



INSTITUTO SUPERIOR MINERO
METALURGICO DE MOA
DR. ANTONIO NUÑEZ JIMENEZ

Departamento de Metalurgia y Química
Facultad de Metalurgia Electromecánica
Instituto Superior
Minero Metalúrgico de Moa

Trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero en Metalurgia y Materiales

***TITULO: INFLUENCIA DE LOS PARAMÉTROS
REOLÓGICOS DE LA PULPA CRUDA Y
PRECALENTADA EN LA EFICIENCIA DEL SISTEMA
DE BOMBEO DE LA EMPRESA COMANDANTE
PEDRO SOTTO ALBA MOANICKEL S.A***

Autor: Yariagna Beatriz Ramírez Infante

Tutor: MsC. Gabriel Hernández Ramírez

Consultante: MsC. Leonardo Camacho Ruiz

Moa, Holguín

Junio de 2015

“Año 57 de la Revolución”

Declaración de autoridad.

Yo, Yariagna Beatriz Ramírez Infante, autora de este Trabajo de Diploma titulado: “Influencia de los parámetros reológicos de la pulpa cruda y precalentada sobre la eficiencia del sistema de bombeo en la empresa Comandante Pedro Sotto Alba MOANICKEL S.A”, certifico su propiedad intelectual a favor del Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa “Dr. Antonio Núñez Jiménez”, el cual podrá hacer uso del mismo para los fines que estime pertinente.

Para que así conste firmamos la presente a los ____ días del mes de _____, 2015.

Diplomante: Yariagna Beatriz Ramírez Infante

Ms.C Gabriel Hernández Ramírez

DEDICATORIA

A mi madre, mi padre y mi padrastro.

A mis hermanas y hermano.

A mi esposo.

A mis suegros y cuñados.

A toda mi familia.

AGRADECIMIENTOS

En especial quiero agradecer:

A mis padres Juan Carlos Ramírez y Yalili Infante Lara alegada por ser mi mayor motivación.

A mi padrastro Reinaldo Garrido por ser un pilar clave durante toda mi etapa de educación.

A mi esposo Luis Felipe Simón por su ayuda y apoyo durante estos cinco años, por privarse de comodidades para ayudarme a resolver mis problemas y por estar siempre ahí para mí.

A mi tutor Gabriel Hernández por su apoyo incondicional para la total realización de este trabajo y durante los cinco años de la carrera.

A Liliana Rojas por su apoyo incondicional en todo momento durante estos cinco años.

A mi consultante Leonardo Camacho por dedicarme un poco de su tiempo y ayuda en la realización de este trabajo.

A mi hermano Reinaldito, a mis hermanas y a mis suegros. A mi gran familia.

A Eidier Góngora por su ayuda en la realización de este trabajo.

A los trabajadores del laboratorio de Lixiviación ácida a presión del CEDINIQ, en especial, a Wilmer Gresesqui y a Johandry Hernández por su total cooperación y ayuda durante la realización de los experimentos.

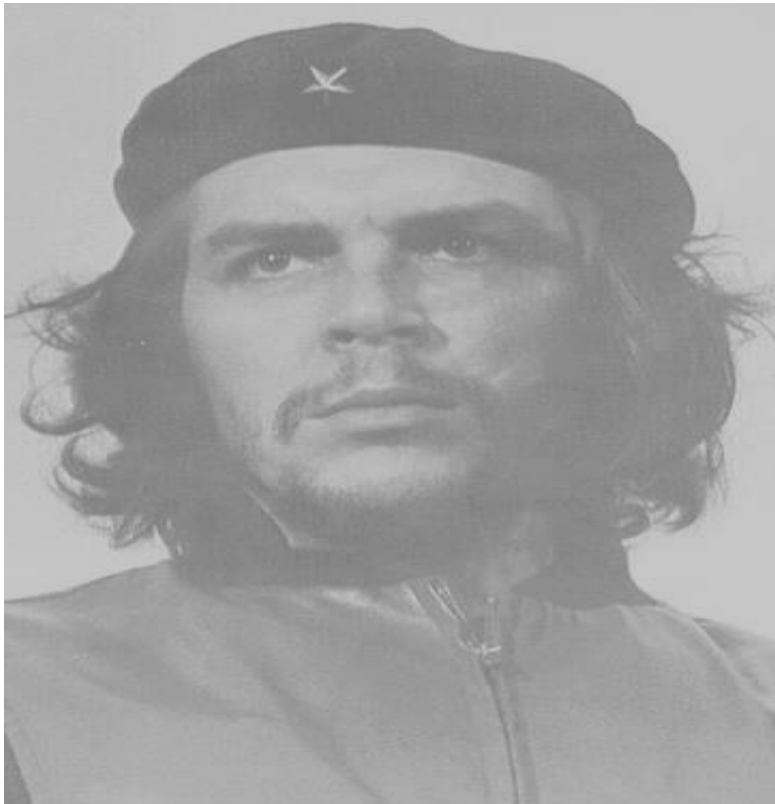
A los profesores del Departamento de Metalurgia por su apoyo y confianza depositada en mí, ya que hicieron todo lo posible por forjarme como una profesional.

A mis compañeros y amigos que me han brindado su apoyo en todos estos cinco años de estudio.

A todas aquellas personas que me han dado su ayuda, muchas Gracias.

PENSAMIENTO

Debemos preocuparnos por prestar servicios con eficiencia y óptima calidad, y simultáneamente producir el nuevo hombre que constituye y crea la nueva sociedad socialista, que es el hombre que produce, sirve, dirige, controla y supervisa. Hace falta tener control y supervisión para prestar servicios con eficiencia...”



Ernesto “Che” Guevara

RESUMEN

La presente investigación tuvo como propósito determinar la influencia de los parámetros reológicos de la pulpa cruda y precalentada en el consumo energético de las bombas que trasiegan dichas pulpas, en la empresa Comandante Pedro Sotto Alba, donde los factores analizados son, contenido de sólido y temperatura, debido al escaso conocimiento de cómo éstas variables influyen sobre la eficiencia energética de dicho equipamiento. Determinándose que el comportamiento reológico de la pulpa cruda y precalentada se describe por el modelo de Ostwald de Waele, con coeficientes de regresión del 99 % en todos los casos analizados. Se determinó que la viscosidad aparente de la pulpa laterítica aumenta con el incremento del porcentaje de sólido en la suspensión y disminuye según se incrementa la temperatura. En las condiciones de estudio, el porcentaje de sólido (% sólido) resultó ser el parámetro de mayor influencia en el consumo energético del sistema de bombeo, lo que demuestra que el consumo de energía de las bombas depende en gran medida del contenido de sólido. Además, de los ponches de los diafragmas y las roturas en los sellos mecánicos que provocan la operación inestable del equipamiento y en menor medida, de la temperatura debido a que esta lo que provoca es la disminución de la potencia teórica de bombeo.

Palabras clave:

Bombas, consumo energético, pulpa laterítica.

ABSTRACT

Present it investigation had like purpose to determine the influence of the rheological parameters of the raw slurry and preheated in the energetic consumption of the bombs that Commander Pedro Sotto Alba, where the examined factors are, held back of solid and temperature, due to the scarce knowledge decant the aforementioned slurries at the company of how these variable they act on the aforementioned equipment energetic efficiency. Determinants that they describe the rheological behavior of the raw and preheated slurry for model Ostwald de Waele, with regression coefficients of the 99 % in have all of the examined cases. Himself I determine than the apparent viscosity of the lateritic slurry increases in with the increment of the percent of solid the suspension and it diminishes according to the temperature increases. In the conditions of study, the percent of solid (solid %) turned out to be the parameter of bigger influence in the energetic consumption of the system of pumping that proves that the consumption of energy of the bombs depends on in great measure the contents of solid. In addition to the punches of the diaphragms and you breaking them in the mechanical seals that provoke the unstable operation of the equipment in less measure of temperature and because this every which the one you provoke is that you ease up the theoretic potency of pumping.

Key words:

Bombs, energetic consumption, lateritic slurry.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	1
Situación problemática.	2
Problema de la investigación.....	3
Objeto de estudio	3
Campo de Acción	3
Objetivo general	3
Hipótesis.....	3
Objetivos específicos.....	4
Sistema de Tareas	4
CAPÍTULO I Marco contextual y teórico.....	5
1.1 La reología como ciencia.	5
1.1.1 Clasificación reológica de los fluidos.....	6
1.1.2 Modelos reológicos.	8
1.1.3 Comportamiento reológico de suspensiones del mineral laterítico.	11
1.2 Antecedentes.	14
1.3 Base teórica que sustenta la investigación.	17
1.3.1. Balance de energía mecánica.	18
1.3.2. Regímenes de flujo.	21
1.3.3. Ecuaciones para el cálculo de la caída de presión.....	23
1.3.4. Potencia de bomba instalada.	25
1.4. Conclusiones parciales.	26
CAPÍTULO II Materiales y métodos.	27
2.1 Caracterización de las bombas utilizadas para el trasiego de la pulpa cruda y precalentada.	27
2.1.1 Bombas de flujo inferior de los espesadores.....	27
2.1.2 Bombas reforzadoras.	28
2.1.3 Bombas centrifugas DENVER 5 x 4 SRL.	29
2.1.4. Bombas de desplazamiento positivo WIRTH.	31

2.2 Materiales y reactivos.	32
2.3 Equipos y utensilios.	33
2.4 Preparación de las suspensiones minerales.	34
2.5 Métodos.	35
2.6 Mediciones reológicas.....	35
2.7 Conclusiones parciales	37
CAPITULO III Análisis de los resultados.	38
3.1 Resultados del análisis reológico de la pulpa cruda	38
3.2 Resultados del análisis reológico de la pulpa precalentada	40
3.3 Causas de los elevados consumos energéticos de las bombas de pulpa cruda y precalentada.....	43
3.4 Determinación de la potencia requerida para el bombeo de la pulpa cruda y precalentada.	43
3.4.1 Determinación de la potencia requerida teniendo en cuenta el comportamiento newtoniano del fluido (método de la Empresa).....	45
3.4.2 Determinación de la potencia requerida utilizando el gradiente de velocidad a partir de la ecuación de Rabinowitch Mooney para el cálculo de la viscosidad aparente.	48
3.5 Valoración económica.....	50
3.6 Conclusiones parciales	52
CONCLUSIONES.....	53
RECOMENDACIONES	54
BIBLIOGRAFÍA	55
ANEXOS	61

INTRODUCCIÓN

La problemática del uso racional de la energía en el contexto actual continúa ocupando un lugar prioritario en las investigaciones científicas a nivel mundial debido a los precios crecientes y a la exigencia de ahorro de energía como vía hacia el desarrollo sustentable. El valor de la eficiencia energética juega un papel fundamental, principio esencial para lograr el desarrollo tecnológico. En Cuba cobra mayor significado por lo limitado de sus recursos energéticos y en la industria cubana del níquel inmersa en un creciente y constante ascenso en sus producciones, demanda cada vez más un apreciable consumo de energía cuyos portadores deciden la rentabilidad de sus empresas, aspectos recogidos en los lineamientos de la política económica y social del VI Congreso del Partido Comunista de Cuba.

En Cuba la industria metalúrgica del níquel desempeña una ardua labor, debido a que su objetivo específico es elevar en cada una de sus empresas la productividad y la eficiencia. En los últimos veinte años la industria Minero - Metalúrgica ha enfrentado serios problemas, referidos fundamentalmente a los costos de minería y de procesos extractivos, que continuamente se han incrementado. La situación se hace más difícil al considerar la baja ley de metales valiosos en las menas, el agotamiento de las reservas de minerales y el incremento de los costos de amortización y de la energía eléctrica.

En la Empresa Comandante Pedro Sotto Alba del municipio de Moa se lleva a cabo la tecnología ácida a presión, en la cual se efectúa la disolución de los óxidos de níquel y cobalto en forma de sulfatos a través del ácido sulfúrico como reactivo químico. En el proceso tecnológico de la fábrica intervienen las plantas que le dan tratamiento directo al mineral y las que producen ciertas materias primas. Cada una de estas plantas poseen funciones específicas, las cuales al tener un orden cronológico tributan a obtener como producto final de la entidad, un sulfuro mixto de Ni y Co, que en un orden cronológico de producción son: Plantas de Pulpa, Espesadores, Lixiviación, Lavaderos, Neutralización y Precipitación de sulfuros.

En todo proceso tecnológico de la industria química, el conocimiento del comportamiento reológico de las suspensiones acuosas es de gran utilidad para el cálculo de los equipos y conductos que las transportan. Dicho comportamiento está relacionado con la viscosidad y la estructura que forman las partículas; en el caso específico de las suspensiones acuosas de minerales influyen el tamaño y la distribución de las partículas en suspensión (Pérez, 2004).

El desconocimiento que existe en este sentido conlleva a que se tomen decisiones en los procesos tecnológicos que, en lugar de mejorar la operación del sistema de transporte de suspensiones, provocan anomalías que no tienen explicación aparente, o se realiza una inadecuada selección de tuberías y bombas (Madigan, 2009).

Estos factores son más notables cuando se manipulan fluidos no newtonianos como las suspensiones minerales de la industria del níquel.

Las características no newtonianas de estas suspensiones minerales se deben a efectos de diversos factores, siendo los principales la concentración total de sólidos, la distribución de tamaños de las partículas, el pH, la temperatura de la suspensión y la composición mineralógica.

Por este motivo, es necesario conocer las curvas de flujo, los parámetros técnico-organizativos de las bombas y los parámetros reológicos que describen el comportamiento de dichas suspensiones con vistas al cálculo y evaluación de los equipos, conductos, sistemas de bombeo y otros. En trabajos previos realizados se han abordado los efectos de las variables antes mencionadas, pero no se han obtenido parámetros racionales de operación para el correcto funcionamiento del sistema de bombeo, teniendo en cuenta los parámetros físico – mecánicos y reológicos de las pulpas.

Situación problemática.

El comportamiento reológico de las suspensiones acuosas es de gran utilidad para el cálculo de los equipos y conductos que las transportan, el desconocimiento de

su influencia conlleva a que se tomen decisiones en los procesos tecnológicos que, en lugar de mejorar la operación del sistema de transporte de suspensiones, provocan anomalías que no tienen explicación aparente, o se realiza una inadecuada selección y explotación de bombas y tuberías, ocasionando un gasto energético innecesario.

