstos incluyen cambios de sección, de dirección del fluido y obstrucciones. El factor de fricción en esta región es indeterminado y tiene límites más bajos si el flujo es laminar y más alto si el flujo es turbulento.

El factor de fricción f , para condiciones de flujo laminar ($Re \leq 2000$) es función sólo del número de Reynolds; mientras que para el flujo turbulento ($Re \geq 4000$) es también función del tipo de pared de la tubería.

Si el flujo es laminar ($Re \leq 2000$), el factor de fricción puede determinarse a partir de la ecuación:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (1.10)$$

El flujo de los fluidos en tuberías está siempre acompañado del rozamiento de las partículas del fluido entre sí y consecuentemente, por la pérdida de energía disponible. En otras palabras, tiene que existir una pérdida de presión en el sentido del flujo.

La ecuación general de la pérdida de presión, conocida como la fórmula de Darcy y que se expresa en metro, es:

$$h_l = \frac{f \cdot L \cdot v^2}{D \cdot 2g} \quad (1.11)$$

Esta ecuación también puede escribirse para obtener la pérdida de presión en Newton por m² (pascal) sustituyendo las unidades correspondientes de la manera siguiente:

$$\Delta P = \frac{\rho \cdot f \cdot L \cdot v^2}{2 \cdot D} \quad (1.12)$$

Para $f = \frac{64}{Re}$ se sustituye en la ecuación anterior.

$$\Delta P = 3200 \cdot \frac{\mu \cdot L \cdot v}{d^2} \quad (1.13)$$

Cuando el flujo es turbulento ($Re \geq 4000$) el factor de fricción depende no sólo del número de Reynolds, sino también de la rugosidad relativa de las paredes de la tubería, $\frac{\varepsilon}{d}$ es decir, la rugosidad de las paredes de la tubería (ε) comparadas con el diámetro de la tubería (d). La información más útil y universalmente aceptada sobre factores de fricción que se utiliza en la fórmula de Darcy, la presenta L.F. Moody. El profesor Moody mejoró la información en comparación con los diagramas de factores de fricción, de Pigott y Kemler, incorporando investigaciones más recientes y aportaciones de muchos científicos de gran nivel (Reza, 2000).

Cuando se trabaja con pulpas (mezcla de mineral con agua), es necesario expresar la proporción relativa en que se encuentran el mineral y el agua.

La pulpa resultante se puede caracterizar con las siguientes definiciones:

Concentración de sólidos en peso (Cw):

Corresponde al porcentaje que tiene el peso o flujo másico del mineral, respecto del peso o flujo másico de la pulpa, es decir:

$$C_w = \frac{\text{Flujo másico del mineral}}{\text{Flujo másico de la pulpa}} \cdot 100; (\%)$$

Concentración de sólidos en volumen (Cv):

Corresponde al porcentaje que tiene el volumen o flujo volumétrico del sólido o mineral, respecto al flujo volumétrico de la pulpa. Es decir:

$$C_v = \frac{\text{Flujo volumétrico del mineral}}{\text{Flujo volumétrico de la pulpa}} \cdot 100; (\%)$$

Densidad de la pulpa (ρ_p):

Se define como la razón entre el peso o flujo másico de una pulpa y su peso o flujo volumétrico.

$$\rho_p = \frac{\text{Flujo masico de la pulpa } (T/h)}{\text{Flujo volumétrico de la pulpa } (m^3/h)}; (T/m^3)$$

Clasificación de granulometría:

Se denomina clasificación granulométrica o granulometría, a la medición y gradación que se lleva a cabo de los granos de una formación sedimentaria, de los materiales sedimentarios, así como de los suelos, con fines de análisis, tanto de su origen como de sus propiedades mecánicas, y el cálculo de la abundancia de los correspondientes a cada uno de los tamaños previstos por una escala granulométrica (S.E, V.A, & V.V, 1980).

Los sistemas particulados pueden ser clasificados de la siguiente forma (Garcell, 2001):

Granulares: Cuando las fuerzas gravitatorias predominan sobre las fuerzas de superficie (mayores de 50 μm).

Aglomerados: Cuando la fuerza gravitatoria y de superficie son del mismo orden (partículas de 1-50 μm).

Coloidales: Cuando predominan las fuerzas superficiales (partículas menores de 1 μm).

Por otra parte, en dependencia del diámetro medio de las partículas sólidas y de la densidad relativa de éstas, así como la concentración de la fase sólida, para el flujo por conductos las suspensiones pueden clasificarse en: homogéneas y heterogéneas.

Las suspensiones homogéneas son aquellas en las que las partículas sólidas están uniformemente distribuidas en el medio dispersante, predominando las partículas finas y relativas a alta concentración de sólidos. Este tipo de suspensión generalmente exhibe comportamiento no newtoniano, ya que las interacciones entre partículas son importantes y forman estructuras.

Las suspensiones heterogéneas están formadas por partículas relativamente grandes, con concentraciones de sólido más bajas, y en las que las fases sólida y líquida conservan sus identidades separadas. Por la general, muestran un flujo

newtoniano dado que la interacción entre partículas es poco importante y no forman estructuras (Garcell, 2001).

1.5. Modelo reológico más utilizado y sus curvas de flujos

En los fluidos newtonianos existe una relación lineal entre el esfuerzo cortante aplicado y la velocidad de deformación resultante, siguiendo de esta forma la ley de Newton de la viscosidad. La experiencia demuestra que todos los gases y los líquidos homogéneos de baja viscosidad se comportan como fluidos newtonianos; la viscosidad de estos fluidos es constante respecto a los cambios en la magnitud

del esfuerzo cortante (τ), $\tau_{x,y} = \mu \cdot \left(-\frac{\partial v_x}{\partial y} \right)$ y del gradiente de velocidad

$$\left(-\frac{\partial v_x}{\partial y} \right) = \gamma \cdot$$

Los fluidos no newtonianos presentan como característica fundamental el hecho de que su viscosidad es función del gradiente de velocidad, y, por tanto, cambia con la variación de dicho gradiente, aun cuando se mantenga la temperatura y otras condiciones constantes (Turro, 2002). Según la variación de la viscosidad los materiales no newtonianos se clasifican a su vez en tres grupos, de viscosidad dependiente e independiente del tiempo y viscoelásticos o de Maxwell, como se muestra en la siguiente figura 1.7.

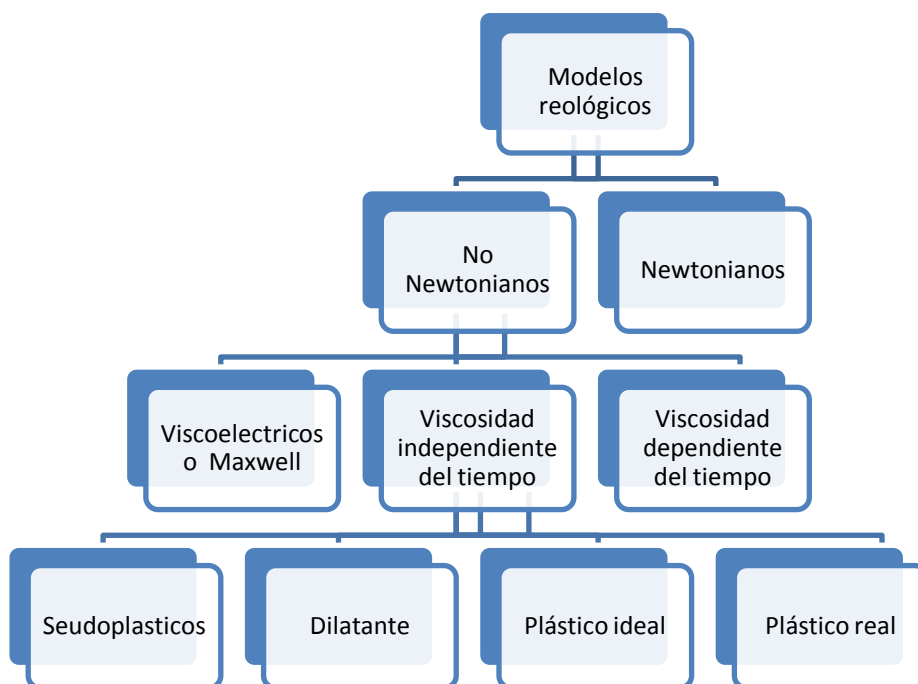


Figura 1.7. Modelos reológicos más utilizados.

De viscosidad independiente del tiempo

Seudoplásticos: Sus viscosidades disminuyen con el incremento del gradiente de velocidad; comienzan a fluir apenas se les aplica un esfuerzo cortante ($\tau > 0$). Su curva de flujo se describe por el modelo de Ostwald de Waele (para $n < 1$). (Figura 1.8, b).

$$\tau_{x,y} = K \cdot \left(-\frac{\partial v_x}{\partial y} \right)^n \quad (1.14)$$

Dónde:

n - índice de la ley de potencia, (adimensional).

K - índice de consistencia, (Pa·s).

El parámetro n es una medida del grado de comportamiento no newtoniano del material. Para $n < 1$ el fluido es seudoplástico, mientras que para valores mayores que la unidad es de comportamiento dilatante. Para $n = 1$, la ecuación anterior se transforma en la ley de Newton, siendo $K = \mu$. El parámetro K es el índice de consistencia, el cual da una medida del grado de viscosidad del material.

Para los fluidos no newtonianos se utiliza el concepto de viscosidad aparente (μ_a). De acuerdo con la viscosidad aparente viene dada por la relación:

$$\mu_a = \frac{\tau}{\gamma} \quad (1.15)$$

Si en esta expresión se sustituye la ecuación para los fluidos Seudoplásticos se obtiene:

$$\mu_a = K \cdot \left(\frac{\tau}{\gamma} \right)^{n-1} \quad (1.16)$$

Dilatantes: Sus viscosidades aumentan con el incremento del gradiente de velocidad; comienzan a fluir apenas se les aplica un esfuerzo cortante ($\tau > 0$). También se describen por el modelo de Ostwald de Waele (para $n > 1$) se muestra en la Figura 1.8, c.

Plásticos ideales: Se les conoce también como plásticos Bingham, ya que siguen ese modelo. Sus viscosidades disminuyen con el incremento del gradiente de velocidad; comienzan a fluir cuando se les aplica un esfuerzo cortante mayor que un esfuerzo cortante inicial (τ_0), que es el esfuerzo límite que hay que aplicarles a

estos materiales para romper su estructura de sólidos rígidos y comiencen a fluir. El modelo de Bingham se muestra en la Figura 1.8, d.

$$\tau_{x,y} = \tau_0 + \mu_p \cdot \gamma \quad (1.17)$$

Dónde:

τ_0 - Esfuerzo cortante inicial o límite de fluencia.

μ_p - Viscosidad plástica.

Para $\tau_0 = 0$ la ecuación anterior, se transforma en la ley de Newton, siendo $\mu_p = \mu$. La viscosidad aparente para los plásticos de Bingham se obtiene, sustituyendo la ecuación de los fluidos que se comportan como plásticos ideales en la ecuación de la viscosidad aparente.

$$\mu_a = \frac{\tau_0}{\gamma} + \mu_p \quad (1.18)$$

Plásticos reales: Sus viscosidades también disminuyen con el incremento del gradiente de velocidad; comienzan a fluir cuando se les aplica un esfuerzo cortante mayor que τ_0 . Siguen el modelo de Herschel – Bulkley. (Figura 1.8, e).

$$\tau_{x,y} = \tau_0 + K \cdot (\gamma)^n \quad (1.19)$$

Los parámetros k , n y τ_0 , tienen el mismo significado que en los dos modelos anteriores. Se utiliza para describir el comportamiento de los plásticos reales. Para $n = 1$, la ecuación anterior se transforma en el modelo de Bingham, para $\tau_0=0$, en el modelo de Ostwald de Waele, y para $\tau_0 = 0$ y $n = 1$ se transforma en la ley de Newton (Garcell *et al*, 1992).

Al igual que si sustituimos esta ecuación en la ecuación de la viscosidad aparente la podremos hallar para esa condición.

$$\mu_a = \frac{\tau_0}{\gamma} + K \cdot \left(\frac{\tau_0}{\gamma}\right)^{n-1} \quad (1.20)$$

Al representar gráficamente la relación del esfuerzo cortante como función del gradiente de velocidad; τ contra $-(dv/dy)$, se obtienen curvas que describen el comportamiento reológico de los fluidos newtonianos y no newtonianos (figura 1.8), las que se denominan curvas de flujo.

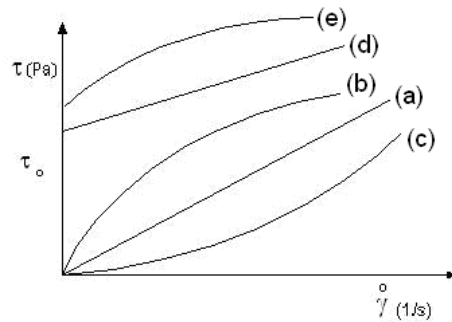


Figura 1.8. Curvas de flujo típica de fluido newtoniano y no newtoniano.

- (a) Newtonianos;
- (b) Seudoplásticos;
- (c) Dilatantes;
- (d) Plástico ideal;
- (e) Plástico real.

Fuente: (Garcell *et al*, 1992).

1.6. Velocidades críticas

La velocidad con la que se transporta una pulpa define en gran medida su comportamiento, entonces es necesario comprender que existen velocidades que marcan un comportamiento de otro. Este es el caso de la velocidad crítica de deposición para fluidos heterogéneos, que contienen partículas sólidas que son altamente volubles a sedimentar por el efecto de la gravedad y por otro lado, la velocidad crítica de transición viscosa para fluidos homogéneos, cuando la viscosidad del fluido es importante. Un concepto básico complementario, del cual depende directamente la velocidad crítica de deposición es la velocidad terminal o de sedimentación (López, 2014).

1.6.1. Velocidad de sedimentación

Cuando una partícula, inmersa en un fluido estático, cae bajo la sola influencia de la gravedad, 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).

La evolución de la sedimentación de una suspensión floculada típica es como se describe a continuación. La figura 1.9 muestra una suspensión uniformemente

distribuida en el líquido y lista para sedimentar. La profundidad total de la suspensión es Z_0 .

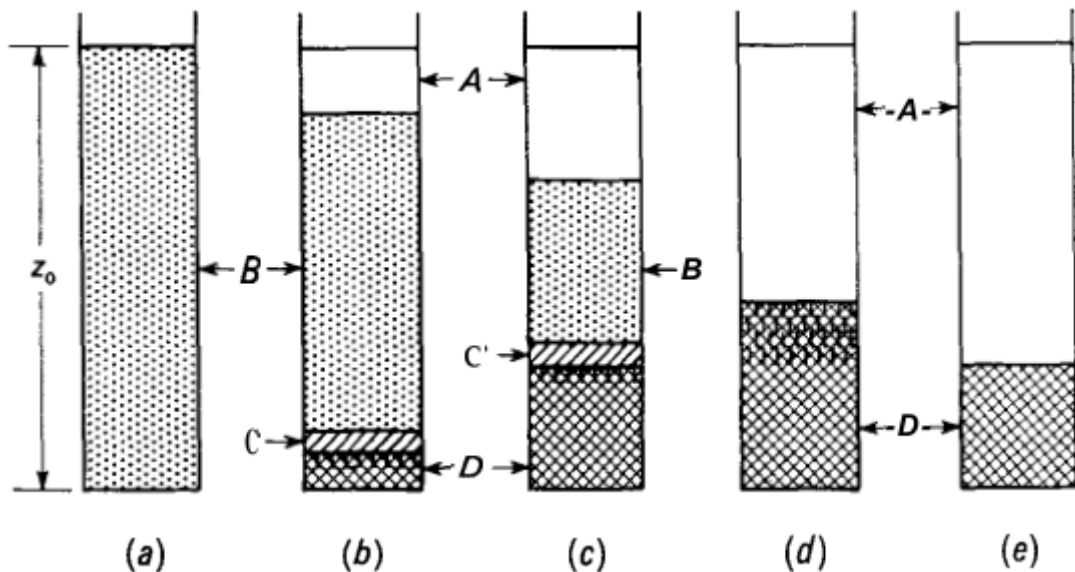


Figura 1.9. Comportamiento del proceso de sedimentación (Warren *ed al*,1998).

Si no hay arenas en la mezcla, la primera aparición de sólidos en el fondo del sedimentador, se debe a los flóculos que se originan en la parte inferior de la mezcla. Tal como muestra la Figura 1.9 (b), estos sólidos, que consisten en flóculos que descansan suavemente unos sobre otros forman una capa llamada zona D. Encima de la zona D se forma otra capa, llamada zona C, que es una capa de transición, cuyo contenido en sólidos varía desde el de la pulpa original hasta el de la zona D. Encima de la zona C está la zona B que consiste en una suspensión homogénea de la misma concentración que la pulpa original. Encima de la zona B está la zona A (si las partículas han sido totalmente floculadas) es un líquido claro. En pulpas bien floculadas el límite entre las zonas A y B es nítido. Si quedan partículas sin aglomerar la zona A es turbia y el límite entre las zonas A y B es confuso.

En la figura 1.9 (c) se observa que a medida que avanza la sedimentación, las longitudes de las zonas D y A aumentan, el de la zona C permanece constante, mientras que el de la zona B disminuye. Posteriormente, tal como muestra la figura 1.9 (d), desaparecen las zonas B y C, y todos los sólidos están en la zona D, comenzando entonces un nuevo efecto llamado compresión. El momento en el que la compresión resulta por primera vez evidente recibe el nombre de punto crítico. En la compresión una parte del líquido que acompañaba a los flóculos en

la zona de compresión D es expulsado cuando el peso de los sólidos depositados rompe la estructura de los flóculos.