Problema de la investigación

El insuficiente conocimiento que existe sobre la influencia de los parámetros reológicos de la pulpa cruda y precalentada en el consumo de energía del sistema de bombeo de las plantas de Espesadores y Lixiviación.

Objeto de estudio

Sistema de Bombeo de pulpa cruda y precalentada.

Campo de Acción

Consumo energético.

Objetivo general

Determinar la influencia de los parámetros reológicos de la pulpa cruda y precalentada en la eficiencia del sistema de bombeo de la planta.

Hipótesis

Si se dispusiera de las constantes reológicas que caracterizan el comportamiento reológico de la pulpa cruda y precalentada, en las condiciones actuales de operación y evaluada para diferentes contenidos de sólidos y valores de temperaturas, se podrían hacer estimados más confiables de las bombas requeridas para su transportación.

Objetivos específicos.

1. Obtener los modelos reológicos a los cuales se ajusta la pulpa cruda y precalentada.
2. Determinar las causas de los elevados consumos energéticos.
3. Determinar la potencia requerida para el transporte de pulpa cruda y precalentada, en el sistema de bombeo actual, teniendo en cuenta los resultados reológicos obtenidos.

Sistema de Tareas

1. Revisión bibliográfica de trabajos investigativos relacionados con el análisis del comportamiento reológico de las pulpas lateríticas y la eficiencia energética de sistemas de bombeo, que se han realizado en los últimos años.
2. Determinar los parámetros reológicos que caracterizan a la pulpa cruda y precalentada, así como al modelo reológico al que se ajustan.
3. Determinar las causas de los elevados consumos energéticos de las bombas de pulpa cruda y precalentada.
4. Realizar el cálculo del balance de energía mecánica (BEM) para determinar la potencia requerida para el transporte de pulpa cruda y precalentada.

CAPÍTULO I Marco contextual y teórico.

El propósito del presente capítulo es establecer el marco teórico de la investigación, a partir del estado del arte del tema sobre la base del análisis de los trabajos precedentes, actualizando el nivel de conocimiento existente sobre los estudios reológicos que se han llevado a cabo con suspensiones de diferentes naturalezas en la Empresa Pedro Soto Alba, las características fundamentales de las pulpas lateríticas y su comportamiento bajo diferentes condiciones de trabajo. Base teórica que sustenta la investigación.

1.1 La reología como ciencia.

La Reología (palabra introducida por Eugene Bingham en 1929) es la rama de la Física de medios continuos que se dedica al estudio de la deformación y el flujo de la materia. La Reología, como una rama independiente de las Ciencias Naturales, surgió hace más de 60 años. Su origen se relaciona con la observación de un comportamiento "extraño" o anormal de muchos materiales bien conocidos como las pinturas, las soluciones coloidales, las arcillas, el yogurt, los plásticos, pastas farmacéuticas, selladores empleados para la construcción, entre otros. Según Garcell L., A. Díaz, G. Surrís (1988) y Malkin A. (1994), la Reología es una ciencia que estudia las propiedades mecánicas de diversos productos naturales y tecnológicos, o sea, estudia la deformación de los materiales, incluyendo el flujo de los mismos.

Viscosidad: Constituye una medida de la resistencia que ofrecen los fluidos al movimiento. Es una propiedad física intrínseca de los fluidos, que está definida por la Ley de Newton de la Viscosidad.

$$\tau_{xy} = \mu \left(-\frac{dV_x}{dy} \right) = \mu \gamma^\circ \quad (1.1.1)$$

Donde: τ_{yx} - es el esfuerzo cortante que actúa entre las láminas del fluido. Una fuerza cortante es la componente de las fuerzas exteriores tangente a una superficie dada. Esta fuerza dividida por el área de la superficie, es el esfuerzo cortante o tensión de cortadura media sobre el área considerada.

$\dot{\gamma} = \left(- \frac{dV_x}{dy} \right)$ - es la velocidad de deformación (gradiente de velocidad).

μ : Viscosidad del fluido.

Viscosidad aparente: La ley de Newton de la viscosidad (1.1.1) constituye la definición de la viscosidad dinámica de un fluido. Para los fluidos newtonianos, (μ), es una constante a una temperatura y concentración determinadas; sin embargo, para los materiales no newtonianos $\mu = \mu(\dot{\gamma})$. Si para estos últimos se aplica la Ley de Newton, la viscosidad calculada correspondería a cada valor de ($\dot{\gamma}$), considerando como si el fluido fuera newtoniano en cada punto. De ahí que esta viscosidad se conozca como viscosidad aparente, representándose generalmente por el símbolo μ_a .

1.1.1 Clasificación reológica de los fluidos.

Desde el punto de vista reológico, los fluidos se clasifican en dos grupos.

1. Newtonianos.
2. No Newtonianos.

Los fluidos newtonianos son aquellos que siguen la ley de Newton de la viscosidad. Todos los gases y los líquidos homogéneos de baja viscosidad se comportan como fluidos newtonianos. De acuerdo con la Ley de Newton, la viscosidad es una constante; sin embargo puede variar considerablemente con los cambios de temperatura, pH y con la concentración de la fase dispersa y la

presión, en los gases a presiones próximas a la presión crítica (10^6Pa), y en los líquidos a presiones muy altas (10^7Pa).

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, aún cuando se mantengan la temperatura y otras condiciones constantes por lo cual usualmente, se le denomina viscosidad aparente.

Los materiales no newtonianos, según la variación de la viscosidad se clasifican, a su vez, en tres grupos:

- Materiales de viscosidad invariable con el tiempo.
- Materiales de viscosidad dependiente del tiempo.
- Materiales Viscoelásticos

a) De viscosidad invariable con el tiempo (Figura 1.1.1)

Dilatantes: Sus viscosidades aumentan con el incremento del gradiente de velocidad, y comienzan a fluir apenas se le aplica un esfuerzo cortante ($\tau > 0$).

Seudoplásticos: Sus viscosidades disminuyen con el incremento del gradiente de velocidad, y comienzan a fluir apenas se les aplica un esfuerzo cortante ($\tau > 0$).

Plásticos ideales: Se conocen también como plásticos Bingham. Su viscosidad disminuye con el aumento del gradiente de velocidad. Comienzan a fluir cuando se les aplica un esfuerzo cortante mayor que un esfuerzo cortante inicial ($\tau > \tau_0$). Se conocen como plásticos Bingham (plásticos ideales), siendo τ_0 es el esfuerzo límite que hay que aplicarles a un material para romper su estructura de sólido rígido para que comiencen a fluir.

Plásticos reales: Sus viscosidades pueden disminuir o aumentar con el incremento del gradiente de velocidad. También comienzan a fluir al aplicarles un esfuerzo mayor que el esfuerzo cortante inicial, τ_0 .

b) De viscosidad dependiente del tiempo

Tixotrópicos: La viscosidad de estos materiales disminuye con el tiempo cuando están sometidos a un gradiente de velocidad determinado.

Reopécticos: La viscosidad de éstos aumenta con el tiempo, para un gradiente de velocidad dado.

c) Materiales Viscoelásticos

Estos materiales exhiben propiedades viscosas y elásticas. Estas sustancias fluyen bajo la acción de un esfuerzo cortante (τ), pero aunque la deformación es continua no resulta totalmente irreversible, de manera que al cesar la acción de (τ), que produce la deformación, el material restablece en parte su forma, semejante al comportamiento de los cuerpos elásticos sólidos.

El comportamiento reológico de varias suspensiones puede extenderse desde bajas viscosidades newtonianas hasta altas viscosidades pseudoplásticas o plásticas dependiendo de la fracción volumen del sólido, la distribución de tamaño de partículas, la densidad de carga superficial, las fuerzas iónicas del medio dispersante y el pH (Pérez L., 2010; Fisher D. T. *et. al.*, 2007).

1.1.2 Modelos reológicos.

Para expresar la relación existente, en estado estacionario, entre el esfuerzo cortante y el gradiente de velocidad se han propuesto varias relaciones empíricas (modelos reológicos). Existen en la literatura una gran variedad de modelos propuestos, (Brown G., 1969; Skelland A., 1970; Garcell L., A. Díaz, G. Surrís,

1988; Malkin A., 1994; He M., Y. Wang, E. Forssberg, 2004); y los más difundidos se presentan a continuación.

Modelo de Oswald de Waele:

$$\tau_{yx} = K \left(-\frac{dV_x}{dy} \right)^n \quad (1.1.2.1)$$

Esta expresión se conoce también como Ley de Potencia (1.1.2.1); se utiliza para describir el comportamiento de fluidos seudoplásticos y dilatantes. En esta ecuación, n es el índice de flujo, el cual es una medida del grado de comportamiento no newtoniano del material. Para $n < 1$ el fluido es seudoplástico; para $n > 1$ el fluido es dilatante; y para $n = 1$ la ecuación se transforma en la Ley de la Viscosidad de Newton, siendo $K = \mu$.

K es el índice de consistencia y constituye una medida del grado viscoso del material.

En general n varía poco con los cambios de temperatura y concentración; en cambio, K es muy afectado por las variaciones de estas variables.

Modelo de Bingham:

$$\tau_{yx} = \tau_0 + \eta_p \left(-\frac{dV_x}{dy} \right) \quad (1.1.2.2)$$

Donde: η_p es la viscosidad plástica y τ_0 es el esfuerzo cortante inicial.

$\gamma = \left(-\frac{dV_x}{dy} \right)$ Es la velocidad de deformación (gradiente de velocidad)

Este modelo se utiliza para describir el comportamiento de los plásticos ideales.

El esfuerzo cortante inicial y la viscosidad plástica cambian apreciablemente con la variación de la temperatura y de la concentración.

Para $\tau_0=0$, la expresión (1.1.2.2) se transforma en la Ley de Newton, siendo

$$\eta_p = \mu$$

Modelo de Bulkley - Herschell:

$$\tau_{yx} = \tau_0 + K \left(-\frac{dV_x}{dy} \right)^n \quad (1.1.2.3)$$

Se utiliza para describir el comportamiento de los plásticos reales.

τ_0 , K y n tienen los mismos significados descritos en los dos modelos anteriores (1.1.2.1) y (1.1.2.2).

Al representar gráficamente la relación del esfuerzo cortante como función del gradiente de velocidad, se obtienen curvas que describen el comportamiento reológico de los fluidos newtonianos y no newtonianos. Estas curvas se denominan curvas de flujo.

La curva de flujo es la herramienta básica para el análisis reológico de un sistema de flujo, y de un fluido. Por su forma es posible identificar la naturaleza reológica del material, así como determinar la viscosidad y los parámetros reológicos fundamentales (según el modelo que se utilice) bajo diferentes condiciones de trabajo u operación.

En las siguientes figuras se muestran las curvas de flujo típicas de los fluidos.

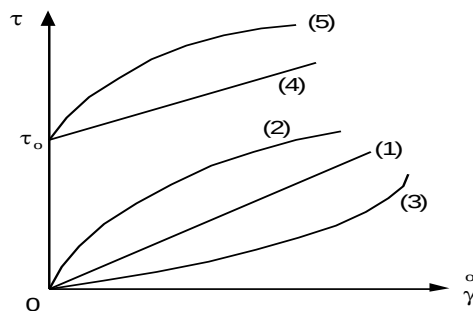


Figura1.1.1: Curvas de flujo típicas: 1- Newtoniano; 2- Seudoplásticos; 3- Dilatantes; 4- Plástico ideal; 5- Plástico real.

1.1.3 Comportamiento reológico de suspensiones del mineral laterítico.

La dispersión de un sólido en un líquido puede exhibir características de flujo newtoniano o no newtoniano, dependiendo de las interacciones físicas y químicas que tienen lugar entre las partículas y el líquido así como de la naturaleza y características de las fases. En la literatura especializada se analizan diversos tipos de interacciones, resumiéndose dentro de tres categorías diferentes, (Cheng D. C-H., 1980):

1. Interacciones hidrodinámicas entre el líquido y las partículas sólidas dispersas, las cuales incrementan la disipación viscosa en el líquido.
2. La atracción entre partículas, que da lugar a la formación de agregados y estructuras.
3. El contacto partícula – partícula, el cual es la causa de las interacciones de fricción

En cada tipo de interacción intervienen una variedad de factores que determinan el comportamiento y las características reológicas de la dispersión.

Los factores más importantes son:

1. Las características coloide-químicas de la dispersión (estabilidad), que dependen del pH, de la naturaleza del sólido y de la superficie de las partículas, y de la composición iónica del medio dispersante.
2. Composición mineralógica.
3. Forma, tamaño y distribución granulométrica de las partículas.
4. Concentración de la fase sólida.
5. Temperatura de la dispersión.

La influencia de cada factor en particular, o de un conjunto de ellos, puede ser muy compleja, (Bhattacharya I. N., D. Panda, P. Bandopadhyay, 1998; Stickel J. J., R. L. Powell, 2005); de ahí la necesidad de especificar claramente bajo qué condiciones se determinan las características reológicas de la suspensión.

Además de una dependencia fuerte sobre la velocidad de deformación, la viscosidad de las suspensiones de laterita también depende del tiempo, (Blakey B. C., D. F. James, 2003); y sus características de flujo son complejas, sobre todo a las concentraciones requeridas para el proceso productivo que permite separar hidrometalúrgicamente el Ni y el Co que contienen, (James D. F., B. C. Blakey, 2004; Klein A., D. J. Hallbom, 2002).

1.1.4 Características químicas y mineralógicas de la pulpa limonítica.

La laterita ferro-niquelífera juega un rol importante en la industria del níquel, a partir de esta se produce aproximadamente el 40% del total del níquel comercializable, además se considera que alrededor del 70 % del níquel en la corteza terrestre se encuentra en los yacimientos lateríticos, (Gleeson S. A. *et. al.*, 2004). Es un producto del intensivo intemperismo químico en ambientes tropicales y subtropicales, desarrollado bajo fuertes condiciones de oxidación, (Kenneh F., 2008).

En la metalurgia extractiva la composición mineralógica de la mena es un factor importante para lograr resultados con adecuados índices tecnológicos. La presencia de los elementos en las diferentes fases minerales es un aspecto importante a tener en cuenta. En los estudios de separación desarrollados se observa la tendencia de los metales (Ni, Co, Fe, Al, Mg) a concentrarse en determinados productos; el níquel lo hace hacia los productos finos y débilmente magnéticos, el aluminio y el magnesio se concentran en los productos gruesos, (Agyei G., 2006). Resulta de mucha importancia conocer las fases minerales en las que se encuentran, porque en dependencia de ello, así serán los resultados del proceso extractivo, (Li J. *et. al.*, 2009).

Las diferentes clases granulométricas de las cortezas de intemperismo presentan contrastes significativos en cuanto al porcentaje en peso de la fracción, contenido químico y mineralógico que resulta de interés desde el punto de vista tecnológico. La meteorización o intemperismo consiste en un grupo de procesos mediante los

cuales las rocas y minerales expuestos a la acción de factores atmosféricos pueden ser destruidos físicamente o desintegrados químicamente, pudiendo cambiar su color, coherencia, forma, textura y composición, (Manceau A. *et. al.*, 2000; Ariosa J. D. *et. al.*, 2003; Hernández A. *et. al.*, 2010).

Las principales fases mineralógicas que constituyen las menas lateríticas son: Goethita que contiene del 58 al 78 % del níquel presente en las lateritas, (Rojas A., 2001; Agyei G., 2006; Madigan C., Y. K. Leong, B. C. Ong, 2009; Luo W. *et. al.*, 2009; Hernández A. *et. al.*, 2010), en la maghemita y magnetita se distribuye del 15 al 25 % y en las asbolanas la presencia de níquel está entre 12 y 17 %. El cobalto se distribuye del 80 al 90 % en las asbolanas, del 10 al 20 % en la maghemita y magnetita, y en menor porcentaje en la goethita, pero en los reactores del proceso de lixiviación en la tecnología ácida a presión el níquel y cobalto presente en la fracción magnética prácticamente no se lixivian, creando dificultades tecnológicas y ocasionando pérdidas en las colas del proceso.

El aluminio se encuentra en gibbsita, goethita y las espinelas fundamentalmente, en las dos últimas fases minerales, además de ser menor su concentración no ocasiona serias dificultades en la extracción. Sin embargo, la gibbsita, por su pequeña densidad y su forma irregular, es un elemento esencial en la formación de las llamadas mallas que se originan en los espesadores de pulpa y que obstruyen su espesamiento. Con anterioridad se hacía referencia al comportamiento de las fases de acuerdo con el diámetro de las partículas y se aprecia la tendencia de la goethita a concentrarse en las clases de tamaño finas, la cromita y gibbsita lo hacen en las clases intermedias, la serpentina se concentra en las partículas de mayor diámetro y la magnetita no ofrece una regularidad en su concentración, (Wilson J., *et. al.*, 2006). Según Cerpa A., *et. al.* 1999, las lateritas cubanas están compuestas fundamentalmente por serpentina y goethita en diferentes proporciones.

En la composición mineralógica de los materiales de mala sedimentación se detecta una marcada diferencia entre la fracción gruesa y la fina, pues mientras que la fracción ($< 0,074$ mm) está constituida por fases mineralógicas

tradicionalmente conocidas en las lateritas como son: goethita, hematina y magnetita, en la clase granulométrica gruesa están presentes los silicatos de magnesio y sílice: clorita, olivino y cuarzo, que son minerales de metales ligeros (Si y Mg) que le proporcionan una baja densidad; constituyendo su presencia en la pulpa un factor desfavorable para la sedimentación, (Rojas P., P. Beyris, 1994).

1.2 Antecedentes.

Para la realización de este trabajo se ha hecho una intensa búsqueda bibliográfica, se han consultado una serie de artículos, revistas y otros materiales, donde se pudo comprobar que existe muy poco material relacionado con la influencia de los parámetros de las pulpas lateríticas sobre la eficiencia energética de los sistemas de bombeo. Esta búsqueda estuvo dirigida en dos líneas fundamentales como son: la información relacionada con el enfoque teórico y los trabajos relacionados con análisis de las pulpas lateríticas y la eficiencia energética de sistemas de bombeo, que se han realizado en los últimos años.

En los últimos años se han emprendido estudios con el manejo de las suspensiones lateríticas, tanto en la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad de Oriente como en el Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa (ISMM), la Facultad de Ingeniería Química del Instituto Superior Politécnico de La Habana y el Centro de Investigaciones del Níquel (CEDINIQ) de Moa. Así la información experimental sobre la mineralogía y la distribución del tamaño de partículas de las lateritas cubanas (Puchol R. Q, 1984; Rojas A. L., P. Beyris, 1994; Ariosa J. D. et. al., 2003; Agyei G., 2006; Falcón H. J., 2006); y su comportamiento durante el proceso de sedimentación (Falcón H. J., 1985; Almaguer A. F., 1996; Beyris P. E., 1997; Beatón B. M., 2001); ha ido incrementándose, propiciando una mejor comprensión acerca de la influencia de los diferentes factores que determinan las características reológicas de las pulpas que se alimentan al proceso productivo (Garcell L., 1991; Cerpa A. et. al., 1996;

Cerpa A. et al.,1999; Cerpa A. et al.,2001; Cerpa A. et al., 2003; Pérez L. et. al., 2004; Pérez L. et. al., 2008; Pérez L., Y. Cardero, L. Garcell, 2009).

Sin embargo, estas relaciones de influencia aún poseen un carácter más bien cualitativo, lo que obliga a realizar nuevas caracterizaciones experimentales, para determinar la influencia que existe entre los parámetros de la pulpa cruda y precalentada con respecto a la eficiencia de los sistemas de bombeo (Favier T. Y., 2014).

Vastos estudios realizados entre los años 2004 y 2011 en materia de eficiencia energética en América Latina y El Caribe (AL & C), analizan la situación y las perspectivas de las acciones e instrumentos implementados para mejorar la eficiencia energética. Dichos estudios se han enfocado principalmente en cinco aspectos: los avances en el marco político, normativo e institucional; los actores clave de la eficiencia energética y su rol efectivo; los recursos y mecanismos de financiación de los programas de eficiencia energética; los resultados de los programas; y en las lecciones aprendidas (Carpio, et al., 2010; SENER, 2010; Horta, 2010; Lutz, Tecno. Lógicas., No. 30, enero-junio de 2013, 2011, Guzmán, 2009; ENTE, S. C., 2010; McNeil, et al., 2007; Ruchanski & Acquatella, 2010).

Miguel Turini Hurtado, 1996:

En su tesis doctoral obtuvo modelos matemáticos que reflejan el funcionamiento de las bombas centrífugas y de desplazamiento positivo, los que toman en consideración el diseño del equipo de bombeo, variaciones de la velocidad de giro, recortes en el diámetro exterior del impelente(bombas centrífugas), regulación por cambio en los volúmenes de trabajo (bombas de desplazamiento positivo) y los efectos que sobre la operación de estos equipos tiene el trasiego de fluidos de naturaleza newtoniana y no newtoniana. Las aplicaciones efectuadas corroboraron la factibilidad de empleo a escala industrial del programa ESBO versión 1.0, y la validez de los modelos matemáticos elaborados por el autor.

Este documento profundiza en la importancia de la aplicación de modelos matemáticos para determinar el funcionamiento de las bombas centrífugas y de

desplazamiento positivo, pero no correlacionan los parámetros del fluido a trasegar.

Liudmila Pérez García, Leonel Garcell Puyáns (2006):

En su artículo nombrado, “Efecto de la granulometría y de las propiedades superficiales sobre la reología de suspensiones concentradas de laterita”, se elaboran datos experimentales de suspensiones de mineral laterítico preparadas con agua destilada, con el objetivo de estudiar las relaciones existentes entre las propiedades reológicas de dichas suspensiones, en dependencia de la temperatura y de la distribución de tamaño de las partículas, empleándose tres muestras minerales procedentes de diferentes puntos de un yacimiento de Moa, las cuales se caracterizaron granulométricamente, obteniéndose como resultado que estaban constituidas por partículas predominantemente menores de 50 μ y con diferentes distribuciones de tamaño. De los ensayos reológicos realizados a una concentración de 45 % de sólidos, y a diferentes valores de temperatura (24, 35 y 40 °C), se comprueba que las pulpas estudiadas presentan características plásticas y pueden ajustarse al modelo de Bingham, en todos los casos, debido a la presencia de partículas finas. Se demuestra que al aumentar la temperatura se los parámetros reológicos disminuyen apreciablemente, aunque nunca llegan a desaparecer las características plásticas de estas suspensiones en el rango de temperatura estudiado.

En este artículo se describe el comportamiento reológico de las pulpas lateríticas al aumentar la temperatura, pero no hace referencia a la influencia que tienen en la eficiencia energética de las bombas que trasiegan dichas pulpas.

Liudmila Pérez García, 2010:

En su tesis doctoral “Modelo matemático que correlaciona los principales factores de influencia sobre el comportamiento reológico de las pulpas lateríticas”, determinó que las principales variables que influyen sobre el comportamiento reológico de las suspensiones lateríticas que se manipulan en el proceso de Lixiviación Ácida a Presión (LAP) de la Empresa “Comandante Pedro Sotto Alba”,

de Moa son: el contenido de sólidos, la composición química, el pH y la distribución de tamaños de las partículas. Como resultado del diseño de experimentos, determinó que el comportamiento reológico de las pulpas lateríticas puede ser evaluado utilizando como variables respuesta la viscosidad aparente (μ) y el esfuerzo cortante inicial (τ_0), pues sobre el índice de consistencia (K) y el índice de flujo (n) ninguna de las variables analizadas resultaron ser significativas. Obtuvo un modelo matemático empírico-teórico que correlaciona la viscosidad relativa de las suspensiones lateríticas con las principales variables que determinan su comportamiento reológico. El cual es válido en el dominio de operación del proceso, a niveles de: contenidos de sólidos entre 43 y 45 %, número de mineral entre 10 y 20, índice de estabilidad entre 0,03 y 0,12 y coeficiente de poli-dispersión entre 0,74 y 0,79; lo que constituye un aporte del trabajo.

Esta tesis describe el comportamiento reológico de las pulpas lateríticas pero no hace referencia a la influencia que tienen en la eficiencia energética de las bombas que trasiegan dichas pulpas.

1.3 Base teórica que sustenta la investigación.

En la industria química tiene gran importancia el transporte de productos líquidos y gaseosos por tubería, tanto dentro de la empresa, en instalaciones y aparatos aislados, como fuera de ella.

El movimiento de los líquidos por tuberías y aparatos está vinculado con gastos de energía. En algunos casos, por ejemplo, en caso de movimiento desde un plano superior a otro inferior el desplazamiento del líquido es de marcha natural, o sea, sin gasto de energía externa, debido a la transformación de una parte de su energía potencial en cinética. Para el transporte de líquidos a través de tuberías horizontales y desde un plano inferior a otro superior se emplean las bombas, (Mariño. A, et al, 1994).

Se denominan bombas a las máquinas hidráulicas que transforman la energía mecánica de un motor en energía de un fluido bombeado, aumentando la presión. El transporte de líquido se basa en la diferencia de presiones en la bomba y la tubería; (Kasatkin, 1985).

1.3.1. Balance de energía mecánica.

Para el diseño de sistemas de tuberías se requiere conocer la relación entre los gradientes de presión ($\Delta P/L$), requeridos para lograr flujos volumétricos, (Q), en un intervalo de diferentes diámetros, (D), del tubo, a distintas temperaturas de operación y diferentes propiedades físicas de los fluidos. Las expresiones que relacionan las variables señaladas en el régimen laminar, para los modelos reológicos más difundidos en la literatura, así como las limitaciones que puedan tener en su precisión en los sistemas de flujo con diámetros relativamente grandes. De ahí, que, en los cálculos de ingeniería, se prefiera hacer uso de las expresiones que relacionan el factor de fricción de Fanning con el número de Reynolds y con otros números adimensionales, tanto en régimen laminar como en turbulento.

Una de las leyes fundamentales de la mecánica de los fluidos se expresa mediante la ecuación de balance de energía mecánica aplicada al sistema de flujo en cuestión. En la mayoría de los textos de ingeniería química, el balance de energía mecánica para condiciones estacionarias de flujo se conoce como ecuación de Bernoulli, y se ilustra sus aplicaciones para el caso particular del flujo newtoniano.

En el caso específico del flujo de suspensiones minerales no newtonianas también se aplica el balance de energía mecánica en un sistema de flujo, al cual entra el fluido por un plano (1) y sale por un plano (2).

$$\frac{z_1 \cdot g}{g_c} + \frac{P_1}{\rho} + E_{c1} = \frac{z_2 \cdot g}{g_c} + \frac{P_2}{\rho} + E_{c2} + (-W_s) + \sum F \quad (1.3.1.1)$$

Como más se observa en la literatura es de la siguiente forma.

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2\alpha} + g \cdot \Delta h = - \sum F + (-W_s) \quad (1.3.1.2)$$

Donde:

$\frac{\Delta P}{\rho}$: Variación de la energía por diferencia de presión, J/kg

$\frac{\Delta V^2}{2\alpha}$: Variación de la energía cinética, J/kg.

$g \cdot \Delta h$: Variación de la energía potencial, J/kg.

$\sum F$: Pérdidas por fricción, J/kg.

W_s : Es el trabajo por unidad de masa (como trabajo por una bomba sobre el fluido), J/kg.

$$\sum F = \frac{\Delta P_f}{\rho} + \left(\begin{array}{l} \text{pérdidas por fricción por unidad de masa} \\ \text{debida a los efectos de entrada, de accesorios,} \\ \text{de equipos, etc} \end{array} \right) \quad (1.3.1.3)$$

En la expresión (1.3.1.3), ΔP_f es la caída de presión por fricción asociada con el flujo totalmente desarrollado a través del sistema de flujo. El término $(\Delta P_f / \rho)$ se refiere a los tramos de tubería rectos, y por lo general, es el componente dominante en la mayoría de los sistemas de tuberías, excepto en aquellos casos en los que esos tramos sean cortos y el número de accesorios y válvulas sea grande.