Durante la compresión una parte del líquido contenido en los flóculos se proyecta fuera de la zona D formando como pequeños surtidores y el espesor de esta zona disminuye. Finalmente, tal como muestra la figura 1.9 (e), cuando el peso de sólidos alcanza el equilibrio mecánico con la resistencia a la compresión de los flóculos, se detiene el proceso de sedimentación. En este momento las partículas alcanzan su altura final. Todo el proceso que se representa en la figura 1.9 recibe el nombre de sedimentación.

En la figura 1.10 se muestra la representación gráfica típica de la altura de las pulpas (el límite entre las zonas A y B) frente al tiempo. Tal como indica la primera parte de la curva, durante la primera etapa de sedimentación la velocidad es constante.

A medida que el sólido se acumula en la zona D, la velocidad de sedimentación disminuye y va descendiendo uniformemente hasta que se alcanza la altura final. El punto crítico corresponde al punto C de la figura 1.10.

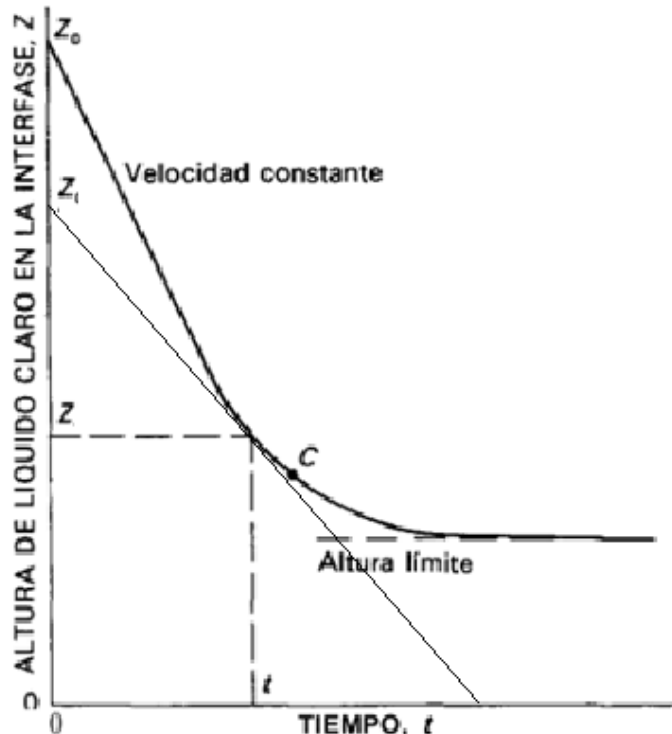


Figura 1.10. Velocidad de sedimentación (Warren *ed al*, 1998).

El comportamiento de las suspensiones varía mucho tanto en sus velocidades de sedimentación como en las alturas relativas de las distintas zonas durante la

sedimentación. Para evaluar con exactitud las características de sedimentación de cada suspensión individual, es preciso realizar un estudio experimental.

1.6.2. Velocidades críticas de deposición (o límites de deposición)

Es la velocidad de flujo para la cual las partículas empiezan a depositarse en el fondo de la tubería, es decir, se inicia la formación del lecho móvil. Esta velocidad depende directamente de la velocidad terminal de la partícula y del grado de turbulencia existente en el sistema, además del tipo de flujo, la concentración de sólidos, la granulometría de las partículas, la densidad de las fases y el diámetro de la tubería.

Esta velocidad es muy importante para el diseño y evaluación de un sistema de bombeo, especialmente para fluidos heterogéneos, pues se toma como un referente de seguridad para asegurar que las partículas sólidas no sedimenten. En este sentido, la velocidad de flujo en el diseño siempre debe superar a la velocidad límite (o crítica) de deposición, considerando un factor de seguridad.

1.7. Conclusiones del capítulo

1. Se revisaron trabajos precedentes que han abordado el tema del hidrotransporte de pulpas y en especial el hidrotransporte de la pulpa laterítica delimitando dichas investigaciones.
2. Se profundizó en los conocimientos de las máquinas de flujo y de las propiedades de los fluidos, haciendo énfasis en la clasificación reológica en función de su viscosidad independiente del tiempo.
3. Se investigó sobre el conocimiento de la velocidad de sedimentación o terminal de las pulpas, de la cual depende la velocidad crítica, para posteriormente conocer la velocidad de transportación o adecuada que garantiza la no sedimentación en los conductos.

MATERIALES Y MÉTODOS EMPLEADOS EN EL ESTUDIO DEL TRANSPORTE DE LA PULPA LATERÍTICA

2.1. Introducción

Teniendo en cuenta que la fábrica Comandante Pedro Sotto Alba, está presentando continuas interrupciones en parte del proceso productivo, por problemas en el hidrot transporte de la laterita, se hace necesario conocer las características de la pulpa. La correcta selección de los métodos y materiales empleados validan los resultados y es por eso que resulta indispensable una correcta aplicación de ellos; por tanto este capítulo tiene como objetivo: Dar a conocer los materiales empleados para establecer los modelos de flujos asociados a fluidos no newtonianos y plantear la metodología de cálculo para conocer, la velocidad de transportación de la pulpa laterítica, la característica de la red y otros aspectos energéticos que permitan describir el comportamiento y las propiedades de transporte.

2.2. Descripción de la instrumentación y el equipamiento tecnológico de los tanques 114-TK- 1E/F

Los espesadores 114-TK- 1E/F son elegidos como caso de estudio por ser los que más lejos se encuentran del colector común. Estos tanque son relativamente nuevos ya que se pusieron en funcionamiento en el periodo de la expansión de la empresa en el año 2008, siendo diseñados para espesar la pulpa laterítica proveniente de la planta Preparación de Pulpa, desde alrededor de 25 % hasta un 48 % de sólido en peso, aunque los porcentajes de salida de los tanques espesadores a lo sumo es 47 %. La extracción del mineral laterítico de dichos tanques se realiza a través de dos bombas por cada espesador (una de ellas en operación y la otra de reserva). Las bombas son de la marca Warman 10x8 denominadas bombas de fondo. En la tabla A.1 del anexo 1 se muestran las características técnicas de dichas bombas y de su respectivo motor.

La planta cuenta con un Sistema de Supervisión y Control (Citect Versión 7.10), donde el operador puede variar las condiciones operacionales en función de la necesidad del proceso productivo, en la figura 2.1 se representa una de las vistas generales de las plantas Espesadores de Pulpa incluyendo los tanques de almacenamiento de mineral perteneciente a la planta de Lixiviación.

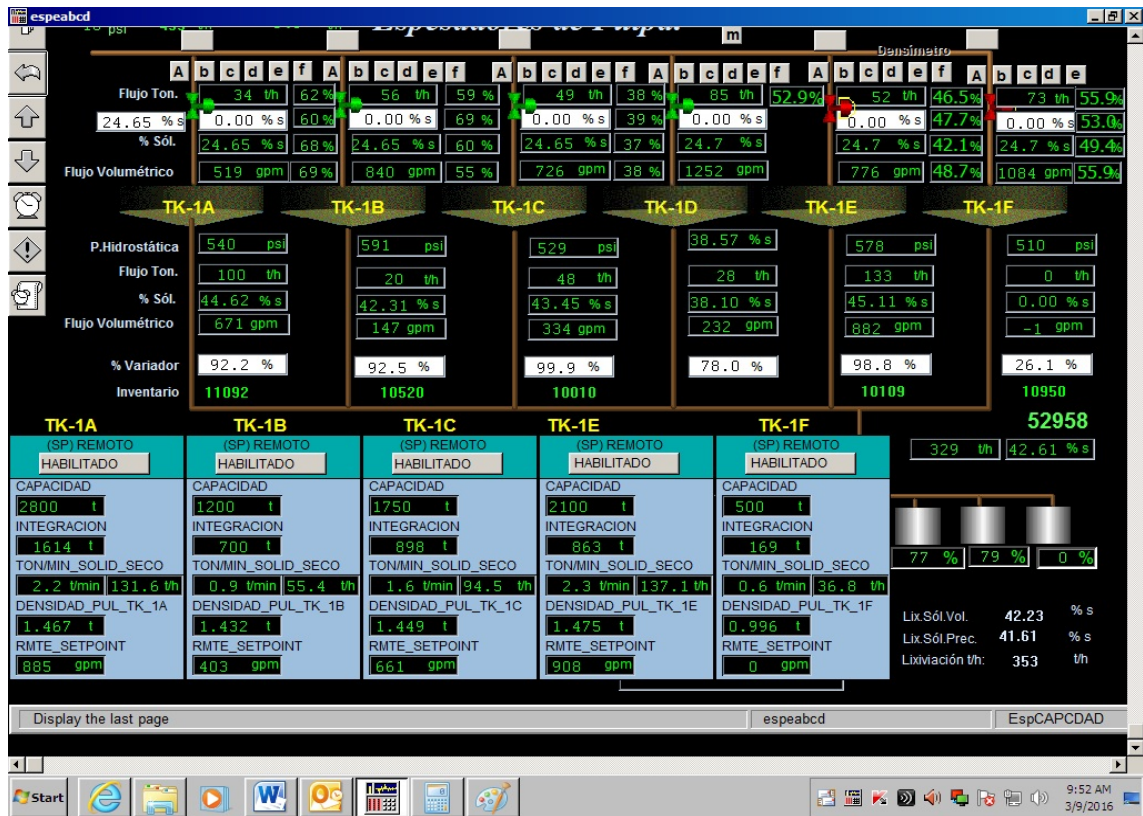


Figura 2.1. Ventana del Citect que incluye las plantas Espesadores-Lixiviación.

En la figura 2.1 se muestra un esquema de la planta Espesadores de pulpa, donde se representan los seis tanques y también se muestran los parámetros de entrada que son los que vienen desde la planta de Preparación de Pulpa en la parte superior de la imagen. En la parte inferior se muestran los parámetros de salida de la pulpa a la salida de los tanques, estos parámetros son: el flujo, porcentaje de sólido y porcentaje en que se manipula el variador de velocidad que actúan directamente en las bombas de fondo. Así mismo, se pueden visualizar el comportamiento de estas variables solamente dando clic sobre ellas.

2.2.1. Descripción de la instrumentación

En la tabla 2.1 se describe la instrumentación vinculada a los tanques espesadores 114-TK-1E/F donde se muestran la variable manipulada (el flujo) y controlada (presión), además del porcentaje de sólido. Seguidamente se ofrecen otros detalles y especificaciones.

Tabla 2.1 Instrumentos para la medición de parámetros de transporte.

Nombre	Rango	Tipo	Marca
Manómetro	0 - 1000 kPa	ASHCROFT	-
Variador de velocidad	0 – 100 %	F7	YASKAWA
Flujómetro ultrasónico	0 - 100 m ³ /h	UFM 3030	Krohne

Las presiones en la instalación se controlan a través de manómetros analógico (anexo 2) y en el caso de los tanques TK-1E/F se encuentran instalado en la descarga de las bombas de fondo y en las líneas principales de transferencia del mineral hacia Lixiviación que salen del colector común. El colector común es donde descargan todas las líneas que provienen de los tanques de empesadores.

El flujo másico o volumétrico constituye la variable manipulada, lográndose su cambio mediante variadores de velocidad instalados con las bombas. Los operadores son los encargados de cambiar la velocidad de las bombas en correspondencia con las exigencias del sistema. Por su parte, para registrar los valores del flujo se encuentran instalados flujómetros ultrasónicos en las líneas de descarga de las bombas de cada tanque (ver anexo 2).

2.3. Aspectos a seguir en la investigación

En la figura 2.2 se muestran los aspectos principales que se consideraran en la investigación. Una vez caracterizada las propiedades de la pulpa (sedimentación, granulometría, densidad, entre otras), se precisan los aspectos relacionados con la velocidad de transportación (velocidades críticas) y el comportamiento energético del sistema de bombeo asociado (perdidas dinámicas, potencia de bombeo, etc).

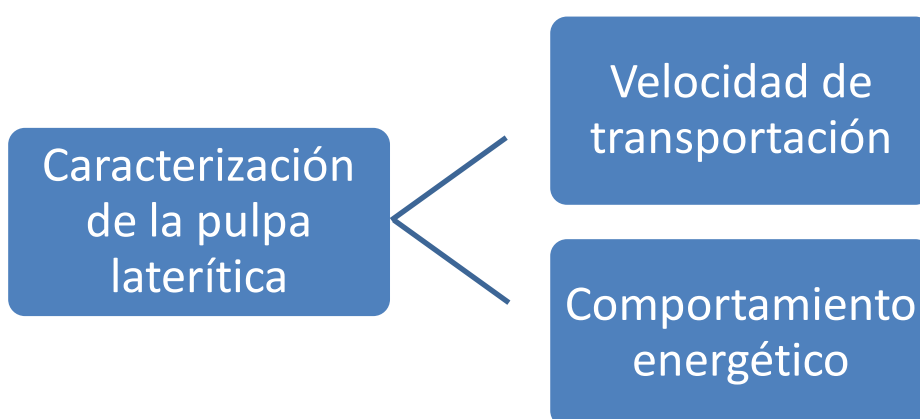


Figura 2.2. Diagrama de bloque de la investigación.

2.4. Granulometría de la pulpa laterítica

Apoyándose en las investigaciones de Pérez *et al* (2010) y Ramo (2015), el análisis granulométrico que ambos autores realizaron a la pulpa laterítica, demostró que está formada por sistemas polidispersos y que las partículas mayoritarias corresponden a la clase menor de 0,045 mm, representando un 72,46 % aproximadamente de la totalidad de las partículas.

Teniendo en consideración que la fracción menor de la pulpa laterítica que se transporta hasta la planta de Lixiviación es de 0,045 mm (Ramos, 2015), se cuenta con una referencia para determinar las velocidades críticas a partir de del diámetro predominante. Para analizar las partículas se utilizó un analizador Fritsch Particle Sizer Analysette 22, los resultados se presentan en la figura 2.3.

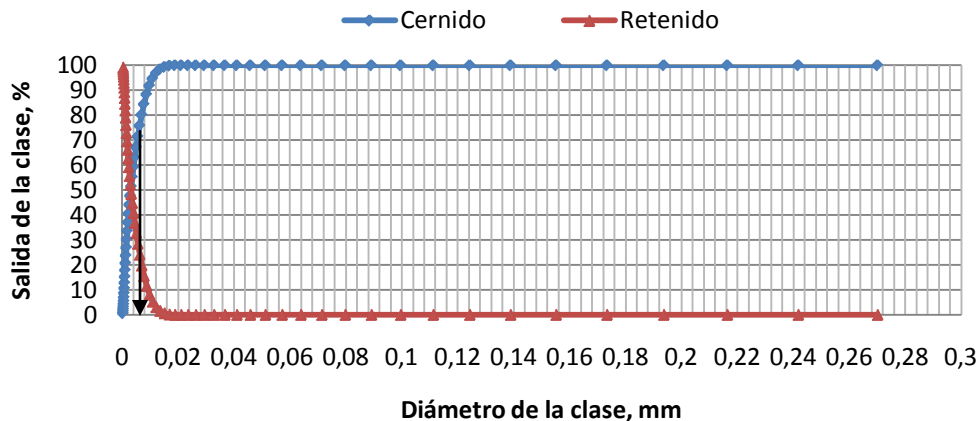


Figura 2.3. Determinación del tamaño de partícula (Ramos, 2015).

Como puede apreciarse en la figura 2.3 en la pulpa existe un predominio de las fracciones finas de forma general. El 80 % de las partículas cernidas (D_{80}), se corresponde con el diámetro de partícula igual a 0,006956 mm, aproximadamente 7 μm (el 80 % de la muestra presenta un diámetro inferior a este valor).

2.5. Técnicas experimentales para el análisis de la pulpa laterítica

Las técnicas experimentales son de trascendental importancia para el estudio de cualquier tipo de material que se desee trasegar. Al aplicarlas nos muestran gran información, pues a través de ellas podemos conocer cuál es la granulometría del material, así como las velocidades de transportación de la pulpa; sin olvidar el análisis reológico de la misma.

2.5.1. Técnica experimental empleada para el análisis de las densidades

Para la determinación de las densidades de la pulpa y el agua de reboso, se efectuaron varias réplicas de los experimentos, los cuales se describen a continuación.

Densidad de la pulpa y del líquido

Para el análisis de la densidad del líquido (agua de reboso) y la pulpa se utilizó el método del picnómetro que es un método de gran utilidad para el cálculo de la densidad de productos pulverulentos como la pulpa laterítica.

Los picnómetros utilizados se encuentran en el anexo 3, ellos 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 3 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 (agua de reboso): M 3

Para una densidad del agua destilada de 1 g/cm³.

La densidad de la pulpa en g/cm³ y el agua de reboso se obtienen por la siguiente expresión.

$$\rho_l = \frac{M 3 - M 1}{M 2 - M 1} \quad (2.1)$$

2.5.2. Técnica experimental empleada para el análisis de velocidad de sedimentación

Para la determinación de la velocidad de sedimentación se utilizan los datos obtenidos en una sedimentación discontinua, realizada con suspensiones de diferente concentración inicial C₀, donde se empleó una probeta de 1000 ml (anexo 3) y se procedió en el siguiente orden:

1. Se midió la altura inicial de la suspensión usando la regla acoplada a cada probeta.
2. Se tomó la muestra en la probeta y se homogenizó a través de la agitación.
3. Se dejó la probeta en reposo y se fue determinando la altura que ocupaba la suspensión en función del tiempo.

La velocidad del proceso de sedimentación observado en una probeta, viene dado por la velocidad con que desciende en la misma el límite inferior de la zona A mostrado en la figura 1.9. Es decir, por la pendiente de la curva de sedimentación de altura en función del tiempo (figura 1.10), lo que matemáticamente se expresa como:

$$v = \frac{dZ}{dt} \quad (2.2)$$

Por tanto, mientras exista la zona B (figura 1.9) la velocidad de sedimentación vendrá determinada por la de descenso de la interface A-B, que corresponde a la de caída de partículas más finas y será constante para concentraciones no muy altas de la suspensión inicial, cuando las partículas interaccionan poco unas con otras durante su caída. Este será el período de máxima velocidad de descenso en el proceso de sedimentación. (Rosabal & Valle, 1998)

La velocidad de sedimentación de una partícula en una suspensión es una función de la forma y masa de la misma, de la densidad del fluido, su viscosidad y de la concentración de la fase sólida (C) en la suspensión. Si todas las condiciones mencionadas se mantienen constantes, excepto la concentración, entonces la velocidad de sedimentación (v_s) es función de la concentración solamente.

De aquí se desprende que los datos obtenidos en el laboratorio de altura de la interface como función del tiempo puede ser determinada de la siguiente manera: Se construye la gráfica de Z como función de t (figura 1.10) y para diferentes valores de t se traza la tangente a la curva hasta que intercepte el eje Z en $t = 0$, lo que determina el punto Z_i . Por definición:

$$v_s = \frac{Z_i - Z}{t} \quad (2.3)$$

Luego se determina la concentración de la suspensión en la probeta para la altura Z_i por la siguiente ecuación:

$$C' = \frac{C_0 \cdot Z_0}{Z_i} \quad (2.4)$$

Dónde:

Z_0 - altura inicial de la suspensión, (cm)

C_0 - concentración inicial de la suspensión, (g/l)

Por tanto, si se repite este procedimiento para diferentes valores de t , se puede obtener la dependencia de v_s como función de C' y de t .

La concentración inicial de sólido en la suspensión se calcula por la siguiente ecuación:

$$C_0 = x \cdot \rho_p \quad (2.5)$$

Donde:

x – Fracción peso de sólido en la suspensión (0 – 1).

ρ_p – densidad de la pulpa, (g/l).

Este método de determinar la dependencia de la velocidad de sedimentación de la concentración, ha sido probado experimentalmente por diversos investigadores (Shanson & Tory, 1965; Rosabal & Valle, 1998). Se han propuesto otros métodos de elaboración más complejas pero no alcanzan mejores resultados.

Se ha llegado a establecer que sobre los procesos de sedimentación de estas pulpas influyen varios factores, entre los que se encuentran: la composición granulométrica, composición iónica, pH y la composición mineralógica (Beyris & Ferrer, 1996; Beyris & Falcón, 2007). Sin embargo, la mayoría de los trabajos referidos a la influencia de la composición mineralógica, analiza la pulpa alimentada al proceso sin tener en cuenta el origen y las características del mineral que la compone.

2.5.3. Técnica experimental para el análisis reológico de la pulpa laterítica

El equipo utilizado en las pruebas fue un viscosímetro rotacional de cilindros concéntricos RHEOTEST 2 de fabricación alemana que se encuentra en uno de los laboratorios del Centro de Investigaciones del Níquel (CEINNIQ). Para la determinación del porcentaje de sólido se analizó en un analizador de humedad RAD WAG donde la muestra de la pulpa tiene un peso de hasta 50 g, (Anexo 3).

En los reómetros de cilindros concéntricos, por lo general el cilindro interior o rotor gira a distintas velocidades angulares Ω en rev/min, mientras que el cilindro exterior permanece estático. El eje del rotor se conecta a resortes que permiten medir el torque τ en Pa, que es necesario aplicar para vencer la resistencia al flujo del líquido contenido entre los dos cilindros (Garcell, 2001; Pérez & Garcell, 2006).

Así, el esfuerzo cortante, evaluado para la superficie del rotor, viene dado por:

$$\tau = \frac{T}{2\pi LR_b^2} \quad (2.6)$$

Dónde:

R_b - Radio del rotor, (mm).

L- Longitud del rotor, (mm).

Al igual que en los reómetros de tubo, en los rotacionales la expresión del esfuerzo cortante τ es independiente de la naturaleza reológica del fluido; mientras que la expresión de $\dot{\gamma}$ es en función de los parámetros reológicos del modelo ajustado a los datos de la curva de flujo.

2.5.4. Técnica experimental empleada para la determinación de la caída de presión

Preparación de los manómetros

Después de localizar los manómetros con una escala que permitiera tomar lectura lo más exacta posible de 0 a 1000 kPa (0 a 100 psi); se procedió a su preparación en el Taller de instrumentación (anexo 3) que consistió en:

1. Crear el vacío en ellos, mediante la máquina de vacío.
2. Calibración del manómetro mediante el empleo del calibrador de peso muerto.
3. Llenado del burdón con aceite no muy viscoso.

Para la colocación en la línea de los manómetros es necesario adicionarle a estos un diafragma para evitar que la pulpa se introduzca en el tubo burdón del mismo. Este diafragma está compuesto por dos platillos unidos por tornillos, en su interior se aloja una lámina circular de níquel, cuyo espesor es de 0,02 mm haciéndola flexible al contacto con la pulpa que llega a él.

Preparación de la línea para colocar los instrumentos.

Luego de estar listos los manómetros con sus respectivos diafragma fue necesario perforar la línea en dos puntos en un tramo recto de tubería horizontal, trabajo este realizado en la línea de descarga del tanque 114-TK-1C en el momento en que el mismo estaba en reposo operacional.

Para el caso de la instalación de los manómetros, se tuvo en cuenta que se deberían situar a 60 veces el diámetro nominal de la tubería a la entrada y 40 a la salida (ver figura 2.4), siendo estas dimensiones recomendadas para disminuir los

errores en la medición (Casals, 2015), obteniéndose una longitud de 36 m de tubería recta. El diámetro nominal (DN) de la tubería es de 400 mm (16 pulgadas) Sch 40, el diámetro interior es de 381 mm (15 pulgadas) teniendo un espesor de 12,7 mm (0,5 pulgadas).

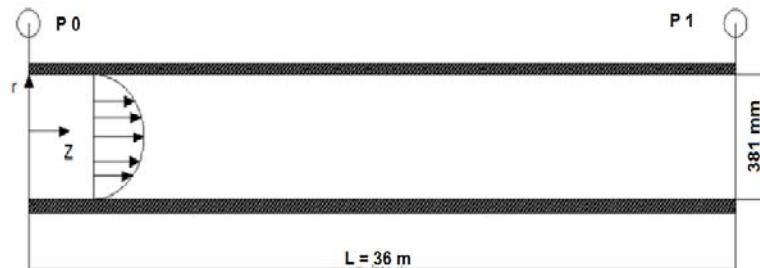


Figura 2.4. Flujo de un líquido a través de un tubo circular.

Listos todos estos instrumentos se procedió a realizar las mediciones, toma de muestra de la caída de presión después de lavada la línea.

2.6. Metodología de cálculo para un fluido no newtoniano en flujo laminar ajustándose al modelo Herschel-Burkley

- El factor del volumen se representa

$$\Phi = \frac{C_v}{100} \quad (2.7)$$

y radio del volumen,

$$R_v = \frac{\Phi}{1 - \Phi} \quad (2.8)$$

La concentración del sólido en volumen de la mezcla se calcula mediante la siguiente formula:

$$C_v = \frac{C_w \cdot \rho_m}{\rho_s} \quad (2.9)$$

Dónde:

C_v - Concentración del sólido en volumen de la mezcla, %.

C_w - Concentración del sólido en peso, %.

ρ_m - Densidad de la mezcla, kgf/m^3 .

ρ_s - Densidad del sólido, kgf/m^3 .

La viscosidad específica de la pulpa para el plástico real puede ser calculada por la siguiente ecuación.

$$\mu_e = K \left(\frac{8V}{D} \right)^{n-1} \cdot \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n \quad (2.10)$$

Dónde:

n- índice de flujo, adimensional.

k- índice de consistencia, adimensional.

D- diámetro de la tubería, (m).

v- velocidad media del fluido, (m/s).

Podemos conocer el número de Re modificado para el fluido plástico real por la siguiente ecuación:

$$R_{em} = 8 \left(\frac{n}{6n+2} \right)^n \rho_m * D^n \left(\frac{v^{2-n}}{K} \right) \quad (2.11)$$

Dónde:

Rem- número del Reynolds modificado del fluido, adimensional.

ρ_m - densidad de la mezcla, (kg/m³).

D - diámetro interior de la tubería, (m).

v - velocidad del fluido, (m/s).

Obteniendo el número de Reynolds modificado podemos obtener el factor de fricción de Darcy.

$$f = \frac{64}{R_{Rm}} \quad (2.12)$$

Cálculo de las pérdidas por rozamiento y locales en la tubería de impulsión y de succión

Para la ejecución de los cálculos de pérdida por rozamiento se caracterizó la línea de impulsión (descarga) con sus diferentes diámetros nominal (DN) y cantidades de accesorios, estas características se exponen en la tabla 2.2.

- Cálculo de las pérdidas por rozamiento en la tubería de impulsión (m), (Darcy):

$$h_1 = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad (2.13)$$

f - factor de fricción.

L - longitud de la tubería de impulsión, (m).

D - diámetro interior de la tubería, (m).

v - velocidad de transportación del fluido, (m/s).

$g = 9,81 \text{ m/s}^2$ - Aceleración de la gravedad.

- Cálculo de las pérdidas locales en la tubería de impulsión (m), (Nekrasov, 1990):

$$h_2 = \xi_i * \frac{v^2}{2 * g} \quad (2.14)$$

La ecuación siguiente cambia en función de los accesorios de la tubería analizada en este caso se formuló para la línea de descarga de $\varnothing 300 \text{ mm}$.

$$\xi_{300} = 4\xi_{codo45} + \xi_{codo90} + \xi_{válvula} + \xi_{reducido} \quad (2.15)$$

ξ - Coeficientes de pérdidas locales para las tuberías comerciales nuevas, de acero, (Reza, 2000).

Tabla 2.2. Coeficientes de pérdidas locales para la línea de impulsión.

Línea de $\varnothing 350$ con $L = 170,948 \text{ m}$		
Accesorios	Cantidad	Coeficiente de resistencia ξ
Válvula de macho	1	0,104
Codos 45^0	4	0,39
Codos 90^0	4	0,208
Reducido concéntrico	1	0,013
Línea de $\varnothing 300$ con $L = 134,172 \text{ m}$		
Válvula de macho	1	0,104
Codos 90^0	1	0,39
Codos 45^0	4	0,208
Válvula de mariposa	1	0,455
Línea de $\varnothing 250$ con $L = 15 \text{ m}$		
Válvula de macho	2	0,112
Codos 90^0	1	0,42
Ye	1	0,35
Junta de expansión de goma	1	0,21
Reducido concéntrico 10x14	1	0,013

Pérdidas totales en la tubería de impulsión (m):

$$h = h_1 + h_2 \quad (2.16)$$

En el cálculo en la línea de succión se emplean las ecuaciones desde 2.13 a la 2.15, pero con las especificaciones de las líneas de succión expuestas en la tabla 2.3.

Tabla 2.3. Coeficientes de pérdidas locales para la línea de succión.

Línea de Ø 300 con L = 110,41 m		
Accesorios	Cantidad	Coeficiente de resistencia ξ
Válvula de mariposa	1	0,455
Codos 90 ⁰	1	0,39
Codos 45 ⁰	1	0,208
Salida del tanque	1	0,78
Ye	2	0,26
Reducido concéntrico 12x10	1	0,013
Válvula macho	1	0,104
Línea de Ø 250 con L = 0,480 m		
Junta de expansión de goma	1	0,21
Entrada a la bomba	1	1

Cálculo de las pérdidas totales dinámicas en la instalación por la siguiente ecuación:

$$h_{din} = h_{imp} + h_{suc} \quad (2.17)$$

Cálculo de la altura estática

Para el cálculo de la altura estática se planteó una condición, teniendo en cuenta que el líquido de la impulsión está sometido a una presión que no es la atmosférica, ΔZ se calcula po la siguiente ecuación:

$$\Delta Z = H_{imp} - H_{succ} + P \quad (2.18)$$

Dónde:

ΔZ_r - Altura estática real, (m).

H_{imp} - Altura de impulsión, (m).

H_{suc} - Altura de succión, (m).

P - Presión manométrica en el colector (m).

Para la condición del máximo nivel de la pulpa en el tanque al colector común de DN 500.

$$H_{imp} = 9,474 \text{ m}$$

$$H_{succ} = 11,378 \text{ m}$$

Cálculo de las pérdidas totales en este sistema

$$h_t = h_{din} + \Delta Z_r \quad (2.19)$$

2.7. Característica de la red

La característica de la red de la instalación de hidrotransporte se recomienda calcular por la ecuación (Nekrasov, 1986):

$$H_{\text{red}} = \Delta Z + R_c \cdot Q^m \quad (2.20)$$

Dónde:

R_c - coeficiente generalizado de resistencia de la red para la instalación de transporte hidráulico, (s^2/m^5).

m - índice que depende del régimen de la corriente.

ΔZ - altura estática, (m).

Q - caudal transportado por las bombas, (m^3/s).

$$R_c = \left(f \cdot \frac{L}{D} + \sum \xi_t \right) \cdot \frac{8}{g \cdot n^2 \cdot D^4} \quad (2.21)$$

Dónde:

f - factor de fricción.

L - longitud de la tubería, (m).

D - diámetro interior, (m).

$\sum \xi_t$ - coeficiente de resistencia total en la instalación.

2.8. Metodología del cálculo energético en bombas centrífugas

El balance energético de una bomba se sustentará en el cálculo del rendimiento total de la bomba y en la potencia real que consume el motor, porque estos aspectos caracterizan energéticamente la instalación. La metodología a utilizar se establece a continuación (Nekrasov, 1986).

Gasto que debe entregar el impulsor

A la hora de diseñar una bomba es necesario tener en cuenta las fugas. En la práctica se consideran entre 2 y 5 %. Por lo que el gasto que debe entregar el impulsor para garantizar el flujo deseado es:

$$Q_c = (1,02 - 1,05) \cdot Q \quad (2.22)$$

Q - Caudal de operación transportado por la bomba, (m^3/h).

Rendimiento volumétrico

Las pérdidas volumétricas (fugas) están condicionadas por el paso de líquido a través de las holguras entre el impulsor y el cuerpo de la máquina. Depende en sumo grado del estado de las empaquetaduras.

$$n_v = \frac{Q}{Q_c} ; (\%) \quad (2.23)$$

Potencia consumida por la bomba

$$N_b = \rho \cdot Q \cdot g \cdot H ; (W) \quad (2.24)$$

Dónde:

ρ - densidad del fluido a transportar, (kg/m³).

g - aceleración de la gravedad, (m/s²).

H- pérdida o carga a que está impuesta a vencer la bomba, (m).

Q- caudal que transporta la bomba, (m³/s).

Potencia útil que se le entrega al eje de la bomba

$$N_{eje} = \frac{\rho \cdot Q \cdot g \cdot H}{1000 \cdot \eta} ; (kW) \quad (2.25)$$

Dónde:

ρ - densidad del fluido a transportar, (kg/m³).

g - aceleración de la gravedad, (m/s²).

H- pérdida o carga a que está impuesta a vencer la bomba, (m).

Q- caudal que transporta la bomba, (m³/s).

η - eficiencia de la bomba, (de 0 \geq 1).

Potencia real que consume el motor

$$N_m = (1.05 \div 1.1) \cdot N_{eje} ; (kW) \quad (2.26)$$

El valor del coeficiente (1,05 - 1,1), reserva de energía del motor según los estándares de fabricación del motor.

Características del motor de la bombas Warman 10x8 para las condiciones actuales de trabajo

Según el análisis de una data extraída del Citect 7.0, se puede obtener el comportamiento de la potencia consumida por la bomba, para ello se utiliza la intensidad de la corriente, se asume el parámetro nominal de la tensión del motor,

y se considera el factor de potencia de chapa. Como la medición de corriente se realiza en una sola fase, se multiplica por 3 para obtener la potencia total que consume el motor de la bomba mediante la siguiente expresión

$$P_m = I \cdot 3 \cdot U \cdot \cos \varphi \quad (2.27)$$

Dónde:

U- tensión de fase (V).

$\cos \varphi$ - factor de potencia.

P- potencia útil en (W), transmitida por el árbol del motor.

Fuente: (Catalogo, 1987).

2.9. Metodología empleada para el cálculo de la velocidad de transporte de la pulpa laterítica

- Determinación de la velocidad crítica o (límite de depósito).

La velocidad límite determina la mínima velocidad de flujo de manera que no exista riesgo de deposición y obstrucción de la tubería. Para el transporte de pulpas en tuberías mediante la ecuación de Volcadlo y Sago expuesta por Guevara (2000) que plantea:

$$V_l = 8,4 \cdot C_v \cdot ((S - 1) \cdot g \cdot D \cdot v_s)^{1/3} \quad (2.28)$$

Dónde:

v_s - velocidad de sedimentación por laboratorio, (m/s).

C_v - porcentaje en sólido en volumen, (0...1).

S- densidad del sólido, (kg/dm³).

g- aceleración de la gravedad, (m/s²).

D- diámetro interior de la tubería, (m).

La velocidad adecuada para el funcionamiento normal se escoge de un 10 a un 20 % superior que la velocidad límite de depósito. Esta velocidad se puede considerar como la velocidad adecuada de transporte (V):

$$V = (1,1 - 1,2) \cdot V_l \quad (2.29)$$

La velocidad media representa el gasto que tiene el líquido que pasa a través de la sección de flujo de una corriente líquida y se determina por la expresión que se muestra a continuación:

$$V_m = \frac{Q}{A} \quad (2.30)$$

Dónde:

Q- caudal transportado por las bombas, m³/s.

A- área de la sección transversal de la tubería, m².

La velocidad media de transportación debe ser mayor que la velocidad adecuada de funcionamiento $V_m \geq V$ para evitar la sedimentación de las partículas dispersantes.