Para el flujo no newtoniano, los términos E_c y ΣF dependen de la naturaleza reológica del fluido, y, por tanto, de los parámetros característicos del modelo reológico que describe la curva de flujo.

El término W_s , para el caso de las bombas, se expresa como:

$$W_s = \frac{\Delta P_b}{\rho} = \frac{P_d - P_s}{\rho} \quad (1.3.1.4)$$

Siendo ΔP_b el incremento de presión que da la bomba en la descarga, P_d , en relación con la succión, P_s .

El término de pérdidas de fricción, ΣF , puede estimarse mediante la definición siguiente:

$$\Sigma F = \frac{1}{2} \cdot \frac{(v)^2}{g} \cdot e_v \quad (1.3.1.5)$$

En la que e_v (adimensional) es el factor de pérdidas de fricción, el cual es una función del número de Reynolds y de las relaciones geométricas del sistema de flujo.

Para el flujo por tuberías rectas circulares,

$$e_v = 4f \cdot \left(\frac{L}{D}\right) \quad (1.3.1.6)$$

Donde: f es el coeficiente de fricción de Fanning.

Combinando las expresiones (1.3.1.5) y (1.3.1.6), se obtiene:

$$\Sigma F = 2f \cdot \left(\frac{L}{D}\right) \frac{(v)^2}{g} \quad (1.3.1.7)$$

Para $f' = 4f$

Se obtiene: $e_v = f' \cdot \left(\frac{L}{D}\right)$

$$\Sigma F = f' \cdot \left(\frac{L}{D}\right) \cdot \frac{(v)^2}{2 \cdot g} \quad (1.3.1.8)$$

Otra forma de escribir esta ecuación es la siguiente:

$$\Sigma F = \frac{8 \cdot f \cdot L \cdot Q^2}{\pi \cdot D^5} \quad (1.3.1.9)$$

1.3.2. Regímenes de flujo.

En el experimento de Reynolds, en que el movimiento de fluidos es estudiado mediante la aplicación de una sustancia trazadora coloreada se demuestra que cuando la velocidad del fluido en el conducto es baja, el trazo de líquido coloreado se mantiene en forma de una línea recta continua prácticamente inalterable. Esto demuestra que el líquido fluye en el tubo en forma de láminas o capas paralelas, sin acciones de mezcla. Este tipo de movimiento del fluido se conoce como flujo viscoso o régimen laminar.

Si se continúa incrementando la velocidad llega un momento en que el trazo de líquido comienza a oscilar disipándose y mezclándose en ocasiones con la corriente global en algunos puntos de la corriente de flujo, en este estado en que el trazo se mantiene pero inestable, disipándose en ocasiones se dice que el fluido está en régimen de transición.

De continuar incrementando el flujo llega el momento que la trazadora se mezcla totalmente con la corriente fluida coloreándola, lo que indica la presencia de torbellinos y corrientes transversales, en este caso el régimen de flujo es denominado turbulento.

Reynolds demostró que los cuatro factores que determinan este comportamiento son el diámetro del conducto, la velocidad, la viscosidad y la densidad del fluido y que el número adimensional que resulta de combinarlos permite determinar las características del régimen de flujo. El número adimensional en cuestión es denominado número de Reynolds y para conductos cilíndricos viene dado por:

$$Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (1.3.2.1)$$

Otras formas muy utilizadas de este número son:

$$Re = \frac{4 \cdot Q \cdot \rho}{\pi \cdot D \cdot \mu} \quad (1.3.2.2)$$

Se ha determinado que para:

- $Re < 2100$ el régimen es laminar

- $2100 < Re < 4000$ el régimen es de transición
- $Re \geq 4000$ turbulento

Cuando el régimen de flujo es laminar el factor de fricción (f) no depende de la rugosidad del material. Solo depende del número de Re ($f = \theta(Re)$) y se puede determinar mediante la ecuación:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (1.3.2.3)$$

Para el régimen turbulento se ha demostrado que el fanning además de depender del Reynolds, también lo hace de la rugosidad del material $\left(f = \theta\left(\frac{\varepsilon}{D}, Re\right) \right)$. Por ello, una de las ecuaciones que más se usa en estas condiciones es la obtenida a partir del Diagrama de Mody:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -\log\left(\frac{\varepsilon/D}{3,7} + \left(\frac{6,81}{Re}\right)^{0,9}\right) \quad (1.3.2.4)$$

Esta ecuación resulta muy práctica, pues funciona para cualquier tipo de tubería y no genera un proceso iterativo para determinar el factor de fricción.

Cuando se transportan fluidos no newtonianos varias de estas ecuaciones se modifican en función de los parámetros reológicos que los caracterizan. Por este motivo, para el caso de fluidos seudoplásticos y dilatantes en régimen turbulento el coeficiente de fricción se calcula mediante la ecuación 1.3.2.5.

$$f = \frac{A}{Re^B} \quad (1.3.2.5)$$

Tabla 1.3.1. Parámetros A y B en función de n.

n	0,2	0,4	0,6	0,8	1,0	1,2	1,4
A	0,0647	0,071	0,074	0,076	0,079	0,081	0,083
B	0,35	0,306	0,28	0,264	0,25	0,24	0,23

Y el Reynolds por la ecuación:

$$Re = \frac{8^{1-n} \cdot D^n \cdot v^{2-n} \cdot \rho}{K} \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n \quad (1.3.2.6)$$

1.3.3. Ecuaciones para el cálculo de la caída de presión.

El flujo de los fluidos en tuberías está siempre acompañado de 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 fórmula de Darcy, expresada en N/m² (Pa) se expresa de la forma siguiente:

$$\Delta P = \frac{\rho \cdot f \cdot L \cdot v^2}{2D} \quad (1.3.3.1)$$

La ecuación de Darcy es válida tanto para flujo laminar como turbulento de cualquier líquido en una tubería. Sin embargo, puede suceder que debido a velocidades extremas, la presión corriente abajo disminuya de tal manera que llegue a igualar la presión de vapor del líquido, apareciendo el fenómeno conocido como cavitación y los caudales obtenidos por cálculo serán inexactos.

Para los cálculos con fluidos no newtonianos se hace necesario aplicar los modelos reológicos a los problemas de flujos por conductos, que dependen de sus viscosidades aparentes. Como una consecuencia del uso de los viscosímetros capilares o de tubo se determinó que:

$$\tau = \frac{D(-\Delta P)}{4 \cdot L} \quad (1.3.3.2)$$

Donde:

D: diámetro interior del tubo (m)

($-\Delta P$): caída de presión total utilizada para hacer fluir el fluido a través del tubo, (Pa)

L: longitud del tubo o capilar (m)

De acuerdo con la ecuación de Hagen Poiseuille:

$$\mu_a = \frac{\frac{D(-\Delta P)}{4L}}{\frac{8v}{D}} \quad (1.3.3.3)$$

Donde:

μ_a : Viscosidad aparente aplicada a un conducto circular

Sustituyendo (1.3.3.2) en (1.3.3.3)

$$\mu_a = \frac{\tau}{\frac{8v}{D}} \quad (1.3.3.4)$$

Para el caso de fluidos newtonianos:

$$\gamma^\circ = \frac{8v}{D} \quad (1.3.3.5)$$

No ocurre así para los fluidos no newtonianos, pues para los fluidos que siguen el modelo de Ostwald de Waele, el gradiente de velocidad se transforma como aparece en la ecuación 1.3.3.6, al resolver la ecuación de Rabinowitch Mooney:

$$\gamma^\circ = \frac{3 \cdot n + 1}{4 \cdot n} \cdot \frac{8v}{D} \quad (1.3.3.6)$$

Para este tipo de fluidos:

$$\tau_w = K'(\gamma^\circ)^{n'} \quad (1.3.3.7)$$

Combinando las ecuaciones 1.3.3.5 y 1.3.3.7 se obtiene una ecuación que permite calcular caída de presión total utilizada para hacer fluir un fluido pseudoplástico a través de un tubo:

$$\frac{D \cdot \Delta P}{4 \cdot L} = K' \cdot \left(\frac{8v}{D} \right)^{n'} \quad (1.3.3.8)$$

Donde:

$$K' = \frac{K}{gc} \cdot \left(\frac{3n' + 1}{4n'} \right)^n \quad (1.3.3.9)$$

$$n' = n$$

gc: factor de conversión. Si se trabaja en el sistema internacional gc=1.

1.3.4. Potencia de bomba instalada.

Para evaluar un sistema de bombeo se requiere comprobar si la potencia de la bomba instalada es la adecuada /Garcell L., 2001/. Para ello es necesario aplicar la ecuación del balance de energía mecánica (ecuación. 1.3.1.1) al sistema completo.

Si $(-W_s)$ es el gasto de energía (o trabajo de la bomba) por unidad de masa del fluido y Q_m es el flujo másico; la potencia tomada por el fluido es

$$N = (-W_s) \cdot Q_m = (-W_s) \cdot Q \cdot \rho \quad (1.3.4.1)$$

Pero toda la energía que recibe el equipo impulsor no pasa al fluido puesto que siempre hay pérdidas provocadas por el rozamiento de las partes metálicas en movimiento y por el propio movimiento del fluido dentro de la bomba. El equipo impulsor, a su vez, necesita un motor que le suministre la potencia requerida. La potencia del motor es N' , por lo que la eficiencia del sistema completo es:

$$\eta = \frac{N}{N'} \quad (1.3.4.2)$$

Denominada eficiencia motor-impulsor. Por tanto,

$$N' = \frac{(-W_s) \cdot Q_m}{\eta} \quad (1.3.4.3)$$

Teniendo en cuenta la reserva para las posibles sobrecargas, el motor se instala con una potencia algo mayor N_i que la potencia consumida N' , es decir:

$$N_i = \beta_i \cdot N' \quad (1.3.4.4)$$

Tabla 1.3.4.1. Valores del coeficiente β_i .

N_{motor}	menos de 1	1 a 5	5 a 50	más de 50
β	2 a 1,5	1,5 a 1,2	1,2 a 1,5	1,1

1.4. Conclusiones parciales.

- La aplicación de la teoría relacionada con el balance de energía mecánica (BEM) así como la reología, permitió establecer los factores reológicos fundamentales de la pulpa laterítica y cómo influyen sobre el sistema de bombeo.
- Las propiedades de la pulpa cruda que se procesa en la planta de Espesadores y la pulpa precalentada de la planta de Lixiviación en la empresa Pedro Sotto Alba, es un tema bastante estudiado, sin embargo son poco los intentos realizados en cuanto a su influencia con respecto a la eficiencia energética de las bombas que la trasiegan, de ahí la importancia de la presente investigación.

CAPÍTULO II Materiales y métodos.

La principal particularidad de la presente Tesis es el ajuste de los parámetros reológicos que caracterizan a la pulpa cruda y precalentada, a los modelos reológicos existentes, con el fin de calcular la potencia de las bombas que la trasiegan, demostrando cómo influyen los parámetros reológicos en la eficiencia del sistema de bombeo.

Para lograr este propósito fue necesario utilizar las bases de datos de operación de la Planta de Espesadores y Lixiviación, reportadas desde el mes de enero de 2014 hasta el mes de abril de 2015, así como los reportes de Casa bomba. Realizándose una caracterización de las bombas, objeto de estudio de esta tesis, se define su objetivo dentro del proceso productivo, así como las características mecánicas y operacionales de las mismas.

El trabajo experimental se desarrolló en el laboratorio de Lixiviación Ácida a Presión del Centro de Investigaciones del Níquel (CEDINNIQ), ubicado en el municipio de Moa, donde se realizaron los ensayos reológicos.

2.1 Caracterización de las bombas utilizadas para el trasiego de la pulpa cruda y precalentada.

La fábrica cuenta con un amplio sistema de bombeo tanto para el agua de proceso (de dilución, de lavaderos, de reboso), floculantes, aditivo (sales de FeSO_4), lubricante y pulpa. Centraremos nuestro estudio en el análisis de las bombas que trasiegan la pulpa cruda espesada y la precalentada, las cuales son bombas centrífugas y de desplazamiento positivo.

2.1.1 Bombas de flujo inferior de los espesadores.

Existen diez bombas (dos por cada tanque) y se codifican como (114 - PU - 3A/3L). Son bombas centrífugas DENVER 10 x 8. En la figura 2.1.1 se muestra una bomba centrífuga DENVER 10 x 8 instalada en la planta de Espesadores, para el flujo inferior de los espesadores.

De las diez bombas existentes, ocho de ellas son de sellos mecánicos que tienen como ventaja no diluir la pulpa, a diferencia de las dos restantes que son de sello por empaquetadora en la cual ocurre una dilución de la pulpa de 0,3 – 0,5 %. Tienen la función de succionar la pulpa de los espesadores y bombearla hacia lixiviación, también se usan para recircular la pulpa o transferirla hacia otro tanque. Las mismas constan de un impelente cerrado de goma, carcasa revestida interiormente con goma. Consta de una presión de hasta $100 \text{ lbf/in}^2 = 689\,476 \text{ Pa}$ normalmente operan entre $30 \text{ lbf/in}^2 = 206\,842 \text{ Pa}$ y $60 \text{ lbf/in}^2 = 413\,685 \text{ Pa}$, tienen una capacidad de $2000 \text{ GPM} = 0,126 \text{ m}^3/\text{s}$. Como características de los motores de cada bomba (PU-3A y D, PU-3B y C, PU-3E y F, PU-3I y J, PU-3K y L), tenemos una corriente que oscila entre (88, 137, 205, 234, 230) A, respectivamente para cada bomba; una potencia de (75 HP = 56 kW, 100 HP = 74,56 kW, 105 HP = 112 kW, 200 HP = 160 kW); frecuencia de 60 Hz y una velocidad de rotación de (1 775, 1 800, 1 786, 1 785) rpm.



Figura 2.1.1. Bombas de flujo inferior PU – 3C y 3D.

2.1.2 Bombas reforzadoras.

Existen 4 bombas, las cuales se codifican como (114 - PU - 6A y 6D). Son bombas centrífugas DENVER 10 x 8. En la figura 2.1.2 se muestra una bomba centrífuga DENVER 10 x 8 instalada en la planta de Espesadores.