La determinación del área de la sección circular de la tubería por donde circula el fluido, se puede realizar según la expresión siguiente:

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (2.31)$$

Dónde:

D- diámetro interior de la tubería, (m).

- Cálculo del gradiente de velocidad (γ) media de la pulpa laterítica a través de la ecuación de continuidad

La distribución de la densidad de flujo de cantidad de movimiento para el flujo de cualquier clase de fluido en un tubo circular, viene dada por la siguiente ecuación:

$$\tau_{rz} = \left(\frac{-\Delta P}{2L} \right) \cdot r \quad (2.32)$$

El gradiente de velocidad para un fluido Herschel-Burkley es cero mientras la densidad de flujo de cantidad de movimiento sea menor de un cierto valor τ_0 (Byron *et al*, 1964). Como es de esperar el perfil de velocidad es parabólico y depende del valor $n > 0$ (Figura 2.5), cuando $n = 0$ existe una región de flujo de tapón que se ajusta muy bien a un plástico Bingham, mientras cuando $n \rightarrow \infty$ se convierte en un triángulo isósceles (Garcell *et al*, 1992). Para este tipo de fluido la densidad de flujo de cantidad de movimiento y el gradiente de velocidad están relacionados por la ecuación:

$$\tau_{rz} = \tau_0 + K \left(- \frac{dv_z}{dr} \right)^n \quad (2.33)$$

Si $\tau_{yx} > \tau_0$ sustituyendo en la ecuación de la distribución de la densidad de flujo.

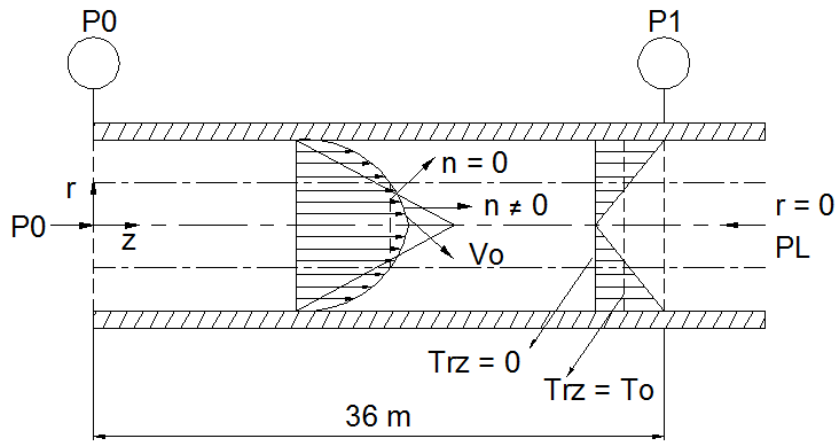


Figura 2.6. Flujo de un fluido Herschel-Burkley en régimen laminar a través de un tubo circular.

La ecuación del esfuerzo cortante en la pared de la tubería, para los diferentes tipos de fluidos newtonianos y no newtonianos independientes del tiempo es la siguiente:

$$\tau_{rz} = \tau_w = \left(\frac{-\Delta P}{2L} \right) \cdot R \quad (2.34)$$

Teniendo en cuenta que los fluidos del tipo Herschel-Burkley y los fluidos plásticos Bingham, se comportan como sólidos cuando $\tau_w < \tau_0$, es de esperar que a partir de un punto r_0 medido desde el eje del tubo, el material fluye en flujo pistón con un esfuerzo cortante inicial igual τ_0 , por la que en la zona de tapón el esfuerzo cortante es:

$$\tau_0 = \left(\frac{-\Delta P}{2L} \right) \cdot r_0 \quad (2.35)$$

Dividiendo la ecuación 2.35 por 2.32, se tiene:

$$\int = \frac{\tau_0}{\tau_w} = \frac{r_0}{R} \quad (2.36)$$

Teniendo en cuenta que el gradiente de velocidad es $\dot{\gamma} = -\frac{dv_z}{dr}$ y arreglado para un fluido Herschel-Burkley es la siguiente:

$$\frac{8 \cdot v_m}{D} = \frac{8 \cdot \dot{\gamma} \cdot (1-\int)}{1 + \frac{1}{n}} \left(\frac{1}{2} - \frac{(1-\int)}{2 + \frac{1}{n}} + \frac{(1-\int)^2}{\left(2 + \frac{1}{n}\right)\left(3 + \frac{1}{n}\right)} \right) \quad (2.37)$$

La relación entre $\left(\frac{8 \cdot v_m}{D}\right)$ y la velocidad de deformación será:

$$\frac{8 \cdot v_m}{D \cdot \dot{\gamma}} = \frac{8 \cdot (1-\int)}{1 + \frac{1}{n}} \left(\frac{1}{2} - \frac{(1-\int)}{2 + \frac{1}{n}} + \frac{(1-\int)^2}{\left(2 + \frac{1}{n}\right)\left(3 + \frac{1}{n}\right)} \right) \quad (2.38)$$

Despejando el gradiente de velocidad de la ecuación 2.38 se obtiene:

$$\gamma = \frac{\frac{8 \cdot v}{D}}{\frac{8(1-f)}{1+\frac{1}{n}} \cdot \left(0,5 - \frac{(1-f)}{2+\frac{1}{n}} + \frac{(1-f)^2}{(2+\frac{1}{n}) \cdot (3+\frac{1}{n})}\right)} \quad (2.39)$$

Esta ecuación puede utilizarse para cualquiera de los modelos reológicos ya que para $f = 0$ y $n = 1$ se convierte en la relación $\gamma = \frac{8 \cdot v_m}{D}$ de los fluidos newtonianos;

para $f = 0$ se convierte en la relación $\gamma = \left(\frac{8 \cdot v_m}{D}\right) \frac{3n+1}{4n}$ de los modelos Ostwald de Waele y para $n = 1$ se obtiene la relación correspondiente para los plásticos

$$\text{Bingham } \gamma = \frac{1-f}{1-\frac{4}{3}f+\frac{1}{3}f^4}.$$

2.10. determinar la pérdida de carga en tuberías

Para la comprobación de la variación de presión en el tramo de tubería desde Po hasta P1 (Figura 2.5) se realizaron las pruebas experimentales arrojando resultados de las presiones puntuales para varios caudales utilizando la regulación de la bomba por un variador de velocidad. Posteriormente se realizaron los cálculos teóricos de las pérdidas por la siguiente ecuación:

$$\Delta P = \frac{\rho \cdot f \cdot L \cdot v_m^2}{2 \cdot D}; (Pa) \quad (2.40)$$

Dónde:

f - factor de fricción.

L - longitud del tramo recto de tubería, (m).

D - diámetro interior de la tubería, (m).

v_m – velocidad media de transportación de la pulpa laterítica, (m/s).

ρ - densidad del fluido a transportar, (kg/m³).

2.10.1. Análisis experimental del gradiente de presión durante el transporte de la pulpa laterítica

La pendiente hidráulica teórica o gradiente de presión (Pa/m) para el flujo de la pulpa se determina por la siguiente ecuación despejando la longitud de la ecuación de pérdida de presión.

$$\Delta P_l = \frac{\rho \cdot f \cdot v_m^2}{2 \cdot D}; (Pa/m) \quad (2.41)$$

Dónde:

f - factor de fricción.

L - longitud del tramo recto de tubería, (m).

D - diámetro interior de la tubería, (m).

v_m - velocidad media de transportación de la pulpa laterítica, (m/s).

ρ - densidad del fluido a transportar, (kg/m³).

La pendiente hidráulica experimental se determina por la siguiente ecuación:

$$\Delta P_{ex} = \frac{\Delta P}{L} = \frac{P_o - P_1}{L}; Pa / m \quad (2.42)$$

P_o - presión puntual en el manómetro P_o , (Pa).

P_1 - presión puntual en el manómetro P_1 , (Pa).

La confirmación de la validez de los resultados experimentales con el modelo teórico se desarrolló a través de la diferencia entre el módulo del valor experimental " X_{exp} " de la caída de presión y el valor teórico " $X_{teó}$ " (error relativo), obtenido por el modelo para las mismas condiciones del experimento. El error relativo puntual (E_p) se calcula por la siguiente expresión:

$$E_p = \left| \frac{X_{exp} - X_{teó}}{X_{exp}} \right| \times 100 \quad (2.43)$$

Posteriormente se grafica la pendiente hidráulica experimental y teórica (Pa/m) en función de la velocidad del fluido (m/s). Los errores entre las caídas de presión teórica y experimental no deben sobrepasar el 10 %.

2.11. Análisis estadístico de los datos de proceso

Para el análisis y limpieza de los datos se utilizaron diferentes herramientas las cuales se comentan a continuación (Walpole *et al*, 2008).

Si X_1, X_2, \dots, X_n representan una muestra aleatoria de tamaño n , entonces la media de la muestra se define mediante la estadística:

$$\bar{X} = \frac{\sum_{i=1}^n X_i}{n}$$

Si X_1, X_2, \dots, X_n representa una muestra aleatoria de tamaño n , acomodada en orden creciente de magnitud, entonces la mediana de la muestra se define mediante la estadística:

$$x_{(n+1)/2} \quad \text{si } n \text{ es impar}$$

$$\bar{X} = \frac{X_{n/2} + X_{(n/2)+1}}{2} \quad \text{si } n \text{ es par}$$

Es necesario acomodar las observaciones en orden creciente de magnitud.

Si X_1, X_2, \dots, X_n , no necesariamente diferentes, representan una muestra aleatoria de tamaño n , entonces la moda M es aquel valor de la muestra que ocurre más a menudo o con la mayor frecuencia. La moda puede no existir, y cuando existe no necesariamente es única.

Si X_1, X_2, \dots, X_n representa una muestra aleatoria de tamaño n , entonces la varianza de la muestra se define con la estadística.

$$s^2 = \frac{\sum_{i=1}^n (X_i - \bar{X})^2}{n-1}$$

La desviación estándar de la muestra, que se denota con S , es la raíz cuadrada positiva de la varianza de la muestra.

2.12. Conclusiones del capítulo

1. Se definieron las técnicas experimentales a utilizar para la determinación de las propiedades de la pulpa laterítica las cuales están relacionadas con la densidad del líquido (agua de reboso) y la pulpa, el análisis reológico y la velocidad de sedimentación.
2. Se planteó la metodología de cálculo para el transporte de la pulpa laterítica ajustándose al modelo Herschel-Burkley, con el objetivo de determinar las pérdidas por rozamiento, las características de la red y la velocidad de transportación.
3. Se consideró el cálculo de la potencia consumida por la bomba a partir de las mediciones de corriente y los demás parámetros de chapa, así como el balance energético asociado al trabajo del sistema de bombeo.

ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS DEL HIDROTRANSPORTE DE LA PULPA LATERÍTICA

3.1. Introducción

En este capítulo se desarrolla el aspecto más importante del trabajo, o sea, los resultados obtenidos de los cálculos que se exponen en el capítulo 2. El objetivo consiste en determinar los parámetros de hidrotransporte de la pulpa laterítica, abarcando: el análisis de su densidad, la determinación del comportamiento de la sedimentación, el estudio reológico de la pulpa, la determinación de la velocidad adecuada para el hidrotransporte y la valoración del comportamiento energético de las bombas en operación. Finalmente se presenta un análisis técnico-económico de los resultados, en base a transportar valores unitarios de la pulpa (un m³). Estos elementos permiten tomar decisiones y fundamentar determinadas operaciones con esta hidromezcla.

3.2. Resultados de los análisis de densidades de la pulpa laterítica

Para obtener los resultados de densidad en base a una mayor confiabilidad, se tomaron tres muestras a la salida del tanque espesador E. En la tabla 3.1 se muestran los datos de las densidades del líquido (agua de reboso) y de la pulpa para un porcentaje de sólido de un 44 % para las tres muestras. Este porcentaje de sólido es el predominante en todos los tanques.

Tabla 3.1. Resultados de los experimentos de las densidades.

Parámetros	Prueba 1	Prueba 2	Prueba 3	Promedio
Densidad del líquido (kg/m ³)	1038,7	964,9	1004,8	1002,8
Densidad de la pulpa (kg/m ³)	1328,4	1235,1	1277,6	1280,3

En la tabla anterior se observa que los valores promedios de las densidades para el agua de reboso es de 1002,8 kg/m³ y para la pulpa de 1280,3 kg/m³.

3.3. Resultados del análisis de la velocidad de sedimentación de la pulpa laterítica

Para el análisis de la velocidad de sedimentación se tomó dos muestras de las líneas de descarga de los tanques espesadores 114-TK-1E/F de la pulpa laterítica. Luego se prepararon iguales volúmenes pero con porcentaje de sólidos en peso de 43 y 44 %. Vale destacar que la fábrica cuenta con varios yacimientos de explotación del mineral, teniendo cada una de ellos diferentes composiciones

mineralógicas. Cuando se tomó la muestra de la pulpa el yacimiento que se estaba explotando corresponde con el de Moa Oriental. Este yacimiento tiene la siguiente composición: Ni (1,03%), Co (0,112 %), Fe (44,5 %), Mg (0,67 %), Al (4,73 %), SiO₂ (7,62 %), Cr (1,72 %), Mn (0,68 %), Cu (0,033 %), Zn (0,038 %) y otras trazas.

Mediante el procedimiento para determinar la velocidad de sedimentación, descrito en el capítulo 2, se obtuvo los diferentes valores de altura de la pulpa sedimentada en función del tiempo, mostrándose los resultados en la tabla A.2 anexo 4. Las curvas de sedimentación correspondientes se presentan en la figura 3.1.

A medida que aumenta el tiempo, la altura de la suspensión en la probeta tiende a disminuir, ocurriendo la separación de las partículas sólidas del fluido en un proceso de sedimentación diferencial.

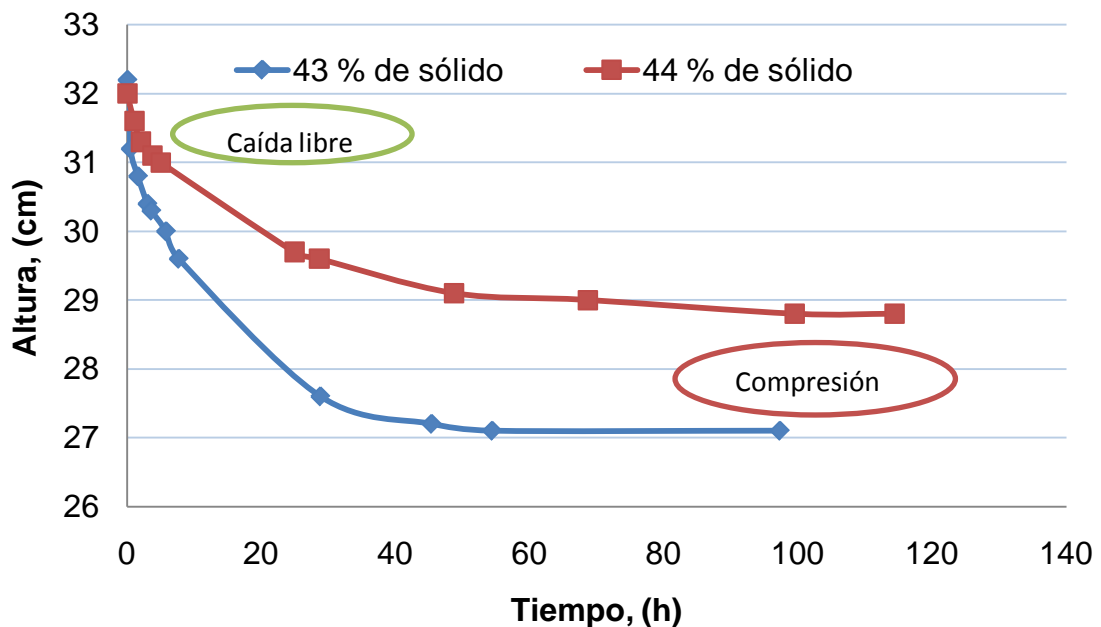


Figura 3.1 Altura del interface como función del tiempo.

En la figura 3.1 se puede apreciar que en la primera etapa de la sedimentación la velocidad es constante y las partículas tienen una velocidad de caída libre. A medida de que el tiempo aumenta la velocidad de sedimentación tiende a disminuir hasta alcanzar la etapa de compresión, entre estas zonas la pulpa alcanza un punto crítico que delimita la velocidad de caída libre con la velocidad de compresión de la partícula, logrando la altura límite en la probeta.

Teniendo en cuenta que las mayores velocidades de sedimentación experimentadas por la pulpa laterítica se encuentran en la zona de caída libre donde la velocidad es constante, se evaluó esta zona de altura en función del tiempo (t) de la experimentación, la cual se muestra en el anexo 4.

Para los diferentes porcentos de sólido en peso de la pulpa laterítica (43 y 44 %) la concentración inicial de la suspensión es de 624,6 y 645,9 g/l y la altura inicial de la suspensión de 32,2 y 32 cm respectivamente. Luego de obtenida la pendiente para los diferentes valores de t se calculó la velocidad y la concentración de la suspensión en la altura Zi mostrándose estos resultados en la tabla 3.2 por el empleo de las ecuaciones 2.3 y 2.4.

Tabla 3.2. Resultados de los cálculos para la determinación de las velocidad de sedimentación como función de la concentración.

43 % de sólido				
t, (h)	Z(cm)	Zi(cm)	v_s (cm/h)	C' (g/L)
0,58	31,1	31,49	0,672	638,7
2,98	30,4	31	0,201	648,8
3,56	30,3	30,9	0,168	650,9
7,65	29,6	30,6	0,130	657,3
44 % de sólido				
1,03	31,6	31,9	0,291	647,9
2,01	31,3	31,65	0,174	653,1
4,99	31	31,31	0,062	660,1

En la tabla 3.2 se puede observar como aumenta la concentración de la pulpa laterítica a medida que transcurre el tiempo de la sedimentación.