Este equipo tiene la función de incrementar el head de descarga de las bombas de flujo inferior para lograr con mayor facilidad la transferencia de la pulpa espesada a lixiviación. Se utilizan siempre que se esté alimentando por la línea de 20 pulgadas y exista déficit de flujo a lixiviación y cuando se le extrae mineral al espesador 1D (6C y 6D), por el contrario cuando se alimenta a través de la línea de 18 pulgadas, este tipo de bomba se utiliza con el mismo objetivo, pero están ubicadas en la planta de lixiviación. Estas últimas no poseen variador de velocidad. La misma consta de un impelente cerrado de goma, carcasa revestida interiormente con goma, de una presión hasta $100 \text{ lbf/in}^2 = 689\,476 \text{ Pa}$ normalmente operan entre $30 \text{ lbf/in}^2 = 206\,842 \text{ Pa}$ y $60 \text{ lbf/in}^2 = 413\,685 \text{ Pa}$, tienen una capacidad de $2000 \text{ GPM} = 0,126 \text{ m}^3/\text{s}$. En cuanto a las características del motor tenemos que posee una corriente de 440 V, una potencia de $75 \text{ HP} = 56 \text{ kW}$, una frecuencia de 60 Hz y la velocidad de rotación es de 1 800 rpm.



Figura 2.1.2. Bomba reforzadora PU – 6A.

2.1.3 Bombas centrifugas DENVER 5 x 4 SRL.

Se codifican como (135-PU-1A; B; C; D; E; F; G; H; I; 1J). En la figura 2.1.3 se muestra una bomba DENVER 5 x 4 SRL instalada en la planta de Lixiviación.



Figura 2.1.3. Bomba centrífuga DENVER.

En su interior está provista de un impelente de acero recubierto de goma y cuerpo protegido con revestimientos de goma. Posee sello mecánico del tipo CHESTERTON, (U.S.A) con sellos de carburo de silicio los estáticos y de carburo tungsteno los móviles. Los aros de silicio están sometidos a tensión de unos resortes o muelles que garantizan la unión de ambos aros y con una presión de agua que garantizan el enfriamiento de estos y además compensan la presión de los resortes, esto garantiza que la pulpa no penetre al eje y ocasione daños por el efecto de abrasión. Opera con una presión de agua $10 \text{ lbf/in}^2 = 68\,947 \text{ Pa}$ por encima de la presión de descarga de la bomba. Este tipo de sello trabaja con agua desmineralizada para evitar incrustaciones. La alimentación es realizada por dos bombas centrifugas accionadas por motor eléctrico capaces de desplazar $7 \text{ L/min} = 0,007 \text{ m}^3/\text{s}$ a una presión de $100 \text{ lb/in}^2 = 689\,476 \text{ Pa}$. Este sistema posee además un sistema de protección (dos Cheques) que garantiza que al ocurrir un fallo de las bombas, el agua de proceso entre en línea y evita que exista penetración de la pulpa hacia todo el sistema de transporte y almacenaje. La función que tienen dentro del proceso productivo es transferir la pulpa de alimentación de un porcentaje de sólido determinado, aproximadamente a un 45 %, con una densidad específica de $1,443 \text{ g/m}^3$ y a unos 82°C de los tanques de almacenaje a las bombas de desplazamiento positivo de alimentación de alta presión que requieren de una altura de succión positiva de $60 \text{ lbf/in}^2 = 413\,685 \text{ Pa}$

a $65 \text{ lbf/in}^2 = 448\,159 \text{ Pa}$ de presión aproximadamente. Tiene como características, una capacidad: $500 \text{ GPM} = 0,032 \text{ m}^3/\text{s}$, una potencia del motor: $30 \text{ HP} = 22 \text{ kW}$ / 60 Hz / 440 V , frecuencia del motor: 1800 rpm , frecuencia de la bomba: 1270 rpm , eficiencia: 66% , presión de descarga: 414 kPa , presión de succión: 0 Pa , presión máxima de succión: 69 kPa , head de descarga: $90 \text{ PSI} = 620 \text{ kPa}$, lubricante: HYP SIN AWS-68

2.1.4. Bombas de desplazamiento positivo WIRTH.

Se codifican como (135-PU-3A, B; 4A, B; 5A, B; 6A, B y 22A, B). En la figura 2.1.4 se muestra una bomba WIRTH instalada en la planta de Lixiviación.



Figura 2.1.4. Bomba de desplazamiento positivo WIRTH.

Estas bombas son de desplazamiento positivo, dúplex, con dos pistones o émbolos y 4 diafragmas accionados con aceite hidráulico, en el recorrido de uno de los pistones hacia el frente, la pulpa es alimentada al diafragma trasero, una vez terminado su recorrido, reinicia su recorrido en sentido inverso donde el cheque de la succión del diafragma trasero se cierra y el de la descarga se abre, al mismo tiempo, en el diafragma delantero se abre el cheque de succión y comienza a llenar el mismo hasta completar el ciclo descrito. Para estas bombas, la succión tiene que ser positiva, o sea, que no son capaces de succionar por sí

solas, de aquí que las bombas DENVER son las que alimentan a estas. Con los dos émbolos y los 4 diafragmas, y las campanas de compensación en la succión y la descarga, es decir, los amortiguadores se logran un flujo más lineal garantizando una operación estable en el proceso de calentamiento de la pulpa. Las bombas “A” presentan un sistema de control de parámetros por P.L.C, las “B” por sistema de relay y timer. Sistema de campana compensadora en la succión y descarga, sistema de alimentación de aceite a diafragmas automático, sistema de lubricación a puntos de apoyos y bielas. En la planta de las 10 bombas WIRTH existentes, 4 son accionadas por motor eléctrico de 56 kW (4B, 6B, 22B y 5B), y las 6 restantes operan mediante una turbina de 224 kW de potencia.

Tienen como objetivo aumentar la presión de la pulpa a lixiviar de 414 kPa de presión hasta 4 482 kPa y garantizar un bombeo estable de dicha pulpa precalentada hacia el calentador de cada tren. Con el fin de evitar cualquier golpe repentino en la línea de mineral de alimentación, llevado a cabo por las bombas Denver, poseen un amortiguador de baja en la línea de succión. Con este mismo objetivo, estas bombas constan, en la descarga, de otro amortiguador de alta, pero en este caso, los golpes en la línea pueden ser causados por el retroceso del mineral desde el calentador al parar la bomba. Las mismas tienen como características, capacidad: 0,030 a 0,032 m³/s, presión de succión: 414 kPa, presión de descarga: 4 136 kPa a 4 530 kPa, diámetro de los pistones, mm: 7 ¾, recorrido de los pistones: 18”, número de recorrido: 30 a 40 min, Emboladas por minuto: 30 a 40, Máxima embolada por minuto: 60, Diámetro del diafragma, mm: 720, Lubricante: HYP SIN AWS-68

2.2 Materiales y reactivos.

Para la realización de este trabajo se tomaron dos muestras, una de pulpa cruda en el punto de muestreo de la línea de 51 cm (20 pulgadas), la segunda muestra es de pulpa precalentada, la cual se tomó en la succión de las bombas WIRHT.

Tabla 2.2.1. Puntos de muestreo.

Muestra	Punto de toma de muestra
M - 1	Línea de transferencia de 20 pulgadas (51 cm)
M - 3	En la succión de las bombas WIRTH

Durante el muestreo realizado se tomaron muestras puntuales cada una hora obteniéndose un compuesto de mineral a las ocho horas. Los análisis químicos, la determinación del número de mineral, el porcentaje de sólido y de arena de las muestras fueron realizados por el personal de la empresa. (Ver anexos 6 y 7).

2.3 Equipos y utensilios.

Equipos:

- Reómetro rotacional Rheotest 2 de fabricación alemana.
- Termostato Humber.
- Balanza técnica digital.
- Balanza de sólido por secado.
- Agitador mecánico con impelente metálico.

Utensilios:

- Probetas: 100 y 1000 mL.
- Beaker de 100 mL.
- Tanqueta de 20 L.
- Tanqueta de 5 L.
- Jeringuillas de 20 mL.
- Frascos de 250 mL.

2.4 Preparación de las suspensiones minerales.

Para definir los contenidos de sólidos y las temperaturas que se tendrían en cuenta en el estudio se procesaron los datos de operación de la Planta de espesadores y lixiviación, reportados desde el mes de enero de 2014 hasta el mes de abril de 2015, (ver anexo 8). Como resultados de este análisis se determinó que el contenido de sólidos de la pulpa cruda oscila entre un 35 y un 46 %, de sólidos, aunque el valor de mayor probabilidad se encuentra alrededor del 45 %. En el caso para la pulpa precalentada la temperatura oscila entre 70 y 95 °C siendo el valor de mayor probabilidad 90 °C y el contenido de sólido para la misma disminuye en una relación de 1,5 a 3 % en comparación con el de la pulpa cruda alimentada al precalentador, siendo el 43 % de sólido el de mayor probabilidad.

El contenido de sólidos inicial de la pulpa cruda fue de 43,60 %, en el caso de la pulpa precalentada fue de 40,11 %. Antes de cada preparación se agitó la muestra con el objetivo de lograr una correcta homogenización.

Se prepararon en total cuatro muestras de 200 g con dos réplicas cada una, contenidas en frascos tapados de 250 mL. Para la dilución de la pulpa inicial se añadió agua y para obtener concentraciones superiores al 40 % de sólidos se dejó sedimentar la pulpa y se le extrajo agua por decantación, según se indica en la tabla 2.4.1, empleando las ecuaciones que aparecen a continuación:

$$M_s = \%S \cdot M_{susp} \quad (2.4.1)$$

$$M_{pulp} = \frac{M_s}{0,40} \quad (2.4.2)$$

$$M_a = M_{susp} - M_{pulp} \quad (2.4.3)$$

Tabla 2.4.1. Preparación de las muestras.

Masa de suspensión <i>Msusp.</i>		200(g)		
No.	% S	Masa sólido <i>Ms</i> (g)	Masa pulpa concentrada <i>Mpulp</i> (g)	Masa agua añadir <i>Ma</i> (g)
1	35	70	159,3	40,7
2	40	80	182,1	17,9
3	43	86	195,7	4,3
4	45	90	204,8	-4,8

2.5 Métodos.

Se utilizaron métodos experimentales, para la realización de las mediciones reológicas. Métodos inductivo y deductivo para la obtención del modelo reológico haciendo uso del programa EXCEL y STATISTICA. Así como métodos análisis y síntesis para la realización de la investigación bibliográfica.

2.6 Mediciones reológicas.

Para las pruebas reológicas se utilizó un reómetro rotacional de cilindros concéntricos (marca Rheotest 2) de fabricación alemana, ver figura 2.4.1, al cual se le instaló un termostato Humber, para calentar la pulpa.

Este es un viscosímetro rotacional de cilindros concéntricos. El principio de medición de este equipo consiste en la rotación sobre el eje del cilindro interior o rotor, el cual gira a una velocidad angular constante, mientras que el otro cilindro (vaso) permanece estático. Mediante un selector de velocidades se logra el cambio de la velocidad angular (ω) del cilindro rotor. Cada valor de velocidad angular da un valor de velocidad de deformación (γ). En este equipo puede apreciarse el valor del esfuerzo cortante de acuerdo al torque a que se somete el

rotor, brindando lecturas en una escala graduada en unidades Skt (α), las cuales son proporcionales al esfuerzo cortante (τ). Cuando se grafica τ vs γ , se obtienen las curvas de flujo.

Se toman como valores de (γ) los de la variable Dr que da el fabricante del equipo.

Los valores de τ se determinan mediante la ecuación:

$$\tau = Z_i \cdot \alpha \quad (2.5.1)$$

Donde:

τ : Esfuerzo cortante (Pa)

Z_i : Coeficiente de torsión elástica. Constante del cilindro rotor (Pa/Skt)

α : Lectura del instrumento. Resulta proporcional a la resistencia que ofrece el fluido al giro del rotor (Skt)

De acuerdo con las especificidades de las suspensiones de pulpa cruda y precalentada utilizadas se usó el cilindro del tipo S₂.

Tabla 2.5.1. Constantes del cilindro utilizado.

Cilindros	Escala	Z (Pa/Skt)
S ₂	I	0.935335914
	II	19,0949



Figura 2.5.1. Viscosímetro rotacional Rheotest 2.

2.7 Conclusiones parciales

- Se establecen los rangos de los factores a tener en cuenta en las mediciones reológicas, los cuales influyen en el posterior ajuste a los modelos reológicos previstos a obtener.
- Se demostró la necesidad de nuevas mediciones reológicas para demostrar la hipótesis científica mediante los métodos y metodologías expuestas.

CAPITULO III Análisis de los resultados.

3.1 Resultados del análisis reológico de la pulpa cruda.

De la línea de transferencia de mineral 20 SR-50 en la toma de muestra se tomó un compósito de la pulpa que es bombeada a la planta de Lixiviación con el objetivo de realizarle un análisis reológico.

En la figura 3.1.1 se representan las curvas de flujo obtenidas para las pulpas con diferentes % de sólidos. 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 P. L., 2001).

A partir de los resultados de las propiedades reológicas de la pulpa laterita, se obtuvieron los valores de esfuerzo cortante (τ) en función de la velocidad de deformación ($\dot{\gamma}$), a diferentes concentraciones de sólido (ver anexo 9).

Las curvas obtenidas describen el comportamiento típico de las suspensiones no newtonianas. Como era de esperar, a medida que aumenta la concentración de sólidos, los esfuerzos cortantes (τ) se incrementan y, por tanto, las viscosidades aparentes para un valor fijo de $\dot{\gamma}$.