En la figura 3.2 se presenta gráficamente el comportamiento de la velocidad de sedimentación en función de la concentración, pudiéndose obtener estos valores para la evaluación en la zona de caída libre de la partícula, por ser la sedimentación experimentada de mayor velocidad, hasta que entra en la zona de caída contrariada y luego en la etapa de compresión.

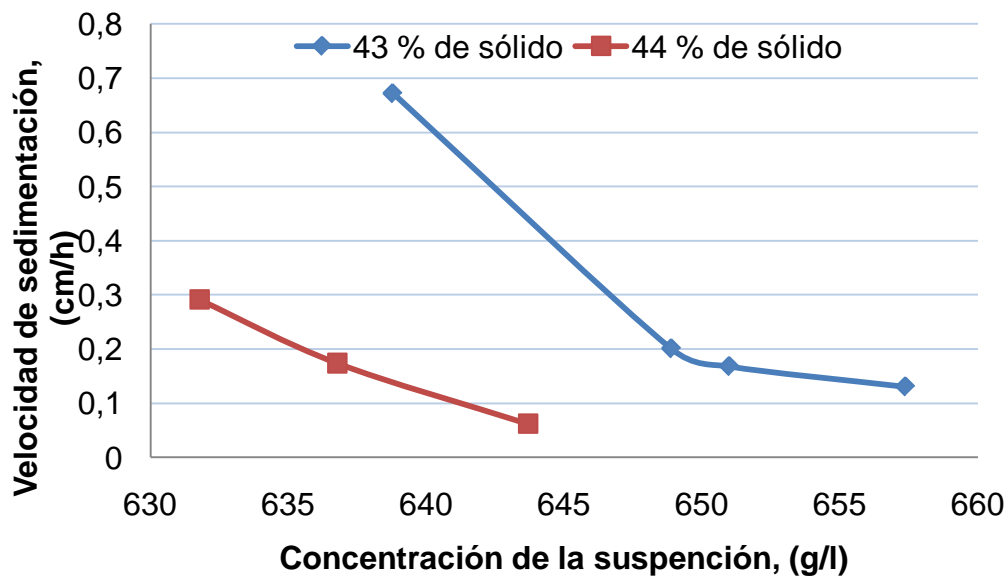


Figura 3.2 Velocidad de sedimentación como función de la concentración.

Como se puede apreciar en la figura 3.2 a medida que aumenta la concentración de la suspensión en la probeta la velocidad de sedimentación tienen un comportamiento decreciente, por lo tanto esta velocidades de la pulpa laterítica es mayor para concentraciones menores. En la tabla 3.3 se muestran las máximas velocidades de sedimentación en función de la concentración de la suspensión y del porcentaje de sólido en peso.

Tabla 3.3. Velocidad de sedimentación en función del porcentaje de sólido de la pulpa laterítica.

Porcentaje de sólido C_w , (%)	Concentración de la suspensión, (kg/m^3)	Velocidad de sedimentación, (m/s)
43	638,774	$1,86 \cdot 10^{-6}$
44	647,982	$0,80 \cdot 10^{-6}$

3.4. Resultados del estudio de la velocidad crítica de transporte de la pulpa laterítica

En la tabla A.3 en el anexo 4 se muestran los valores de la velocidad límite de deposición de la pulpa laterítica para los diferentes diámetros interiores de tubería presentes en la instalación de bombeo de la planta Espesadores de Pulpa. Estas velocidades se determinaron por la ecuación 2.28 en función del porcentaje de sólido en volumen, los diámetros de tuberías y la velocidad de sedimentación.

Las velocidades límites (o críticas) de deposición de la pulpa laterítica en función de los diámetros interiores y de los diferentes porcentajes de sólido en peso se muestra en la figura 3.3.

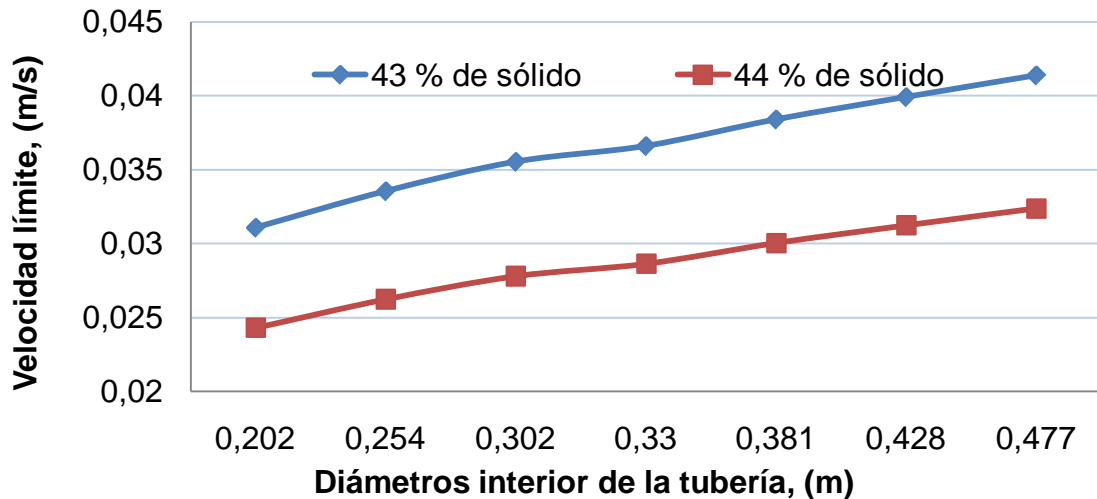


Figura 3.3. Velocidades límites de deposición (o críticas) de la pulpa laterítica.

El comportamiento que se puede apreciar en la figura 3.3 es el continuo crecimiento de las velocidades límites a medida que aumenta el diámetro de la tubería, también se puede analizar que la mezcla de 44 % de sólido las velocidades límites son menores oscilando entre los valores de 0,024 y 0,032 m/s.

En la tabla A.4 en el anexo 4 se muestran los valores del caudal de transportación para los diferentes diámetros interiores de tubería existentes en la Planta Espesadores de Pulpa. Dichos caudales se calcularon en función de las velocidades adecuadas de transportación teniendo en cuenta la ecuación 2.29 con un coeficiente de seguridad de 1,2 multiplicado por la velocidad límite de deposición.

De los valores de los caudales en función de los diámetros interiores de tubería se obtuvo la figura 3.4 donde se pueden determinar los caudales volumétricos a manejar para las diferentes líneas de tubería; estos caudales garantizan una velocidad de transportación mínima adecuada para que no ocurra sedimentación en las líneas por deposición.

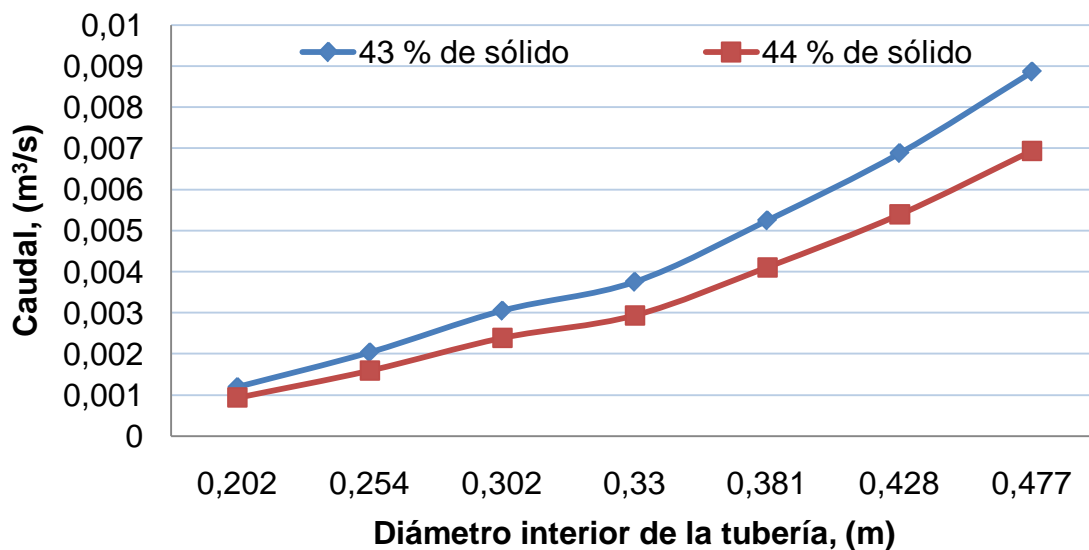


Figura 3.4 Caudales de transportación de la pulpa laterítica.

Se aprecia en la figura 3.4 que a medida que aumentan los diámetros de tubería aumentan los caudales de transportación, además de que al aumentar el porcentaje de sólido los caudales de transportación son menores y viceversa al disminuir los porcentaje de sólido los caudales de transportación aumentan.

En la tabla 3.4 se muestra el comportamiento de las velocidades medias, críticas y adecuadas de la pulpa laterítica evaluadas para los porcentos de sólidos establecidos anteriormente. Esta tabla se realizó con el empleo de las ecuaciones 2.28; 2.29 y 2.30 utilizando un caudal de 0,0644 m³/s correspondiente con el 100% de la velocidad de variador con las dos bombas de los respectivos tanques en paralelo.

Tabla 3.4. Comportamiento de las velocidades en función de los diámetros interiores.

Diámetros interiores, (m)	Velocidad media (m/s)		Velocidad crítica, (m/s)		Velocidad adecuada, (m/s)	
	43 % Cw	44 % Cw	43 % Cw	44 % Cw	43 % Cw	44 % Cw
0,202	1,9952		0,0310	0,0243	0,0372	0,0291
0,254	1,2738		0,0335	0,0262	0,0402	0,0314
0,302	0,8918		0,0355	0,0277	0,0426	0,0333
0,330	0,7378		0,0365	0,0286	0,0439	0,0343

Para los diámetros internos de tubería de los tanque caso de estudio según la metodología de cálculo, no debe existir sedimentación en las líneas ya que las

velocidades mediad de transportación superan la velocidades críticas y las velocidades adecuadas.

3.5. Comportamiento de las propiedades reológicas de la pulpa laterítica

Los resultados del análisis reológico de la pulpa laterítica se obtuvieron mediante un reómetro rotacional. Teniendo en cuenta el porciento de sólido, se comprueba el efecto de este sobre el comportamiento de las curvas de flujo, las cuales fueron obtenidas graficando los valores de esfuerzo cortante (τ) en función del gradiente de velocidad ($\dot{\gamma}$), estas permitieron clasificar reológicamente las pulpas y así obtener el modelo reológico que la caracteriza.

En el trabajo se realizaron varias pruebas a la pulpa laterítica para diferentes porciento de sólido 35, 40 y 45 % las mismas se tomaron de lo zona de muestreo de la línea de trasiego de la pulpa hacia lixiviación, que a su vez permitieron determinar los valores de viscosidad aparente de la pulpa. En la tabla 3.5 se relacionan los valores de esfuerzo cortante y gradiente de velocidad, obtenidos en cada una de dichas pruebas, las mismas se realizaron poniendo al equipo (RHEOTEST 2) en diferentes regímenes de trabajo, oscilando el gradiente de velocidad desde 10,40 a 501,37 s^{-1} , obteniéndose con esto diferentes valores del esfuerzo cortante.

Tabla 3.5. Resultados del análisis reológico de la pulpa laterítica.

Gradiente de velocidad $\dot{\gamma}$, (1/s)	Porciento de sólido		
	35%	40%	45%
	Esfuerzo de corte τ , (Pa)		
10,40	24,79	47,56	108,43
18,82	28,20	53,26	152,18
30,98	31,80	64,20	184,99
56,08	34,98	79,42	209,25
93,30	37,88	97,49	238,73
169,23	41,15	111,76	267,27
279,40	44,19	126,02	294,85
501,37	47,94	138,86	329,57

Como se puede apreciar en los resultados de la tabla 3.5 los valores del esfuerzo cortante de la pulpa aumentan a medida que aumenta el porciento de sólido para un mismo gradiente de velocidad, demostrando un aumento de la viscosidad aparente de dicha pulpa, lo que manifiesta la necesidad de aumentar el esfuerzo cortante para romper el estado estacionario de la misma.

En la figura 3.5 se representan las curvas de flujo obtenida para la pulpa con los porcentos de sólidos establecidos anteriormente. En cada caso se define el comportamiento de la pulpa teniendo en cuenta las curvas características de los modelos reológicos establecidos en la literatura según Garcell (1992).

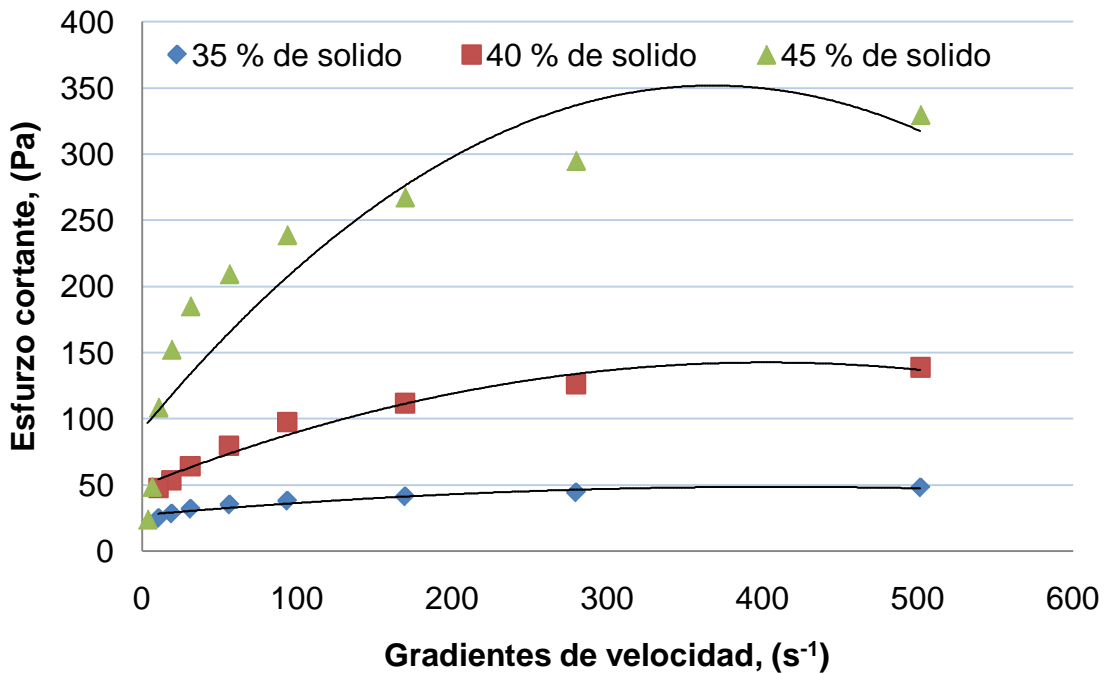


Figura 3.5. Curvas de flujo para la muestra de la pulpa laterítica.

A partir de los resultados de la tabla 3.5 se graficaron los valores de esfuerzo cortante (τ) en función del gradiente de velocidad ($\dot{\gamma}$) para diferentes concentraciones de sólido en peso 35, 40 y 45 %.

Por la forma de las curvas representadas en la figura 3.5, se deduce que el modelo reológico al que corresponde este comportamiento es el de **Herschel-Burkley**. Los valores se ajustan a un polinomio de orden dos, determinándose este comportamiento mediante una regresión utilizando el software Microsoft Excel. Los coeficientes de determinación (R^2) de las curvas se encuentran entre 0,82 y 0,96.

Para obtener los modelos reológicos se siguió el procedimiento descrito por Garcell (1992) y Skelland (1970), determinándose la primera derivada a las curvas polinómicas con el objetivo de la determinación del índice de flujo por la ecuación $n = \frac{d \log(\tau)}{d \log(\dot{\gamma})}$. En la tabla 3.6, se resumen los parámetros reológicos y los modelos obtenidos para la pulpa laterítica a la temperatura ambiente de 27 °C.

Tabla 3.6. Parámetros y modelo reológico de la pulpa laterítica

Cw (%)	Modelo reológico	Modelo obtenido	Esfuerzo cortante inicial τ_0 , (Pa)	Índice de consistencia k, (Pa·s)	Índice de flujo n, (adim)
35	$\tau_{rz} = \tau_0 + K \left(-\frac{dvz}{dr} \right)^n$	$\tau_{rz} = 27,17 + 0,1043 \left(-\frac{dvz}{dr} \right)^{0,1046}$	27,17	0,1043	0,1046
40	$\tau_{rz} = \tau_0 + K \left(-\frac{dvz}{dr} \right)^n$	$\tau_{rz} = 49,42 + 0,463 \left(-\frac{dvz}{dr} \right)^{0,488}$	49,42	0,463	0,488
45	$\tau_{rz} = \tau_0 + K \left(-\frac{dvz}{dr} \right)^n$	$\tau_{rz} = 91,87 + 1,413 \left(-\frac{dvz}{dr} \right)^{0,974}$	91,87	1,413	0,974

Según los resultados de la tabla 3.6 se muestra que a medida que aumenta el porcentaje de sólido aumenta el esfuerzo cortante inicial desde los valores de 27,17 Pa con un 35 % de sólido hasta 91,87 Pa para 45 % de sólido, así como el índice de flujo y el índice de consistencia también lo hacen en menor proporción.

Los modelos reológicos obtenidos para la muestra laterítica se confirman por investigaciones realizadas (Garcell *et al*, 2001) mostrando un comportamiento plástico real; no siendo así en otras investigaciones donde la pulpa es clasificada ajustándose al modelo plástico ideal (Izquierdo & Nikolaev, 1995). Estos resultados dependen principalmente de los diferentes puntos de explotación de la materia prima ya que varían las composiciones de los diferentes yacimientos, al igual que los diferentes porcentaje de sólidos de la muestra analizada, de su granulometría y el esfuerzo cortante necesario para romper el estado de inercia de la mezcla.