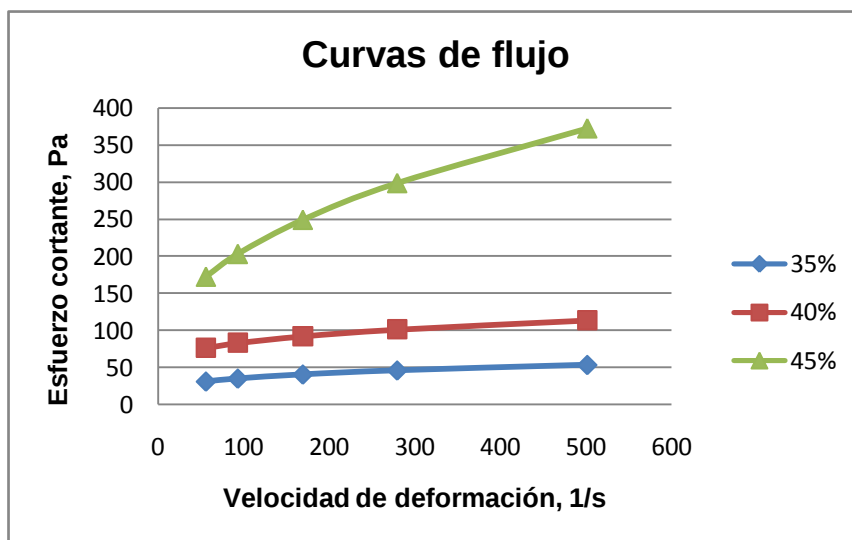


Figura 3.1.1. Curvas de flujo para la muestra de pulpa cruda a diferente % de sólido.

Los resultados experimentales fueron ajustados al modelo de Bulkley-Herschel, el cual caracteriza a los plásticos reales, empleando el programa profesional STATISTICA. Aunque los coeficientes de regresión obtenidos estuvieron en el 100 % se procedió también al ajuste con el modelo de Ostwald de Waele el cual caracteriza a los fluidos pseudoplástico, pues para el cálculo del balance de energía mecánica (BEM), en la literatura no se encuentran ecuaciones que caractericen a los fluidos plásticos reales, debido a las complejidades del modelo reológico.

Como se muestra en la tabla 3.1.1, los cambios en las constantes reológicas se produjeron tal y como se esperaba, pues los valores de esfuerzo cortante inicial y de índice de consistencia (K) así como los de índice de flujo (n), aumentaron con el incremento de la concentración de fase sólida en la suspensión.

Tabla 3.1.1. Parámetros reológicos del modelo de Bulkley-Herschel y Ostwald de Waele para la suspensiones estudiadas a cada contenido de sólidos.

	$\tau = \tau_0 + K \cdot \gamma^n$				$\tau = k \cdot \gamma^n$		
% S	τ_0	K	n	R	K	n	R
35	6,7087	7,2317	0,29997	1	11,1941	0,18205	0,99987
40	36,6561	11,9521	0,29998	1	36,5229	0,25089	0,99928
45	53,8517	19,4453	0,44996	1	40,5328	0,35603	0,99955

En la figura 3.1.2 se muestra el comportamiento de la viscosidad aparente con respecto al contenido de sólido, donde se puede apreciar claramente que con el incremento del contenido de sólido en la pulpa cruda aumenta la viscosidad aparente de la suspensión, debido a que en las suspensiones concentradas las partículas se encuentran cerca unas de otras, prevaleciendo las fuerzas de Van der Waals, lo que contribuye a la a la formación de flóculos y agregados que dan

lugar a estructuras mucho más fuertes y viscosas las cuales se hacen más difíciles de bombear.

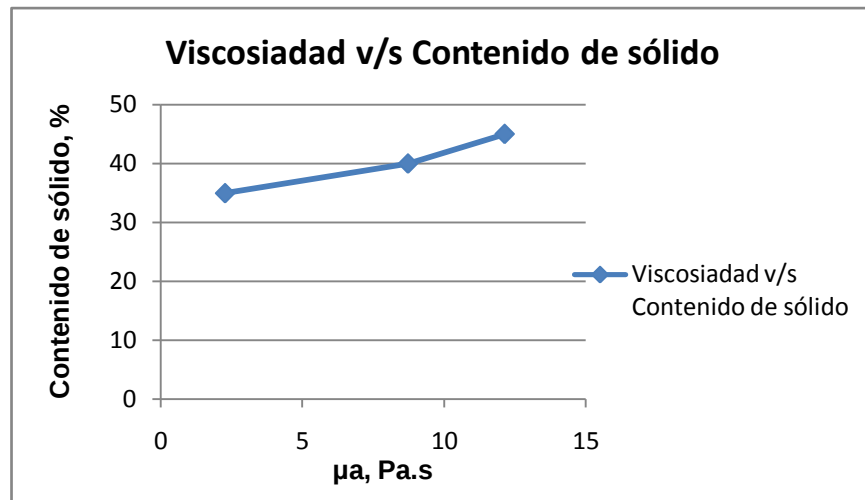


Figura 3.1.2. Gráfico de la viscosidad aparente contra la temperatura.

3.2 Resultados del análisis reológico de la pulpa precalentada.

Para los análisis reológicos de la pulpa precalentada se tomó un compuesto de la línea de succión de las bombas WIRHT en la toma de muestra, en este caso se fija un porcentaje de sólido, siendo el contenido de sólido a analizar de 35 %, 40 %, 43 % y 45 %. Donde se varía la temperatura con el objetivo de ver cómo influye sobre la viscosidad aparente, la cual influye de manera decisiva en el bombeo de dicha pulpa.

La figura 3.2.1 representa las curvas de flujo correspondientes a la pulpa precalentada a 43 % de sólido variando la temperatura de 70 °C a 90 °C. Las curvas obtenidas describen el comportamiento típico de las suspensiones no newtonianas, pues como era de esperar, a medida que se aumenta la temperatura disminuyen los esfuerzos cortantes y, por tanto, las viscosidades aparentes para un valor fijo de gradiente de velocidad, el cual es un comportamiento esperado en todos los fluidos, líquidos o viscosos.

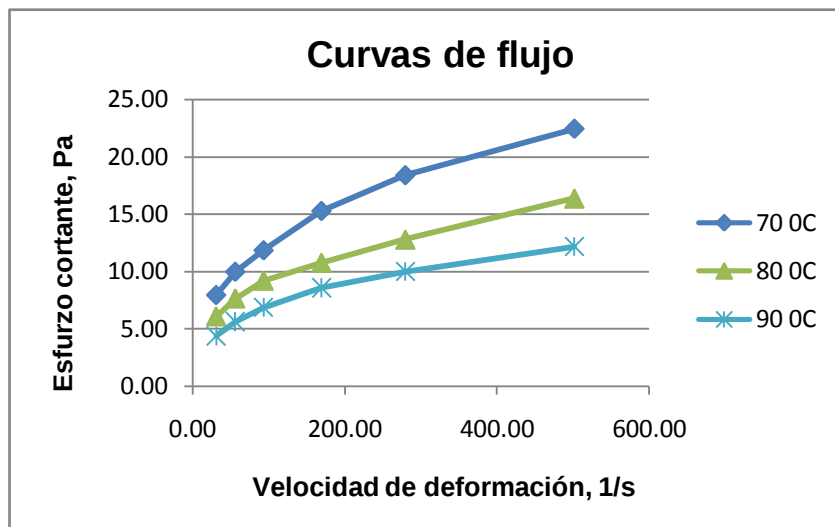


Figura 3.2.1. Curva de flujo para la muestra de pulpa precalentada a 43 % de sólido y temperaturas de 70 °C, 80 °C y 90 °C.

Los resultados experimentales fueron ajustados al modelo de Ostwald de Waele el cual caracteriza a los fluidos pseudoplástico, empleando el programa profesional STATISTICA. Obteniéndose valores de coeficientes de regresión del 99 %.

Como se muestra en la tabla 3.2.1, los cambios en las constantes reológicas se produjeron tal y como se esperaba, donde los valores del índice de consistencia (K) y los de índice de flujo (n), disminuyeron con el incremento de la temperatura en la suspensión.

Tabla 3.2.1. Parámetros reológicos del modelo Ostwald de Waele para la suspensión estudiada a un 43 % de sólido y diferentes temperaturas.

$\tau = k \cdot \gamma^n$				
% Sólido	Temperatura	K	n	R
43	70	2,2864	0,3794	0,9994
	80	1,8383	0,3545	0,9985
	90	1,2928	0,3399	0,9975

Los resultados de los análisis reológicos para la pulpa precalentada con un contenido de sólido de 35 %, 40 % y 45 %, se muestran en los anexos (11, 12, 13), debido a que el comportamiento obtenido, es el mismo en todos los casos, donde disminuye el esfuerzo cortante y todos los parámetros reológicos incluyendo la viscosidad aparente. Se escoge para mostrar los resultados obtenidos a un contenido de sólido de 43 %, porque es el más frecuente a encontrar en la fábrica para esta pulpa precalentada según los datos analizados a través de la base de datos de operación de la Planta de Lixiviación, reportada desde el mes de enero de 2014 hasta el mes de abril de 2015.

En la figura 3.2.2 se representa el comportamiento de la viscosidad aparente con respecto a la temperatura de la suspensión, viéndose la disminución de la viscosidad con el incremento de la temperatura, dando lugar a una menor interacción entre las partículas, prevaleciendo así las fuerzas de repulsión y por ende dando lugar a fluidos menos viscosos y más fáciles de transportar.

Los problemas de alta viscosidad que en ocasiones se presenta con las pulpas lateríticas ocurren a temperatura ambiente, Pérez L. *et. al.* (2008).

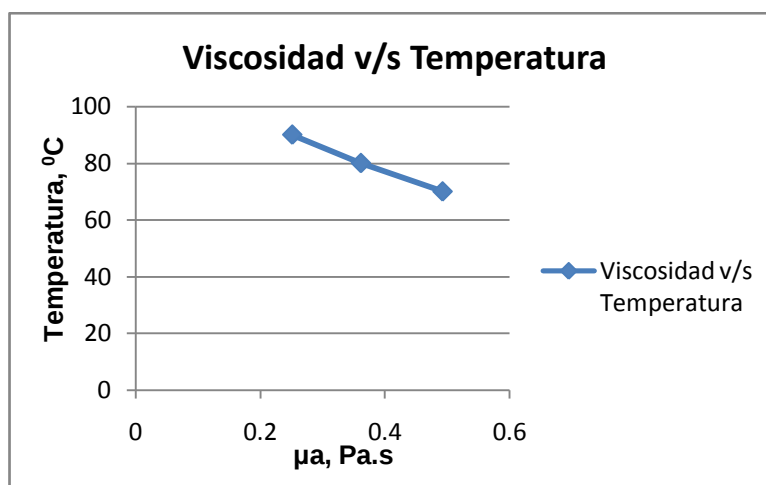


Figura 3.2.2. Gráfica de la viscosidad aparente contra la temperatura de la suspensión.

3.3 Causas de los elevados consumos energéticos de las bombas de pulpa cruda y precalentada.

Las causas de los elevados consumos energéticos de las bombas de pulpa cruda y precalentada se describen a continuación:

- Alto contenido de arena en la pulpa. Esto ocasiona desgastes excesivos en los revestimientos de goma de las bombas.
- Cambios con los frentes mineros y su comportamiento reológico. Existen minerales con alta Ley (% de Ni y Co) que son bombeados con dificultad, y viceversa.
- Averías en el sello mecánico, por fallar el agua del sello que penetre en la pulpa y provoque grandes derrames de mineral.
- Las bombas de fondo de los tanques presentan variadores de velocidad que operan entre 15 % y 100 %. Cuando la bomba opera por encima de su velocidad óptima de trabajo ocurre una recirculación de mineral que desgasta fundamentalmente el plato de succión, provocando la parada de la misma.
- Ponches de diafragmas en las bombas WIRTH y rotura en los sellos mecánicos de las DENVER.
- Temperatura de la pulpa precalentada por encima del rango de operación establecido por la planta, de 80 a 82 °C.

3.4 Determinación de la potencia requerida para el bombeo de la pulpa cruda y precalentada.

Los cambios energéticos requeridos para transportar la pulpa cruda y precalentada varían en función de la capacidad productiva de la planta y del esquema del sistema diseñado para ello. Partiendo siempre del balance de energía mecánica (BEM), en la literatura se reportan ecuaciones que reflejan las peculiaridades del tipo de fluido y el régimen de flujo en el que se desarrolla la operación. En este trabajo se emplearon 2 métodos de cálculo para la estimación de la potencia de bombeo requerida para transportar la pulpa cruda hasta la planta de Lixiviación y

la potencia de bombeo requerida para transportar la pulpa precalentada desde el tanque agitador hasta la alimentación de las bombas WIRHT teniendo en cuenta el comportamiento reológico del fluido:

Método 1: Teniendo en cuenta el comportamiento newtoniano del fluido (método de la Empresa).

Método 2: Utilizando el gradiente de velocidad a partir de la ecuación de Rabinowitch Mooney para el cálculo de la viscosidad aparente.

En los cálculos se mantuvieron las condiciones reales del sistema y se escogió un flujo de 2000 gpm (0,126 m³/s), correspondiente al valor de flujo nominal de la bomba 114-PU-6A según criterio de diseño en el caso para la pulpa cruda, para la pulpa precalentada el flujo es de 500 gpm (0,032 m³/s) correspondientes al valor de flujo nominal de la bomba 135-PU-1C según criterio de diseño.

Los datos del sistema de bombeo de pulpa cruda y precalentada (desde la salida de la Planta de Espesadores hasta la Planta de Lixiviación y desde la salida del tanque agitador TK-01B hasta la succión de las bombas WIRTH) que se utilizaron para los cálculos se muestran a continuación:

3.4.1. Datos del sistema para la pulpa cruda.

Parámetros	Succión	Descarga
Di(m)	0,508	0,467
Rugosidad (E/D)	$1,8 \cdot 10^{-4}$	$1,6 \cdot 10^{-4}$
L recta (m)	2	312
Accesorios	1 codos de 45° 1 válvulas de mariposa	3 codos de 45° 15 codos de 90° 1 válvulas de mariposa
Velocidad (m/s)	0,62	0,74
Flujo (m ³ /s)	0,126	
Δh (m)	5	

Tabla 3.4.2. Datos del sistema para la pulpa precalentada.

Parámetros	Succión	Descarga
Di(m)	0,203	0,154
Rugosidad (E/D)	$2,0 \cdot 10^{-4}$	$3,0 \cdot 10^{-4}$
L recta (m)	3	30
Accesorios	1 codos de 90^0 1 válvulas de mariposa 1 T	4 codos de 90^0 1 válvulas de mariposa 1 T
Velocidad (m/s)	0,97	1,69
Flujo (m^3/s)	0,032	
Δh (m)	1	

3.4.1 Determinación de la potencia requerida teniendo en cuenta el comportamiento newtoniano del fluido (método de la Empresa).

En la Subdirección de Desarrollo de la Empresa “Comandante Pedro Sotto Alba” se emplea la hoja de cálculo en Excel General Pump’s System Calculation para evaluar los sistemas de bombeo, elaborada por la Compañía Sherritt. Estos cálculos tienen el inconveniente de suponer que la pulpa posee un comportamiento newtoniano y se selecciona la bomba requerida considerando siempre un 10 % de reserva, lo cual enmascara el efecto del comportamiento reológico no newtoniano que presentan la mayoría de las suspensiones minerales que se manipulan en el proceso productivo.

Como se muestra en el anexo 14, se parte del cálculo de las propiedades físicas de la pulpa; que varían en función del contenido de sólidos que presentan, de la densidad específica de la pulpa ($3\,550\,kg/m^3$) y de la densidad del agua a $29\,^{\circ}C$ ($1\,000\,kg/m^3$) que se utiliza como medio dispersante.

Tabla 3.4.1.1. Densidad y viscosidad de la pulpa cruda en dependencia del contenido de sólidos según los cálculos realizados en la subdirección de desarrollo.

% S	ρ_{susp} (Kg/m ³)	μ_{susp} (Pa.s)
35	1533,72	0,0012
40	1660,45	0,0015
45	1811,40	0,0016

Tabla 3.4.1.2. Densidad y viscosidad de la pulpa precalentada en dependencia del contenido de sólidos y la temperatura según los cálculos realizados en la subdirección de desarrollo.

% S	Temperatura °C	ρ_{susp} (Kg/m ³)	μ_{susp} (Pa.s)
43	70	1421,56	0,0006
	80	1413,33	0,0005
	90	1405,85	0,0004

Utilizando esta hoja de cálculo, teniendo en cuenta los datos del sistema que se muestran en las tablas 3.4.1 y 3.4.2, luego aplicando un Balance de Energía Mecánica en el mismo sistema de flujo se obtuvieron las ecuaciones 3.4.1.1 y 3.4.1.2, que permiten determinar el trabajo de bombeo requerido para trasegar la pulpa cruda a diferentes contenidos de sólidos y la precalentada a diferentes temperaturas. Como se consideró un comportamiento newtoniano, las pérdidas por fricción, el fanning y la potencia se calcularon con las ecuaciones 1.3.1.9, 1.3.2.4 y 1.3.4.3, respectivamente; los resultados obtenidos se muestran en las tablas 3.3.1.3 y 3.3.1.4.

Para el sistema de flujo de la pulpa cruda

$$-W = \sum F + g \cdot \Delta h \quad (3.4.1.1)$$

Para el sistema de flujo de la pulpa precalentada

$$-W = \sum F + g \cdot \Delta h + \frac{\Delta P}{\rho} \quad (3.4.1.1)$$

Tabla 3.4.1.3. Resultados del BEM considerando un comportamiento newtoniano de la pulpa cruda.

% S	Re		f		$\sum F$ (J/kg)	W (J/kg)	Pot (kW)
	succión	descarga	succión	descarga			
35	444,582	483,821	0,0155	0,0152	4,942	54,005	13,926
40	458,888	499,390	0,0154	0,0151	4,927	53,996	15,082
45	475,751	517,741	0,0153	0,0150	4,910	53,974	16,448

Como se puede observar en la tabla 3.4.1.3 la potencia óptima de bombeo para la pulpa cruda se incrementa a medida que se incrementa el contenido de sólido en la suspensión.

Tabla 3.4.1.4. Resultados del BEM considerando un comportamiento newtoniano de la pulpa precalentada.

% S	Temp ^o C	Re		f		$\sum F$ (J/kg)	W (J/kg)	Pot (kW)
		succión	descarga	succión	descarga			
43	70	75,253	130,591	0,0198	0,0187	0,0069	252,623	18,87
	80	85,358	148,126	0,0194	0,0184	0,0055	253,662	18,86
	90	95,811	166,266	0,0190	0,0181	0,0054	255,328	18,85

Al observar los resultados de la tabla 3.4.1.4, podemos ver cómo disminuye la potencia óptima de bombeo a medida que aumenta la temperatura, este comportamiento está relacionado con la disminución de la viscosidad con el incremento de la temperatura, lo que hace que el fluido sea menos viscoso y se transporte más fácilmente.

3.4.2 Determinación de la potencia requerida utilizando el gradiente de velocidad a partir de la ecuación de Rabinowitch Mooney para el cálculo de la viscosidad aparente.

Para el cálculo de la potencia teniendo en cuenta el comportamiento no newtoniano se empleó la misma ecuación de Balance de Energía Mecánica y los mismos datos del sistema. La diferencia con el método aplicado en el epígrafe anterior radica en el empleo de la viscosidad aparente, en función del tipo de fluido que se trate (ecuación 1.3.3.4). Según los resultados obtenidos en las mediciones reológicas, se trabajó con las ecuaciones correspondientes a los fluidos pseudoplásticos para determinar el esfuerzo cortante en la pared (ecuación 1.3.3.7) y el gradiente de velocidad (ecuación 1.3.3.6, que se obtiene al resolverla ecuación de Rabinowitch Mooney).

En estos casos se puede aplicar la ecuación del fanning generalizado (ecuación 1.3.2.3) para el cálculo del Reynolds (ecuación 1.3.2.1). En la tabla 3.3.2.1 y 3.3.2.2 se muestran los resultados obtenidos, con los cuales se puede apreciar la misma tendencia que en el método anterior, o sea, en el caso de la pulpa cruda la potencia de bombeo aumenta con el aumento del contenido de sólidos; pero sus valores son superiores a los obtenidos cuando se considera que el fluido tiene un comportamiento newtoniano, en el caso de la pulpa precalentada la potencia de bombeo disminuye y los valores aunque son superiores a los obtenidos cuando se considera que el fluido tiene un comportamiento newtoniano la diferencia no es tan grande, esto se debe a la corta distancia de bombeo y la poca carga estática existente entre el punto de succión y descarga además, a la influencia ejercida por la temperatura.

Tabla 3.4.2.1. Resultados del BEM usando el método de la viscosidad aparente para la pulpa cruda.

	γ^0		τ_w		μ_a		Re_g		f_g		$\sum F$ W(J/kg)	W W(J/kg)	Pot kW
%S	succ	desc	succ	desc	succ	desc	succ	desc	succ	desc			
35	20,81	26,82	22,31	23,36	2,27	1,84	212,96	285,22	0,30	0,22	74,08	123,13	31,75
40	17,12	22,06	85,66	91,29	8,73	7,22	60,09	79,09	1,06	0,80	266,93	315,98	88,273
45	14,23	18,35	119,16	130,42	12,15	10,32	47,13	60,39	1,35	1,06	349,14	398,17	121,35

Tabla 3.4.2.2. Resultados del BEM usando el método de la viscosidad aparente para la pulpa cruda.

%S 43	γ^0		τ_w		μ_a		Re_g		f_g		$\sum F$ W(J/kg)	W W(J/kg)	Pot kW
Temp ^o C	succ	desc	succ	desc	succ	desc	succ	desc	succ	desc			
70	54,11	123,70	11,84	16,20	0,31	0,18	911,65	2005,99	0,07	0,03	21,45	274,19	20,48
80	55,89	127,77	8,74	11,72	0,23	0,13	1234,62	2759,18	0,05	0,02	15,64	269,62	20,03
90	57,06	130,43	6,12	8,11	0,16	0,09	1763,02	3964,22	0,04	0,01	10,89	266,34	19,67

Cuando se comparan los resultados obtenidos por cada uno de los métodos de cálculo utilizados (ver tabla 3.4.2.3) se puede apreciar que, para un valor de concentración determinado, la potencia requerida por la bomba es menor cuando se considera que las pulpas en cuestión se comportan como los fluidos newtonianos (método 1). La diferencia se hace más marcada al aumentar el contenido de sólidos debido a una mayor estructuración en la pulpa, como ya se había explicado antes, haciéndose cada vez más no newtonianas; lo cual se refleja en el incremento de los valores de potencia de bombeo para el caso de la pulpa cruda. En caso de la pulpa precalentada la potencia disminuye con el incremento de la temperatura, lo que viene dado por una disminución de la viscosidad aparente como se había explicado antes, lo que quiere decir que, la pulpa se va haciendo menos viscosa y por ende que exista la necesidad de una menor potencia teórica de bombeo para trasegar este fluido.

Tabla 3.4.2.3. Valores de potencia de bombeo obtenidos por cada uno de los métodos de cálculo para la pulpa cruda y precalentada.

% S	Potencia (kW)		% S	Potencia (kW)		
	Método 1	Método 2		Temperatura	Método1	Método 2
35	13,93	31,75	43	70	18,87	20,48
40	15,08	88,27		80	18,86	20,03
45	16,45	121,35		90	18,85	19,67

3.5 Valoración económica.

Durante el trabajo investigativo realizado se obtuvieron resultados que demuestran la influencia del porcentaje de sólido y la temperatura de la pulpa sobre el consumo energético del sistema de bombeo.

El costo de bombeo que se incurre al transportar el fluido con una variación del 4 % de sólido sin regular los rpm y potencia, se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$C_{bom} = \frac{t_{el} \cdot t_t}{\eta_m \cdot \eta_b \cdot L} \cdot P_H \cdot 10^{-3} \quad (3.3.4.1)$$

Dónde

C_{bom} : Costo de bombeo de la instalación, (CUC/año*m)

P_H : Potencia hidráulica, (W)

t_{el} : Tarifa eléctrica, (CUC/ kWh)

t_t : Tiempo de trabajo del equipo, (h/año)

η_b : Rendimiento de la bomba, (adimensional)

η_m : Rendimiento del motor eléctrico, (adimensional)

L : Longitud total de la tubería, (m)

Para una 45 % de sólido y 891 rpm las bombas necesitan 6 horas con 15 minutos para bombear el caudal de diseño 454 m³/h equivalente a un consumo de 565,8 kWh y para un 41 % de sólido y 873 rpm la bomba necesita 2 horas y 10 minutos aproximadamente para un consumo de 173,2 kWh. El consumo para un 45 % de sólido es 3,3 veces mayor que para un 41 %.

El costo del consumo de las bombas al año según la fórmula 3.3.4.1 asciende a 25 954,5 CUC/año. Al no mantener los parámetros requeridos de operación como porcentaje de sólido y temperatura ocasionan un mayor costo de bombeo, lo que conlleva a un sobreconsumo energético y gasto innecesario de energía eléctrica y por consiguiente un mayor costo económico.

3.6 Conclusiones parciales

- Se determinó que el comportamiento reológico de la pulpa cruda y precalentada se describe por el modelo de Ostwald de Waele, donde se aprecia el aumento de los parámetros reológicos índice de flujo (n) e índice de consistencia (K) para el caso de la pulpa cruda con el incremento del contenido de sólido en la suspensión y la disminución de dichos parámetros para el caso de la pulpa precalentada con el aumento de la temperatura, aunque nunca llega a perder sus propiedades pseudoplásticas.
- Se comprueba que la potencia teórica de bombeo se incrementa cuando aumenta el contenido de sólido en la suspensión a trasegar, de igual manera la misma disminuye con el incremento de la temperatura a un mismo valor de porcentaje de sólido para la pulpa a transportar.

CONCLUSIONES

- Se determinan las causas de los elevados consumos energéticos de las bombas de pulpa cruda y precalentada desde enero de 2014 hasta abril de 2015, a partir de la base de datos empleada en esta investigación.
- Se determina que el comportamiento reológico de la pulpa cruda y precalentada se describe por el modelo de Ostwald de Waele, donde se aprecia el aumento de los parámetros reológicos índice de flujo (n) e índice de consistencia (K) para el caso de la pulpa cruda con el incremento del contenido de sólido en la suspensión y la disminución de dichos parámetros para el caso de la pulpa precalentada con el aumento de la temperatura, aunque nunca llega a perder sus propiedades pseudoplásticas.
- Se determinó el comportamiento de la viscosidad aparente de la pulpa cruda y precalentada con respecto al contenido de sólido y la temperatura, la cual aumenta con el incremento del porcentaje de sólido en la suspensión y disminuye según se incrementa la temperatura.
- Se realizó el cálculo del balance de energía mecánica determinándose que la potencia teórica de bombeo necesaria para transportar la pulpa cruda y precalentada aumenta a medida que aumenta el contenido de sólido en la suspensión y disminuye con el aumento de la temperatura.
- Se realizó el análisis de correlación de los factores, porcentaje de sólidos y temperatura con respecto al consumo energético de las bombas y se demostró que el parámetro de mayor influencia en el consumo energético del sistema de bombeo es el contenido de sólido. Esto significa que a medida que aumente el porcentaje de sólido, aumenta el consumo energético de forma significativa, esto se aprecia a través de los resultados obtenidos de la potencia teórica necesaria para trasegar dichas pulpas.

RECOMENDACIONES

- Realizar nuevas mediciones reológicas para la pulpa cruda y precalentada, con contenidos de sólidos mayores de 45 % y temperatura menores de 70 °C, para su ajuste por el modelo de Bingham.
- Efectuar un análisis energético más profundo de las bombas DENVER de pulpa precalentada para la sustitución por una de menor potencia o la ubicación de variadores de velocidad.