3.6. Análisis del sistema de bombeo de la pulpa laterítica con los tanques TK - 1E/F

Para tener una muestra del comportamiento de los rangos en los que se operaban las bombas de fondo de los tanques casos de estudio, se tomó una data del Citect correspondiente a los días del 23/5/2015 al 17/5/2016, con un período de muestreo de 30 minutos. Las variables que se consideraron fueron el porcentaje del variador de velocidad, la intensidad de la corriente y el flujo de las bombas.

En las figuras 3.6 y 3.7 se muestran dos histogramas del comportamiento del variador de velocidad de las bombas 114-PU-3I/K, las mismas trasiegan el mineral desde los tanques E y F respectivamente. Los resultados cuantitativos del histograma se presentan en forma de tabla en el anexo 6.

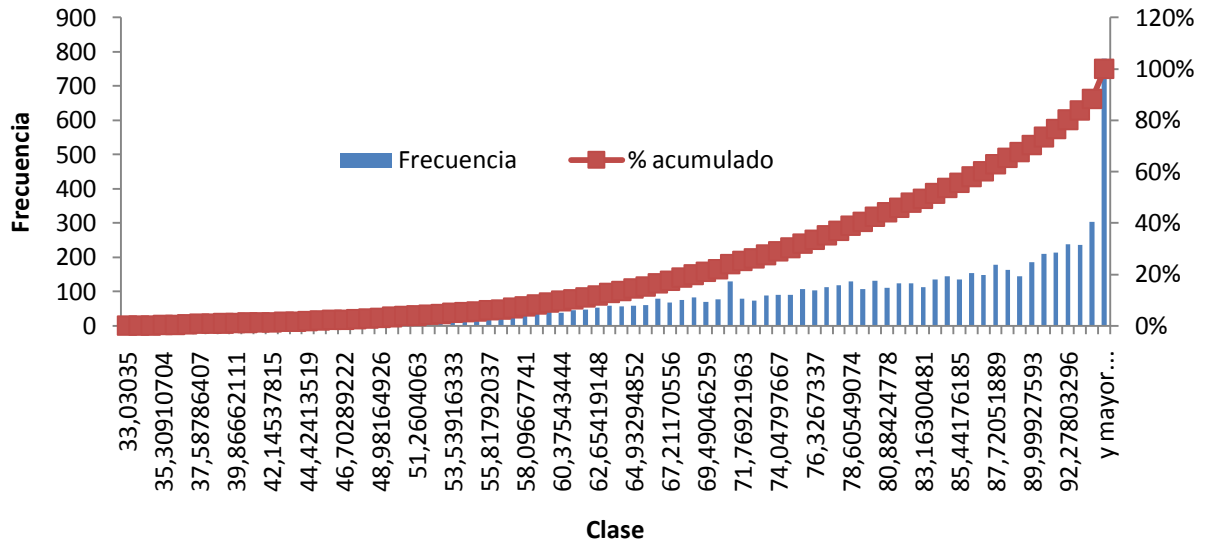


Figura 3.6. Histograma del porcentaje del variador de la bomba 114-PU-3K.

El histograma es una instantánea de la capacidad del proceso y en este caso se revela de una forma truncada, asimétrica, en la que el pico está en el extremo del rango de datos. En este caso se puede apreciar una distribución normal, donde el rango de clases mayores de 93,79 tiene una frecuencia de 780 veces siendo representada en la gráfica con el pico máximo teniendo un porcentaje de acumulado de 11,67%.

En el caso del histograma de la figura 3.7 también se representa de forma truncada, teniendo una distribución normal donde el rango de clases mayores de 98,58 muestra una frecuencia de 273 con un porcentaje de acumulado de 18,46 %. En las figuras se muestra el alto régimen de trabajo de las bombas debido a que las mismas mayoritariamente trabajan al 100 % del variador o cercano a este.

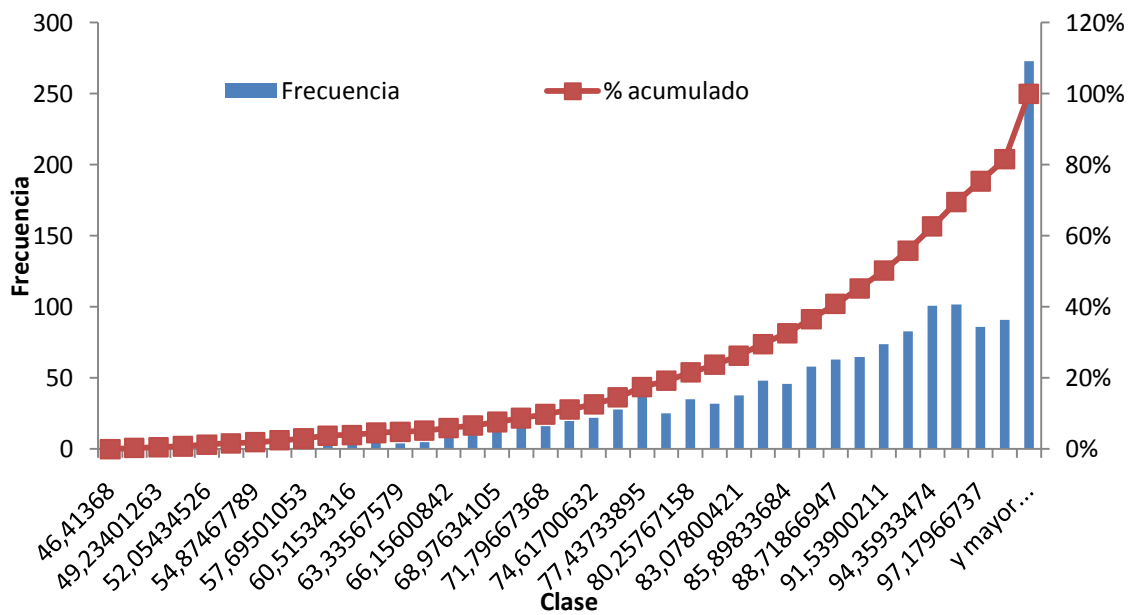


Figura 3.7. Histograma del porcentaje del variador de la bomba 114-PU-3I.

Para el análisis energético del sistema de bombeo (diseño de la instalación caso de estudio) se utilizó una data del comportamiento de los regímenes de operación de los diferentes tanques trabajando en paralelo por la línea de 450 mm (18 pulgada) que va hacia lixiviación; dicha línea fue seleccionada por tener un manómetro conectado cercano al colector común.

Con el objetivo de determinar la influencia de las presiones de descarga de las bombas de fondo de estos tanques espesadores en el comportamiento del punto de operación de las bombas de fondo de los espesadores 114-TK-1E/F se tomó como condiciones de explotación una condición máxima de trabajo de las bombas 114-PU-3I/K al 100 % del variador de velocidad (ver anexo 1), con una mezcla de un 45 % de sólido en peso; para esta condición los flujos volumétricos que operaban dichas bombas eran de 0,0425 m³/s (675 gpm) y 0,0219 m³/s (348 gpm). En este caso estaban trabajando también las bombas de los tanques 114-TK-1A/B/C, en un rango de los porcentaje de sus respectivos variadores de 80 a 90 %. La presión en el colector común es de 27,4 m de columna de agua (39 psi).

A continuación se muestran en las tablas 3.7 y 3.8 los resultados de las propiedades de la pulpa; como la concentración de sólido en la mezcla en volumen, la viscosidad específica, el Reynolds entre otras.

Tabla 3.7 Propiedades de la pulpa.

Parámetros	Resultados	Ecuación
Φ Factor de volumen	0,186	2.7
Rv Radio de volumen	0,229	2.8
Cv Concentración de sólido en la mezcla	18,623	2.9

Tabla 3.8. Propiedades de la pulpa en la línea de succión y descarga.

Parámetros	Diámetros de tubería, (m)			Ecuación
	0,250	0,300	0,350	
Línea de descarga				
Viscosidad específica μ , (Pa·s)	0,372	0,387	0,395	2.10
Reynolds (Re)	784,865	973,88	833,525	2.11
Factor de fricción (f):	0,082	0,066	0,077	2.12
Línea de succión				
Viscosidad específica μ , (Pa·s)	0,362	0,407	-	2.10
Reynolds (Re)	784,865	584,99	-	2.11
Factor de fricción (f):	0,082	0,109	-	2.12

Los números de Reynolds mostrados en la tabla 3.8 para el transporte de la pulpa demuestran un comportamiento laminar.

Los resultados de las pérdidas por rozamiento y locales en las tuberías de succión y de impulsión de los tanque TK – 1E/F se pueden apreciar en la tabla 3.9.

Tabla 3.9 .Resultado de los cálculos de las pérdidas por rozamiento y locales en la tubería de succión y de impulsión.

Parámetros	Diámetros de tubería, (m)			Ecuación
	0,250	0,300	0,350	
Línea de descarga				
Pérdida por rozamiento h_1 , (m)	0,135	0,814	1,103	2.13
Pérdida locales h_2 , (m)	0,034	0,05	0,07	2.14
Sumatoria del coef. de pérdida local	1,217	1,781	2,509	2.13
Coef. de resistencia R_c , (s^2/m^5)	119,752	301,736	281,725	2.21
Línea de succión				
Pérdida por rozamiento h_1 , (m)	0,00525	0,704	-	2.13
Pérdida locales h_2 , (m)	0,043	0,044	-	2.14
Sumatoria del coef. de pérdida local	1,21	2,47	-	2.13
Coef. de resistencia R_c , (s^2/m^5)	27,079	413,656	-	2.21

Se muestran en la tabla 3.9 las fluctuaciones que tienen las pérdidas tanto de rozamiento como locales en función de los diferentes diámetro y longitudes existes en el sistema de bombeo. En este caso se obtienen pérdidas de presión pequeñas dividido al régimen de flujo laminar ya que las velocidades son bajas.

Tabla 3.10. Resultado de las pérdidas totales del sistema.

Parámetros (m)	Resultado	Ecuación
Pérdidas dinámicas h_{din} , (m)	3,002	2.17
Altura estática real ΔZ_r , (m)	19,224	2.18
Pérdida total h_t , (m)	22,226	2.19

En la tabla 3.10, se indican las pérdidas totales en la instalación para el bombeo de la pulpa laterítica operando las bombas de fondo PU – 3 K/l en paralelo, lo que resultan ser un valor igual a 22,226 m.

Para tener una idea más exacta del punto de operación de las bombas trabajando en paralelo e independiente, se traza la curva de la bomba y de la red; donde se corten ambas curvas se encuentra el punto de operación de las mismas.

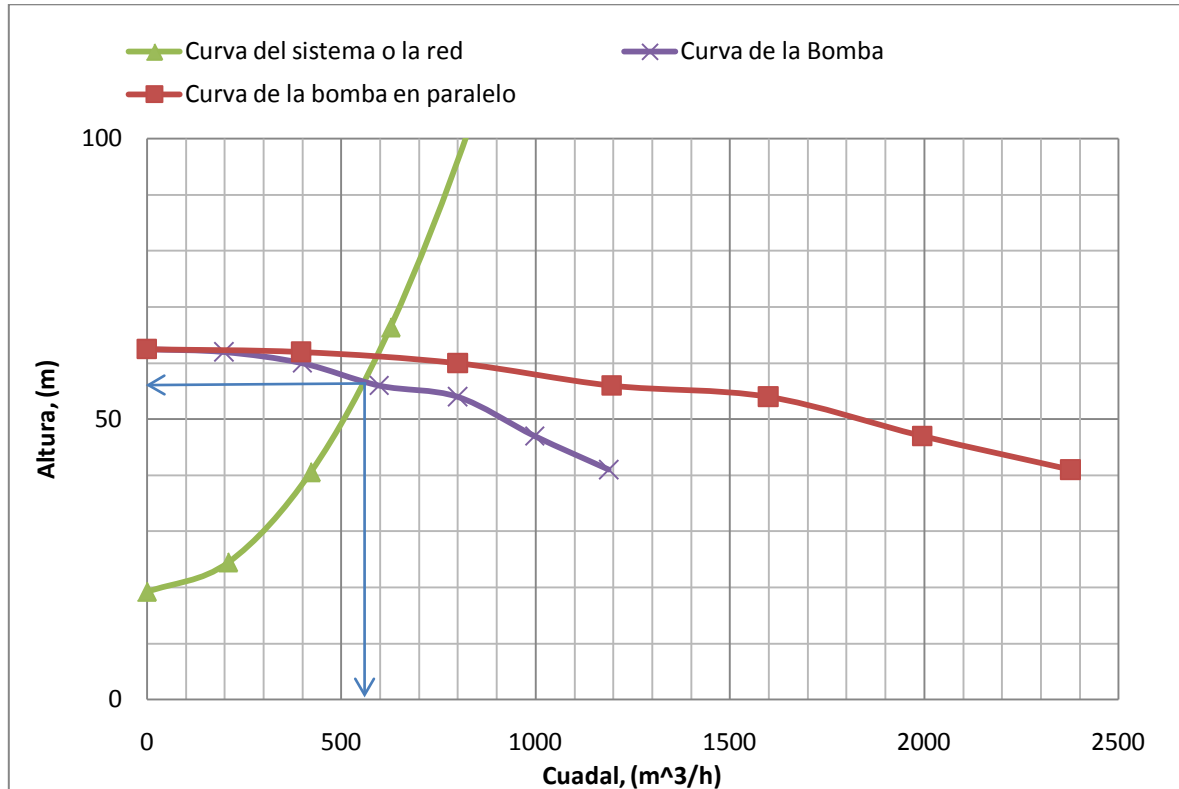


Figura 3.8. Curvas características de las bombas Warman 10x8.

En la figura 3.8 se puede observar el comportamiento del punto de operación de las bombas 114-PU-3K/I operando en paralelo y una de ellas trabajando independiente, teniendo dicho punto, se extrajo del gráfico el valor de altura 60 m y caudal de 799 m³/h cuando el trasiego del mineral se realiza en paralelo, al trasegarse la pulpa laterítica con una sola bomba los valores de altura y caudal son de 55 m y 597 m³/h respectivamente. Teniendo en cuenta el punto de operación de las bombas trabajando independiente y en paralelo, el sistema de tubería y en función de la característica reológica del fluido, se requiere un sistema de bombeo con mayor presión de descarga que el actual sistema instalado, además de que los flujos también son inferiores al caudal en el punto de mayor eficiencia por selección (ver anexo 1).

En la figura 3.8 se muestran las curvas de la bomba operando al número de revoluciones de 840 rev/min que es el máximo alcanzado cuando el variador de velocidad se encuentra al 100 %.

Tabla 3.11. Resultados de la potencia requerida por una bomba

Parámetros	Resultados	Ecuación
Potencia hidráulica que requiere la bomba Nb, (kW)	126,5	2.24
Potencia útil que se le entrega al eje Neje, (kW)	162,1	2.25
Potencia real que consume el motor Nm, (kW)	174,3	2.26

En la tabla 3.11 anterior se obtienen los resultados de la potencia consumida por el eje de las bombas trabajando independiente en función de la carga-capacidad de las mismas en el punto de operación, siendo esta de 162,1 kW, la cual resulta como es lógico, inferior a la consumida por el motor, o sea 174,3 kW. Teniendo en cuenta que la selección de la bomba para el punto de mayor eficiencia se realizó dando una potencia útil que se le entrega al eje de la bomba de 178 kW, se puede apreciar que la potencia consumida se encuentra por debajo, garantizándose el trasiego del mineral.

Incidencia en el comportamiento energético de la operación de las bombas en diferentes condiciones de trabajo

Para tener una idea de las diferentes condiciones de operación a las cual está sometido el sistema de bombeo se tomaron datos de supervisor del sistema (Citect). Los valores abarcan aproximadamente un año. Los datos incluyen el

por ciento del variador de velocidad, la intensidad de la corriente y el flujo experimentados en la bomba 114-PU-3I.

Se realizó una limpieza de datos a las variables para lo cual fue necesario determinar el promedio y la desviación estándar. La limpieza de datos consistió en eliminar los datos fuera del rango de +/- tres veces la desviación estándar.

Se seleccionaron datos significativos de los diferentes porcentajes de trabajo del variador de velocidad. A partir de los datos de corriente del motor se determinó la potencia activa correspondiente mediante el uso de la expresión 2.27. Los resultados de potencia se muestran en la figuras 3.9

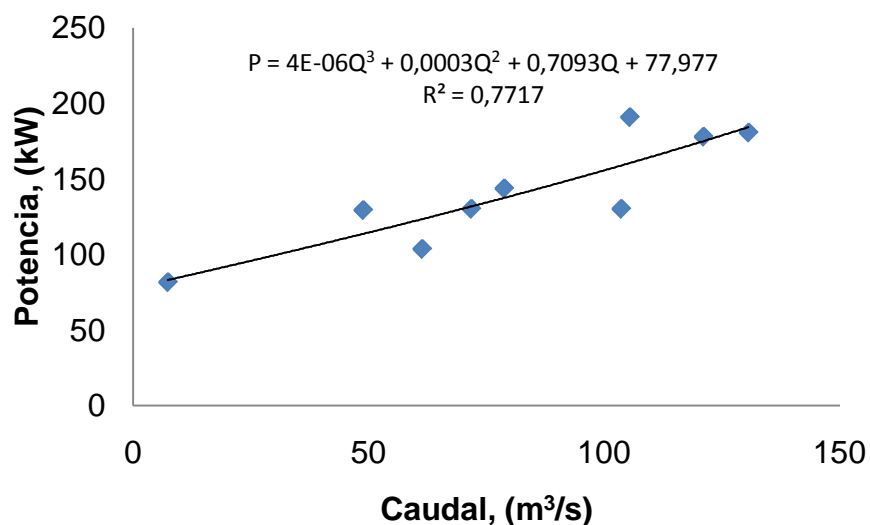


Figura 3.9. Potencia activa requerida en función de los caudales.

En la figura 3.9 se muestra la relación entre el caudal y la potencia la cual describe una expresión polinómica de tercer orden con un coeficiente de determinación de 0,77. El comportamiento de la potencia expuesto en la figura 3.9 cumple con las leyes de semejanza demostrándose que para un 100 %del variador de velocidad la potencia alcanza un valor máximo de 190,8 kW cercano los parámetros nominales del motor de 180 kW.

3.7. Resultados de los cálculos del gradiente de presión durante el hidrotransporte de la pulpa laterítica

Para el hidrotransporte de la pulpa laterítica se determinó el gradiente de presión teórico y experimental en función de los diferentes flujos volumétricos de transportación. También se logró determinar los gradientes de velocidades (ecuación 2.38) en función de los esfuerzos cortantes en la pared de la tubería

(ecuación 2.34); al igual que el factor de fricción (ecuación 2.12) en función del número de Reynolds (ecuación 2.11) los cuales se muestran en la tabla 3.12. La experimentación se realizó con tres valores del porcentaje del variador (65, 85, 95 %) influyendo esto en los caudales a manipular y a su vez en las caídas de presiones, tomándose tres mediciones para cada una de estas variables.

Tabla 3.12. Resultados los cálculos de la caída de presión.

v (m/s)	P0(Pa)	P1(Pa)	ΔP_{ex} (Pa/m)	ΔP_t (Pa/m)	E(%)	Re	f	T_w (Pa)	$\dot{\gamma}$ (1/s)
0,18	75000	55000	555,56	520,98	6,22	260	0,25	52,92	5,45
0,43	185000	155000	833,33	880,58	5,67	919	0,07	79,38	12,19
0,77	229000	180000	972,22	1.240,23	8,88	2093	0,03	92,60	21,47

En la tala 3.12 se pueden apreciar los valores de las caídas de presión por unidad de longitud, aumentando a medida que aumenta el flujo, encontrándose entre 555,56 Pa/m y 972,22 Pa/m.

Estas mediciones de caída de presión se obtuvieron para un porcentaje de sólido en peso de 43,74 %. Luego de realizarle un análisis reológico a esta pulpa nos percatamos que la composición mineralógica de ella incide en la viscosidad de la misma influyendo también en el comportamiento reológico, esto se debe a que este mineral procedía de otro frente minero. La curva reológica y los parámetros reológicos se muestran (tabla A 5 y 6) en el anexo 6.

En la figura 3.11 se muestra la caída de presión experimental y teórica para los diferentes flujos máxicos.

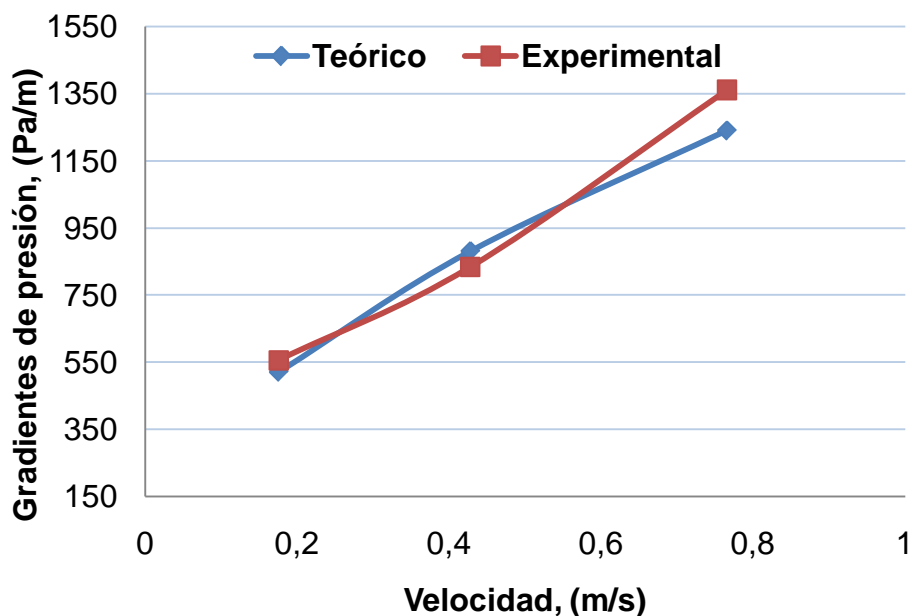


Figura 3.10 Comportamiento del gradiente de presión experimental y teórico.

En el régimen de flujo laminar, el error puntual del gradiente de presión teórica en función de la clasificación reológica de la pulpa ajustándose al modelo Herschel-Burkley, no superó el 8,8 % con respecto al gradiente de presión experimental, obteniéndose una probabilidad de efectividad de 91 %, lo que confirma la validez de mismo.

3.8. Valoración económica

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

3.8.1. Gasto de explotación de la instalación de bombeo del tanque 114-TK-1F al colector común para transportar un m³ de pulpa laterítica

$$G_{\text{exp}} = \left[\frac{Gb}{Q \cdot l} \right] n \quad (3.1)$$

Dónde:

Q - caudal transportado por la bomba en un año m³/h.

G_b - gasto anual de explotación de la bomba.

Para tener una idea del flujo volumétrico de pulpa transportado por la bomba 114-PU-3K, se tomó la data representativa del Citect desde el día 23/5/2015 al 17/5/2016, donde la suma de todos los flujos en los días de operación fue de 1 218 166,0975 m³/h (5 359 930,829 gpm).

$$Gb = g_{\text{elect}} + g_{\text{mant}} + g_{\text{agua}} + g_s \quad (3.2)$$

Gastos por consumo de energía eléctrica:

$$g_{\text{elect}} = \frac{T \cdot N_m \cdot K_p \cdot t_{pu}}{\eta} \quad (3.3)$$

$$g_{\text{elect}} = 7085,153 \text{ MW}$$

$T = 0,31 \text{ kW/h}$ - Tarifa de corriente eléctrica.

N_m - potencia consumida por el motor de la máquina, kW.

$K_p = 4,16$ - coeficiente de pérdida.

t_{pu} - tiempo de trabajo de la bomba en un año, 8640 horas.

$\eta = 91\%$ - rendimiento del motor.

$g_{mant} = 253492,85$ USD/año - gastos anuales por mantenimiento.

g_{agua} - gastos por consumo de agua.

$$g_{agua} = P_a \cdot Q_a \quad (3.4)$$

Q_a : caudal de agua utilizado en el proceso $1133714 \text{ m}^3/\text{año}$.

P_a : precio del m^3 de agua 250 USD/año.

g_s - gastos por salario del operador de la instalación en un año.

$$g_s = t_a \cdot t_n \cdot k_{ss} \cdot k_{dr} \cdot k_{pc} \quad (3.5)$$

$t_a = 41,8$ CUP/año tarifa salarial del personal directo de la instalación.

$t_n = 2880$ horas, tiempo de trabajo del operario en la instalación en un año.

$k_{ss} = 0,13992$ - coeficiente de seguridad social.

$$k_{ss} = 12\% \cdot t_a$$

$k_{dr} = 1,0909$ - coeficiente de descanso distribuido.

$k_{pc} \approx 1$ - coeficiente de pago complementario.

Tabla 3.13. Resultados de la valoración económica para transportar un m^3 de pulpa laterítica con la bomba 114-PU-3K desde el Espesadores 114-TK-1F.

Indicadores	Gastos de explotación	Unidad	Ecuación
Gastos por consumo de energía eléctrica	7085,153	USD/año	3.3
Gastos por consumo de agua	$2,834 \cdot 10^7$	USD/año	3.4
Gastos por salario del operador	$1,839 \cdot 10^4$	USD/año	3.5
Gasto anual de explotación de la bomba	$2,862 \cdot 10^7$	USD/año	3.2
Gasto por transportar un m^3 de pulpa	$3,619 \cdot 10^{-3}$	USD/ $\text{m}^3 \cdot \text{m}$	3.1

Los resultados según la tabla 3.13 para la valoración económica, nos permiten conocer que el gasto total de la instalación de bombeo caso de estudio concepto de consumo de agua de la bomba, resulta ser el mayor de la instalación existente, pero es importante el conocimiento del gasto para transportar un m^3 de la pulpa laterítica por metro lineal que es de $0,003619$ USD/ $\text{m}^3 \cdot \text{m}$.

3.9. Impacto medioambiental

La mayoría de las empresas afectan de una manera u otra al medio ambiente por lo tanto se pretende reducir este efecto negativo y solo se logra creando una conciencia ambiental sólida en la sociedad para así garantizar una vida sana y agradable a las generaciones. Además debe existir un compromiso con el medio ambiente y con este trabajo se pretende hacer uso controlado y tratar de que el impacto al medio ambiente sea minimizado al máximo. Los sistemas de hidrotransporte para la pulpa son regulados bajo requerimientos ambientales y se materializa a través de un programa de mantenimiento preventivo planificado por la empresa encargada de restaurar los cambios defectuosos de tuberías y soportes del sistema, los cuales evitan procesos de derrame y como consecuencia contaminación del medio ambiente. Específicamente en la planta de Espesadores de Pulpa se construyó un pozo colector, y se instaló una bomba cuya función es recoger los desechos líquidos y reincorporarlos al sistema. De esta forma no se contamina el medio ambiente, es decir que dicha planta existe un programa en contra de la contaminación del medio ambiente.

3.10. Conclusiones del capítulo

1. Se muestran los resultados obtenidos por experimentos de las densidades del líquido y de la pulpa siendo $1002,8 \text{ kg/m}^3$ y $1280,3 \text{ kg/m}^3$ respectivamente.
2. Se obtuvo que la velocidad de sedimentación máxima de la pulpa laterítica en la zona de caída libre alcanza los valores de $1,86 \cdot 10^{-6}$ y $0,80 \cdot 10^{-6} \text{ m/s}$ para los porcentajes de sólidos en peso de 43 y 44 % respectivamente.
3. El estudio reológico de la pulpa laterítica para los porcentajes de sólido en peso 35, 40, 45 % arrojó un comportamiento no newtoniano siendo ajustado al modelo de Bulkley-Herschel.
4. El comportamiento (altura - caudal) del sistema de bombeo de lo tanque caso de estudio fue de 60 m y $799 \text{ m}^3/\text{h}$ cuando el trasiego del mineral se realiza en paralelo y al trasegarse la pulpa laterítica con una sola bomba los valores fueron de 55 m y $597 \text{ m}^3/\text{h}$.
5. Se determinó los gastos económicos en que incurre la fábrica para el transporte de un m^3 de pulpa laterítica teniendo un monto de $3,619 \cdot 10^{-3} \text{ USD/m}^3 \cdot \text{m}$.

Conclusiones Generales

1. El estudio reológico permitió clasificar la pulpa laterítica como un plástico real ajustándose al modelo **Herschel-Burkley**.
2. Se obtuvieron los valores de las velocidades críticas y velocidades de sedimentación máxima de la pulpa laterítica en la zona de caída libre para 43 y 44 % de solido en peso. Para el caso de las velocidades críticas se tiene por ejemplo 0,0365 m/s y 0,0286 m/s para diámetros interior de tuberías de 0,330 m (14 pulgada) y velocidades de sedimentación de $1,86 \cdot 10^{-6}$ m/s y $0,80 \cdot 10^{-6}$ m/s respectivamente.
3. El comportamiento (altura - caudal) del sistema de bombeo de los tanques casos de estudio fue de: 60 m y 799 m³/h cuando el trasiego del mineral se realiza en paralelo y de 55 m y 597 m³/h cuando el bombeo se realiza con una sola bomba.
4. A partir del estudio reológico y los cálculos del sistema de bombeo se pudo comprobar que la selección de las bombas de los tanques de espesadores se realizó inadecuadamente asumiéndose la pulpa como un fluido newtoniano.

Recomendaciones

1. Considerar otras concentraciones de la pulpa laterítica para estudios posteriores que reflejen un comportamiento más diverso del sistema.
2. Realizar la selección del sistema de bombeo en la planta en función de la clasificación reológica de la pulpa laterítica, comportándose como un fluido no newtoniano ajustándose al modelo Herschel-Burkley, y no considerándola como un fluido newtoniano.
3. Instalar una bomba de mayor presión de descarga o un sistema en serie en la línea de descarga de los tanques 114-TK-1E/F, permitiendo aumentar la presión, para garantizar el buen trasiego del mineral al colector común.
4. Realizar un análisis comprobatorio de las velocidades medias de transportación para los diferentes flujos que se manejan y la velocidad límites de deposición, con el objetivo de delimitar los regímenes de sedimentación en las líneas.

Bibliografía

1. autores, C. d. (1959). *Manual del proyectista* (Vol. II). Epros- Eproyiv.
2. autores, C. d. (2000). *Manual de operaciones de la planta de lixiviación empresa comandante "Pedro Sotto Alba"*. Moa.
3. autores, C. d. (2000). *Transporte de Pulpas*. Universidad de Atacama, Metalúrgia.
4. Beyris, M. P., & Falcón, H. J. (2007). Sedimentación de pulpas minerales lateríticas en la tecnología de lixiviación ácida a presión: incidencia de la composición mineralógica. *Minería y Geología*, XXIII(1).
5. Beyris, P. M., & Ferrer, E. (1996). Comportamiento de distintos tipos de iones durante el proceso de sedimentación de las pulpas lateríticas. *Minería y Geología*, XXIII(2), 75-77.
6. Byron Bird, R., E. Stewart, W., & N. Lightfoot, E. (1964). *Fenómenos de Transporte*. Buenos Aires, Mexico: Revert S.A.
7. Casals, F. J. (2015). *Procedimiento para prácticas de laboratorio en la asignatura Mecánica de los Fluidos*. Tesis de grado, Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa , Ingeniería Mecánica, Moa, Holguín.
8. Catalogo. (1987). *General ALDAC. Eléctrico / Electrónico. SEI – ZARA GOZA S.A.*
9. Church, A. (1968). *Bombas y Máquinas soplantes centrífugas*. La Habana: Revolución.
10. E. Anréiev, S., S.A.Perov, V., & V, V. Zveriévich, V. (1980). *Trituración, desmenuzamiento y cribado de minerales*. Moscú: Mir.
11. E. Shanshi, M. (2004). *Pipinng calculations manual*. New York, Chicago, San Francisco, Libston, London Madrid, Mexico City, Millan, New Delhi, Shan Juan, Seoul, Singapore, Sydney, Toronto: UK for MC-GRAW-HILL company .
12. Fernández, D. P. (2003). *Bombas centrifugas y volumetricas*.
13. Gaitán Barreda , I. P. (2010). *Tesis de maestria "Estimación de parámetros reológicos de pulpas minerales a diferentes concentraciones de sólidos"* . LIMA, PERÚ.
14. Garcell. (2001). *Cálculo de Fluidos No Newtonianos*. Santiago de Cuba.

15. Garcell, P. L., Díaz, G. A., & Suris, C. G. (1992). *Transferencia de cantidad de movimiento, color y masa*. La Habana: Pueblo y Educación.
16. Guevara, M. (2000). <http://es.scribd.com/doc/128239277/bombas-pulpas>. Recuperado el 29 de marzo de 2015, de <http://www.monografias.com/trabajos-pdf2/>
17. Izquierdo, Pupo, R., & Nikolaev Konstantinovich, A. (1995). Investigaciones 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 (I parte). *Minería Geología*, 58-59.
18. Izquierdo Pupo, R., Turro Breffe, A., & Nikolaev Konstantinovich, A. (2001). Hidrotransporte del mineral laterítico en régimen estructural. *Minería Geología*, 53-59.
19. Izquierdo, P. R., & Nikolaev, K. A. (1995). Investigaciones 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 (I parte). *Minería Geología*, XII(1), 56 - 59.
20. Izquierdo, P. R., & Nikolaev, K. A. (1995). Investigaciones 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 (II parte). *Minería Geología*, XII(1), 59 : 63.
21. Kenneth, J., & Naughton. (2000). *Bombas selección uso y mantenimiento*. (McGRAW-HILL, Ed.) México: CRANE.
22. Leyva de la Cruz, B. (2014). *Influencia del porcentaje de sólido en la sedimentación del lodo*. Moa.
23. Leyva Rodríguez, F. (1985). *Estudio de los parámetros de transporte hidráulicos de la instalación de bombeo de pulpa en la Empresa Comandanta Pedro Sotto Alba*. Moa.
24. Leyva, d. I. (2014). *Influencia del porcentaje de sólido en la sedimentación del lodo*. Moa.
25. Leyva, R. F. (1985). *Estudio de los parámetros de transporte hidráulicos de la instalación de bombeo de pulpa en la Empresa Comandanta Pedro Sotto Alba*. Moa.

26. López, B. J. (2014). *Diseño Hidráulico de un Sistema Gravimétrico para Relaves Mineros con un Caudal de 202 m³ /h y 220 m de Desnivel*. Trabajo de Diploma, Pontificia Universidad Católica de Perú, Lima.
27. Mariño, P. A. (2002.). *VARIABLES PARA EL CONTROL DE LA CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS ALCANZABLE POR SEDIMENTACIÓN GRAVITATORIA*, Tesis Doctoral, ISMM.
28. Martínez Rojas, R., Izquierdo Pupo, R., & Pompa Larrazabal, M. (2014). Pérdida de carga durante el transporte en régimen laminar de pulpas de cieno carbonatado. *Minería y Geología* , XXX(1), 80-94.
29. Martínez, R. R. (2009). *Caracterización de las propiedades físico mecánicas del Cieno carbonatado para el perfeccionamiento de su hidrotransporte por tubería*. Moa : s.n.
30. Martínez, R. R. (2009). *Tesis de maestría Caracterización de las propiedades físico mecánica del Cieno Carbonatado*. Moa.
31. Matos Cantillo, D. (2015). *Modelación y control del proceso de almacenamiento de pulpa de la planta Espesadores en la empresa comandante "Pedro Sotto Alba"*.
32. Navarrete, E. (1986). *Mantenimiento Industrial*. La Habana: Ciudad Libertad.
33. Nekrasov. (1986). *Hidraulica*. Guantánamo: Juan Marinello.
34. Pérez, G. L. (2010). *Modelo matemático que correlaciona los principales factores de influencia sobre el comportamiento reológico de las pulpas lateríticas*. Tesis Doctoral. Tesis Doctoral, Universidad de Oriente, Ingeniería Química, Santiago de Cuba.
35. Pérez, G. L., Garcell, P. L., Rojas, P. A., & Simões, A. R. (2010). Mineralogía y reología de suspensiones minerales del proceso de lixiviación ácida a presión en Moa, Cuba. *Minería y Geología / v.26 n., XXVI(4)*, 16-35.
36. Pérez, L. (2013). *Evaluación del sistema de bombeo de la Pulpa de la Planta de Espesadores en la empresa Comandante Pedro Sotto Alba*, Tesis de grado. Moa.
37. Pérez, L., & Garcell, L. (2006). Efecto de la granulometría y de las propiedades superficiales sobre la reología de suspensiones concentradas de laterita. *Revista Tecnología Química, XXVI(1)*.

38. Ramos, F. R. (2015). *Evaluación de los parámetros de transporte de la pulpa laterítica en la empresa comandante "Pedro Sotro Alba", Tesis degradado.*
39. Reza, G. C. (2000). *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías.* (McGRAW-HILL, Ed., & S. VALFISA, Trad.) México: CRANE.
40. Rodríguez, I. M. (2013). *Cálculo verificativo de la instalación semi-industrial de hidrotransporte del Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa.* Trabajo de diploma, Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, Ingeniería Mecánica, Moa.
41. Rosabal, V. J., & Valle, M. M. (1998). *Hidrodinámica y Separaciones Mecánicas (Vol. II).* La Habana: Ediciones ENPES.
42. S.E, A., V.A, P., & V.V, Z. (1980). *Trituración, desmenuzamiento y cribado de minerales.* Moscú: Mir.
43. Shanson, P., & Tory, E. (1965). Settling of slurries. *Industrial and Engineering Chemistry*, 57(2), 18-25.
44. Shigley, J. (2008). *Diseño de Elementos de Máquina* (8va ed.). McGraw.
45. Skelland, H. A. (1970). *Non Newtonian flow and heat transfer.* La Habana, Cuba: Ediciones Revolucionarias.
46. Spencer Rodríguez, Y. (2009). *Identificación del proceso de enfriamiento del mineral en el proceso CARON, con ayuda de Redes Neuronales Artificiales.* Moa.
47. Streeter, V., & Bedford, K. (2008). *Mecánica de Fluidos.* La Habana: Félix Varela.
48. Turro, A. B. (2002). *Tesis doctoral Estudio del Hidrotransporte de las Colas en el Proceso Carbonato Amoniaco.*
49. Walpole, R., Myers, R., & Myers, S. (2008). *Probabilidad y Estadística para Ingenieros.* La Habana: Félix Varela.
50. Warren, M. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1998). *Operaciones unitarias en Ingeniería Química* (Cuarta ed.). Madrid, España: Edigrafos. SA.

ANEXOS

Anexo 1: Características del motor y de la bomba Warman 10x8.

Tabla A.1. Características del motor y la bomba Warman 10x8.

Característica	Motor	Bomba
Potencia	180 kW	178 kW
Número	1780 rev/min	759 rev/min
Voltaje	480 V	-
Frecuencia	60 Hz	-
Eficiencia	90 %	80,8 %
NPSHr	-	4,4 m
Flujo volumétrico	-	794,9 m ³ /h
Presión de descarga	-	46,4 m



Figura A.1. Bombas de fondo del espesador 114-TK-1E/F

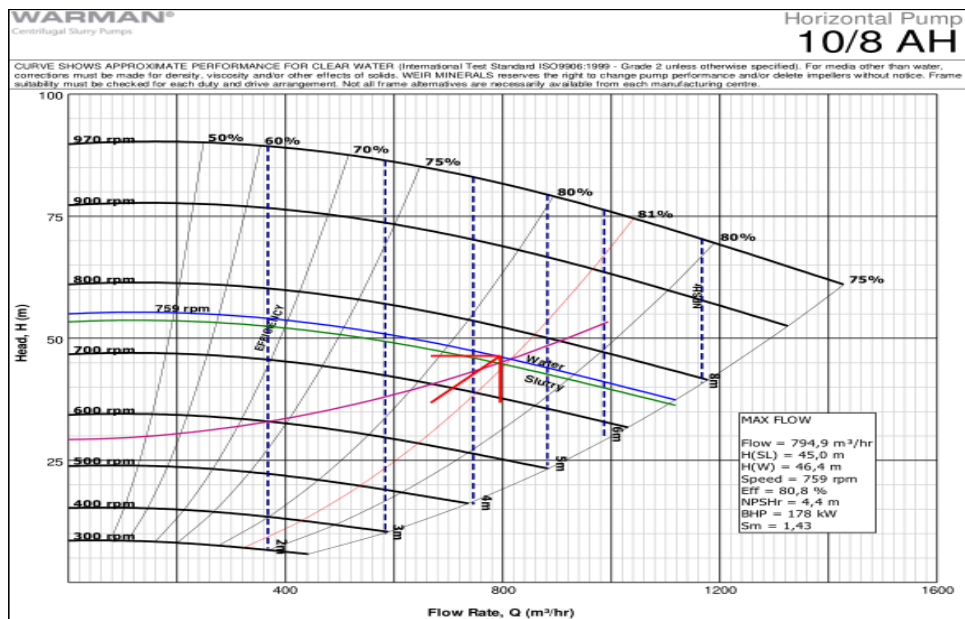


Figura A.2. Selección de la bomba Warman 10x8.

Anexo 2: Equipamiento tecnológico de los tanque espesador 114-TK-1E/F.



Figura A.3 y 4. Flujómetro ultrasónico y manómetros analógicos.

Anexo 3: Equipos e instrumentos utilizados para las técnicas experimentales.



Figura A.5. Picnómetros.

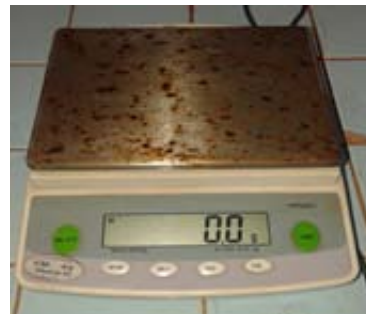


Figura A.6. Balanza digital.



Figura A.7. Reómetro RHEOTEST 2.



Figura A.8. Probetas de 1000 ml.



Figura A.9. Analizador de humedad RAD WAG.



Figura A.10. Calibración de los manómetros.

Anexo 4: Resultados de la sedimentación y de las velocidades críticas de transportación.

Tabla A.2. Valores de altura de la pulpa sedimentada en función del tiempo.

43 % de sólido		44 % de sólido	
tiempo (h)	altura (cm)	tiempo (h)	altura (cm)
0	32,2	0	32
0,483	31,2	1,03	31,6
1,583	30,8	2,01	31,3
2,983	30,4	3,74	31,1
3,566	30,3	4,99	31
5,75	30	24,9	29,7
7,65	29,6	28,61	29,6
28,766	27,6	48,66	29,1
45,349	27,2	68,64	29
54,382	27,1	99,49	28,8
97,293	27,1	114,32	28,8

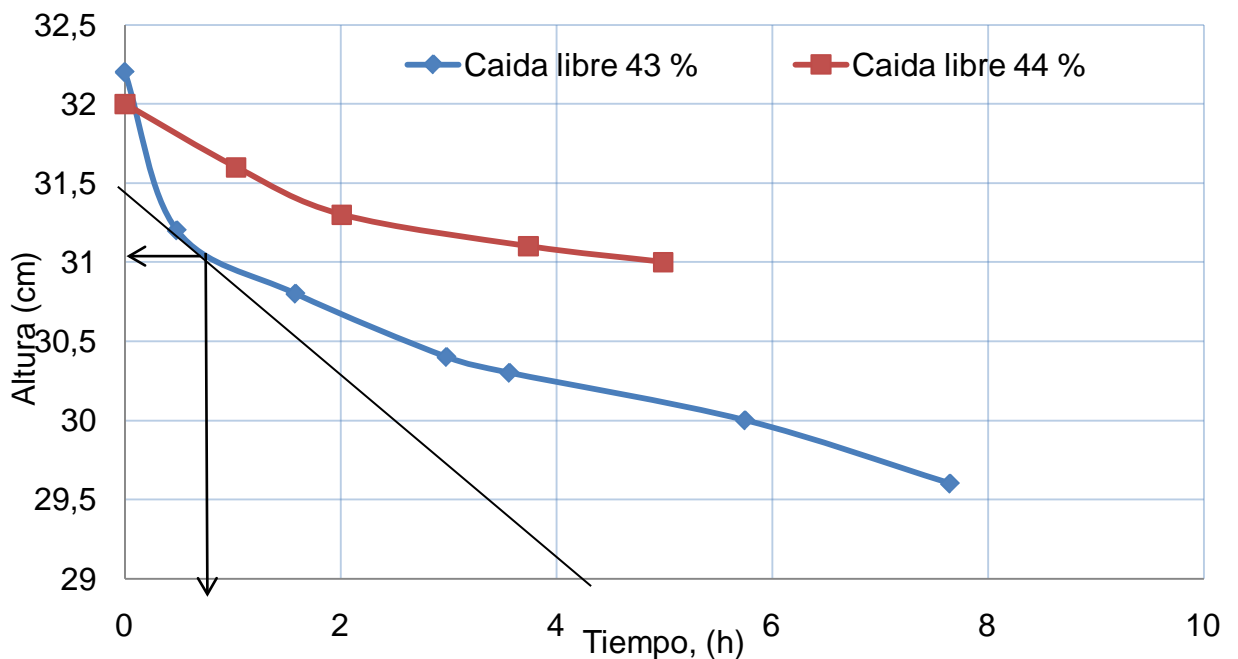


Figura A.11. Determinación de la velocidad de sedimentación a partir de datos experimentales

Tabla A.3. Velocidades límites de deposición (o críticas) de la pulpa laterítica.

Diámetros interiores, (m)	Porcentaje de sólido Cw, (%)	
	43	44
	Velocidades límites de deposición, (m/s)	
0,202	0,031	0,024
0,254	0,033	0,026
0,302	0,035	0,027
0,33	0,036	0,028
0,381	0,038	0,030
0,428	0,039	0,031
0,477	0,041	0,032

Tabla A.4 Caudales de transportación de la pulpa laterítica.

Diámetros interiores, (m)	Porcentaje de sólido Cw, (%)	
	43	44
	Caudales de transportación, (m ³ /s)	
0,202	0,037	0,029
0,254	0,040	0,031
0,302	0,042	0,033
0,33	0,043	0,034
0,381	0,046	0,036
0,428	0,047	0,037
0,477	0,049	0,038

Anexo 5: Datos de los histogramas

Bomba 114-PU-3K		
Clase	Frecuencia	% acumulado
33,03035	1	0,01%
33,7899357	6	0,10%
34,5495214	5	0,18%
35,309107	5	0,25%
36,0686927	9	0,39%
36,8282784	15	0,61%
37,5878641	8	0,73%
38,3474498	10	0,88%
39,1070354	4	0,94%
39,8666211	8	1,06%
40,6262068	9	1,20%
41,3857925	7	1,30%
42,1453781	3	1,35%
42,9049638	10	1,50%
43,6645495	11	1,66%
44,4241352	9	1,80%
45,1837209	14	2,01%
45,9433065	15	2,23%
46,7028922	10	2,38%
47,4624779	16	2,62%
48,2220636	10	2,77%
48,9816493	18	3,04%
49,7412349	27	3,44%
50,5008206	21	3,76%
51,2604063	13	3,95%
52,019992	25	4,33%
52,7795777	18	4,59%
53,5391633	25	4,97%
54,298749	20	5,27%
55,0583347	26	5,66%
55,8179204	29	6,09%
56,577506	21	6,41%
57,3370917	36	6,94%
58,0966774	39	7,53%
58,8562631	53	8,32%
59,6158488	52	9,10%
60,3754344	38	9,67%
61,1350201	45	10,34%
61,8946058	48	11,06%

62,6541915	53	11,85%
63,4137772	58	12,72%
64,1733628	57	13,57%
64,9329485	59	14,46%
65,6925342	61	15,37%
66,4521199	79	16,55%
67,2117056	67	17,55%
67,9712912	75	18,68%
68,7308769	82	19,90%
69,4904626	69	20,94%
70,2500483	78	22,10%
71,009634	129	24,03%
71,7692196	79	25,22%
72,5288053	74	26,32%
73,288391	88	27,64%
74,0479767	91	29,00%
74,8075623	91	30,37%
75,567148	107	31,97%
76,3267337	103	33,51%
77,0863194	112	35,18%
77,8459051	119	36,96%
78,6054907	130	38,91%
79,3650764	107	40,51%
80,1246621	132	42,49%
80,8842478	110	44,13%
81,6438335	124	45,99%
82,4034191	124	47,84%
83,1630048	112	49,52%
83,9225905	136	51,56%
84,6821762	144	53,71%
85,4417619	135	55,73%
86,2013475	153	58,02%
86,9609332	149	60,25%
87,7205189	179	62,93%
88,4801046	164	65,38%
89,2396902	145	67,55%
89,9992759	186	70,34%
90,7588616	210	73,48%
91,5184473	213	76,67%
92,278033	238	80,23%
93,0376186	237	83,78%
93,7972043	304	88,33%
y mayor...	780	100,00%

Bomba 114-PU-3I		
Clase	Frecuencia	% acumulado
46,41368	1	0,07%
47,8238463	4	0,34%
49,2340126	4	0,61%
50,6441789	3	0,81%
52,0543453	7	1,28%
53,4645116	5	1,62%
54,8746779	5	1,96%
56,2848442	8	2,50%
57,6950105	7	2,97%
59,1051768	12	3,79%
60,5153432	3	3,99%
61,9255095	9	4,60%
63,3356758	4	4,87%
64,7458421	5	5,21%
66,1560084	11	5,95%
67,5661747	10	6,63%
68,9763411	15	7,64%
70,3865074	16	8,72%
71,7966737	16	9,80%
73,20684	20	11,16%
74,6170063	22	12,64%
76,0271726	28	14,54%
77,4373389	44	17,51%
78,8475053	25	19,20%

80,2576716	35	21,57%
81,6678379	32	23,73%
83,0780042	38	26,30%
84,4881705	48	29,55%
85,8983368	46	32,66%
87,3085032	58	36,58%
88,7186695	63	40,84%
90,1288358	65	45,23%
91,5390021	74	50,24%
92,9491684	83	55,85%
94,3593347	101	62,68%
95,7695011	102	69,57%
97,1796674	86	75,39%
98,5898337	91	81,54%
y mayor...	273	100,00%

Anexo 6: Análisis reológico de la pulpa laterítica con un porcentaje de sólido de 43,74 %

Tabla A.5. Parámetros reológicos.

Gradiente de velocidad $\dot{\gamma}$ (1/s)	Esfuerzo cortante τ , (Pa)
279,4	84,17474
169,23	71,81009
93,3	63,72551
56,08	53,73868
30,98	47,08079
18,82	39,94734
10,40	36,61839
6,10	24,7293
2,06	9,51127
1,17	8,08458

Tabla A.6. Parámetros reológicos.

Porcentaje de sólido C_w , %	Índice de consistencia k , (Pa·s)	Índice de flujo n , (adim)	Esfuerzo cortante inicial τ_0 , (Pa)
43,74	0,5829	0,5879	20,842

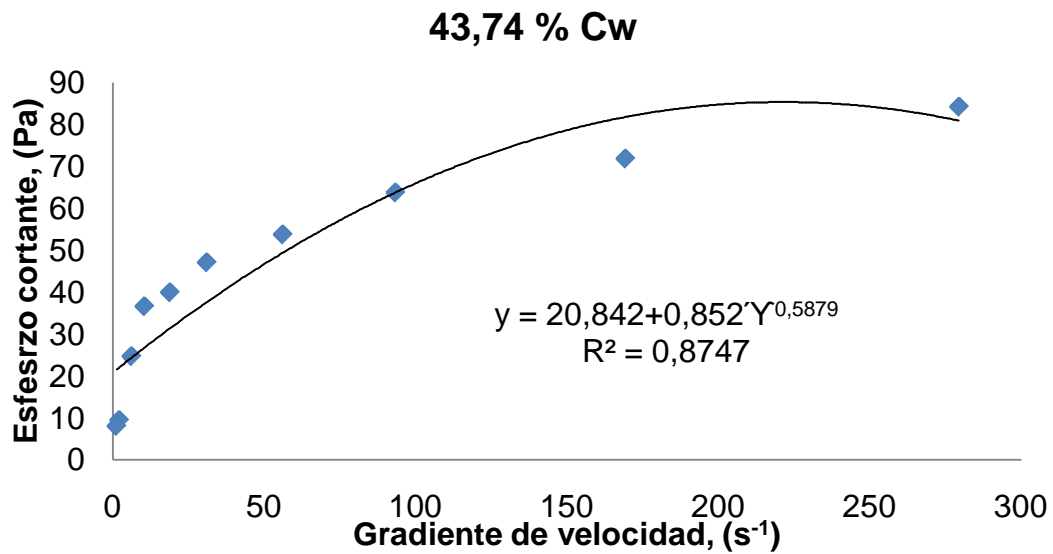


Figura A.12. Curva de flujo.