BIBLIOGRAFÍA

1. Agyei G. “Distribución fraccional de las especies metálicas y mineralógicas de la mena niquelífera de un perfil del yacimiento Punta Gorda, Moa, Holguín, Cuba”. Tesis doctoral. Departamento de Metalurgia. Instituto Superior Minero Metalúrgico “Dr. Antonio Núñez Jiménez”, Moa, Holguín, 2006.
2. Almaguer A. F., “Composición de las pulpas limoníticas de la planta Pedro Sotto Alba” (Parte II). Período de Crisis de Sedimentación. Revista Minería y Geología, Vol. XIII, No. 1, 27-30, 1996.
3. Ariosa J. D., W. Lavaut Copa, P. S. Borgues Garrido, R. Díaz Martínez, “Modelo geológico descriptivo para los yacimientos lateríticos de Fe-Ni-Co en la faja ofiolítica Mayarí – Baracoa de Cuba Oriental”. Rev. Minería y Geología. Vol. (1-2), 2003.
4. Beatón, B. M. “Análisis de factores que influyen sobre el proceso de sedimentación de pulpas lateríticas”. Tesis de Maestría en Ingeniería de Procesos. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Oriente. Santiago de Cuba, 2001.
5. Beyris. P. E., “Mejoramiento del proceso de sedimentación de la pulpa de mineral laterítico de la Empresa Comandante “Pedro Sotto Alba” (MoaNickel SA.). Tesis doctoral. Departamento de Metalurgia. Instituto Superior Minero Metalúrgico “Dr. Antonio Núñez Jiménez”, Moa, Holguín, 1997.
6. Bhattacharya I. N., D. Panda, P. Bandopadhyay, “Rheological behaviour of nickel laterite suspensions”. Int. J. Miner. Process. Vol. 53, 251–263, 1998.
7. Blakey B. C., D. F. James, “Characterizing the rheology of laterite slurries”. Int. J. Miner. Process. Vol.70, 23– 39, 2003.
8. Blakey B. C., D. F. James, “The viscous behaviour and structure of aqueous suspensions of goethite”. Colloids and Surfaces A: Physicochem. Eng. Aspects. Vol. 231, 19–30, 2003.
9. Brown, G., “Operaciones Básicas de la Ingeniería Química”, Edición Revolucionaria, La Habana, 1969.

10. Cerpa A., P. Tartaj, M. T. García-González, J. Requena, L. R. Garcell, C. J. Serna, "Rheological properties of concentrated lateritic suspensions". *Progr Colloi Polym Sci.* 100, 266-270, 1996.
11. Cerpa A., P. Tartaj, M. T. García-González, J. Requena, L.R. Garcell, C. J. Serna, "Mineral-content and particle-size effect on the colloidal properties of concentrated lateritic suspensions". *Clays and Clay Minerals.* 47 (4) 515-521, 1999.
12. Cerpa A., M. T. García-González, C. J. Serna y Pedro Tartaj, "Relationship between the Colloidal and Rheological Properties of Mineral Suspensions". *The Canadian Journal of Chemical Engineering.* Vol. 79, 608-611, 2001.
13. Cerpa A., P. Tartaj, M. T. García-González, C. J. Serna, A. García, "Estudio comparativo del comportamiento reológico de muestras lateríticas de diferentes yacimientos que procesa la Empresa Moa Níquel S.A". *Rev. Latin. Am. Met. Mat.* 23 (1) x-x, 2003.
14. Cheng D. C-H., "Viscosity-concentration equations and flow curves for suspensions". *Chemistry and Industry.* Vol. 17, 403-406, 1980.
15. Chhabra, R. P., Richardson, J. F., "Non-Newtonian Flow in the Process Industries". Jordana Hill, Oxford, 1999.
16. Díaz G., A., "Manual de Hidráulica Aplicada". Ediciones ISPJAM. Santiago de Cuba, 1989.
17. Díaz G., A., "Método para la determinación de los parámetros reológicos de fluidos plásticos Bingham en viscosímetros rotacionales de cilindros concéntricos". *Revista Tecnología Química.* Vol XXII, No. 3, 2002.
18. ENTE, S.C. Situación actual de la energía y eficiencia energética en América Latina. México: Preparado por ENTE, S.C. (Energía, Tecnología y Educación) para la International Copper Association Latinoamérica, 2010.
19. Falcón H. J., "Sedimentación de minerales limoníticos". *Revista Minería y Geología.* Vol. 2, 1985.
20. Falcón H. J., "El Beneficio de Minerales y la Separación de Fases en las Tecnologías Limpias de la Industria Minero Metalúrgica". VII Clean Technology in the Mining Industry (CTMI). Buzios, Río de Janeiro Brasil, Octubre 2006.

21. Famouri P, Cathey J. J., "Loss Minimization Control Induction Motor Drive," IEEE Transactions on Industry Applications, Vol. 27, No. 1, January/February 1991.
22. Favier T. Y. Eficiencia energética de las bombas de pulpa precalentada de la planta de lixiviación de la Empresa P.S.A – MOANICKEL S.A. Tesis de grado. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa. Dr. ANJ. Moa, Holguín, 2014.
23. Fisher D. T., S. A. Clayton, D. V. Boger, P. J. Scales, "The bucket rheometer for shear stress-shear rate measurement of industrial suspensions". J. Rheol. 51 (5) 821-831, 2007.
24. Garcell L., A. Díaz y G. Surís, "Transferencia de cantidad de movimiento, calor y masa", Editorial Pueblo y Educación, Ciudad de la Habana, 1988.
25. Garcell P. L., "Comportamiento reológico de las pulpas lateríticas". Revista Minería y Geología. 1(91) 19-23, 1991.
26. Garcell P. L., "Caracterización reológica de la pulpa de limonita de Moa". Revista Tecnología Química, (1): 5-9, 1992.
27. Garcell P. L., "Flujo por Tuberías de Suspensiones Minerales No Newtonianas". Facultad de Ingeniería Química, Dpto. de Ingeniería Química, 2001.
28. García G., Mendes J., Stephan L., Watanabe E., An efficient controller for an adjustable speed induction motor drive. IEEE Transaction on Industrial Electronics. Vol. 41. No. 5. Pp 533 – 539. October 1994.
29. Gleeson S. A., R. J. Herrington, J. Durango, C. A. Velázquez, G. Koll, "The Mineralogy and Geochemistry of the Cerro Matoso S. A. Ni Laterite Deposit, Montelíbano, Colombia. 2004 by Economic Geology. Vol. 99, 1197–1213, 2004.
30. Gómez Y. L. Análisis de la eficiencia energética del sistema de bombeo de pulpa de la planta lixiviación de la empresa Comandante Pedro Sotto Alba MoaNickel S.A. Bomba DENVER (135 - PU – 01C). Tesis de grado. ISMM, 2014.
31. Guzmán O. Eficiencia energética. Un panorama regional. Buenos Aires, Argentina: Nueva Sociedad., 2009.

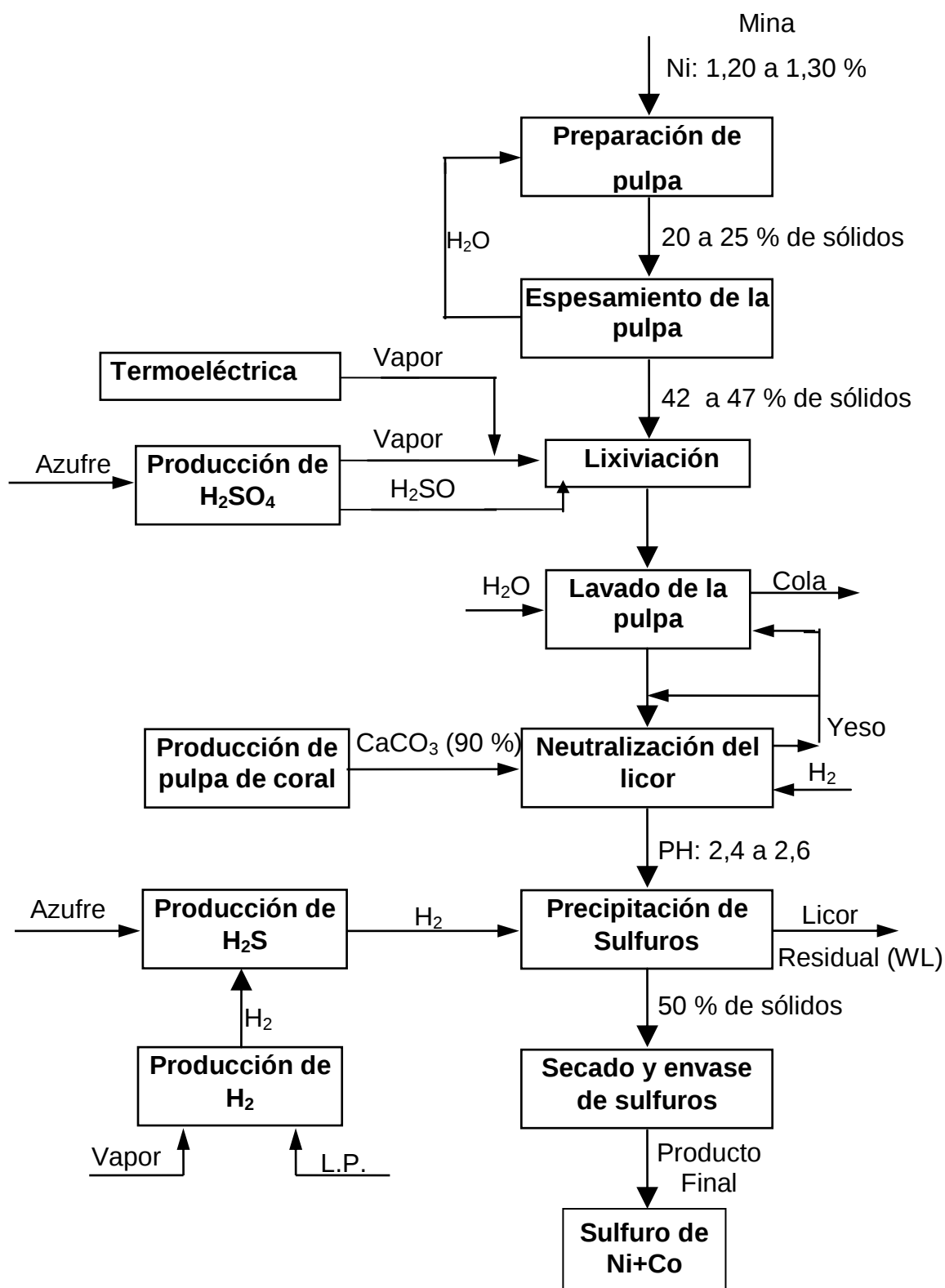
32. He M., Y. Wang, E. Forssberg, "Slurry rheology in wet ultrafine grinding of industrial minerals: a review". Powder Technology. Vol. 147, 94–112, 2004.
33. James D. F., B. C. Blakey, "Comparison of the rheologies of laterite and goethite suspensions". Korea-Australia Rheology Journal. 16 (3) 109-115, 2004.
34. Kasatkin A. G. "Operaciones básicas y aparatos en la tecnología química", Editorial Pueblo y Educación, La Habana 1985.
35. Kenneh F., "Mechanism of arsenic sorption onto laterite iron concretions". Submitted to the faculty of New Mexico Tech in partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Philosophy in Earth and Environmental Science with Dissertation in Geochemistry. New Mexico Institute of Mining and Technology, Department of Earth and Environmental Science. Socorro, New Mexico, Enero, 2008.
36. Kioskeridis I., Margaris N., "Loss Minimization in Scalar Controlled Induction Motor Drives with Search Controllers," IEEE Transactions on Power Electronics, Vol. 11, March 1996, pp. 213-219.
37. Klein A., D. J. Hallbom, "Modifying the rheology of nickel laterite suspensions". Minerals Engineering. Vol. 15, 745-749, 2002.
38. Kostenko M., Piotrovski L., Máquinas Eléctricas. Tomo II. Editorial Mir. Moscú 1976.
39. Li J., X. Li, Q. Hu, Z. Wang, Y. Zhou, Junchao Zheng, W. Liu, L. Li, "Effect of pre-roasting on leaching of laterite". Hydrometallurgy. Vol. 99, 84–88, 2009.
40. Luo W., Q. Feng, L. Ou, G. Zhang, Y. Lu, "Fast dissolution of nickel from a lizardite-rich saprolitic laterite by sulphuric acid at atmospheric pressure". Hydrometallurgy. Vol. 96, 171–175, 2009.
41. Madigan C., Y. K. Leong, B. C. Ong, "Surface and rheological properties of as-received colloidal goethite (α -FeOOH) suspensions: pH and polyethylenimine effects". Int. J. Miner. Process. Vol. 93, 41–47, 2009.
42. Malkin A. Y., "Rheology Fundamentals". Chem Tec Publishing ISBN 1-895198-09-7. Toronto-Scarborough, Ontario M1E 1C6, Canada, 1994.

43. Manceau A., M. L. Schlegel, M. Musso, V. A. Sole, C. Gauthier, P. E. Petit, F. Trolard, "Crystal chemistry of trace elements in natural and synthetic goethite". *Geochimica et Cosmochimica Acta*. 64 (21) 3643–3661, 2000.
44. Manual de Operaciones de la Planta de Espesadores de la empresa Comandante Pedro Sotto Alba.
45. Manual de Operaciones de la Planta de Lixiviación de la empresa Comandante Pedro Sotto Alba.
46. Mariño A. et al, "Equipos de la Metalurgia no Ferrosa", La Habana, 1994.
47. Nuez Amador M. V. Simulación y control del motor de inducción por Campo Orientado. Tesis Doctoral. La Habana, 1998. pp 11 – 15.
48. Pérez L., "Efecto de la temperatura y de la distribución de tamaño de las partículas sobre la correlación entre las propiedades reológicas y coloidquímicas de las suspensiones lateríticas. Tesis de Maestría en Ingeniería Química. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Oriente. Santiago de Cuba, 2004.
49. Pérez L., L. Garcell, "Efecto de la granulometría y de las propiedades superficiales sobre la reología de suspensiones concentradas de laterita", *Revista Tecnología Química* Vol. XXVI, No 1, 2006.
50. Pérez L., Y. Cardero, Y. Lamothe, L. Garcell, "Estudio del comportamiento reológico de una suspensión industrial de laterita", *Revista Tecnología Química* Vol. XXVIII, No. 1, 2008.
51. Pérez L., Y. Cardero, L. Garcell, "Modelo matemático para describir la distribución granulométrica de la fase dispersa de las suspensiones de laterita", *Revista Tecnología Química* Vol. XXIX, No. 2, 2009.
52. Pérez L., "Modelo matemático que correlaciona los principales factores de influencia sobre el comportamiento reológico de las pulpas lateríticas". Tesis doctoral. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Oriente. Santiago de Cuba, 2010.
53. Puchol R. Q., "Estudio de la pulpa cruda del mineral laterítico del yacimiento de Moa (I): análisis granulométrico". *Revista Minería y Geología*. Vol. 3, 1984.

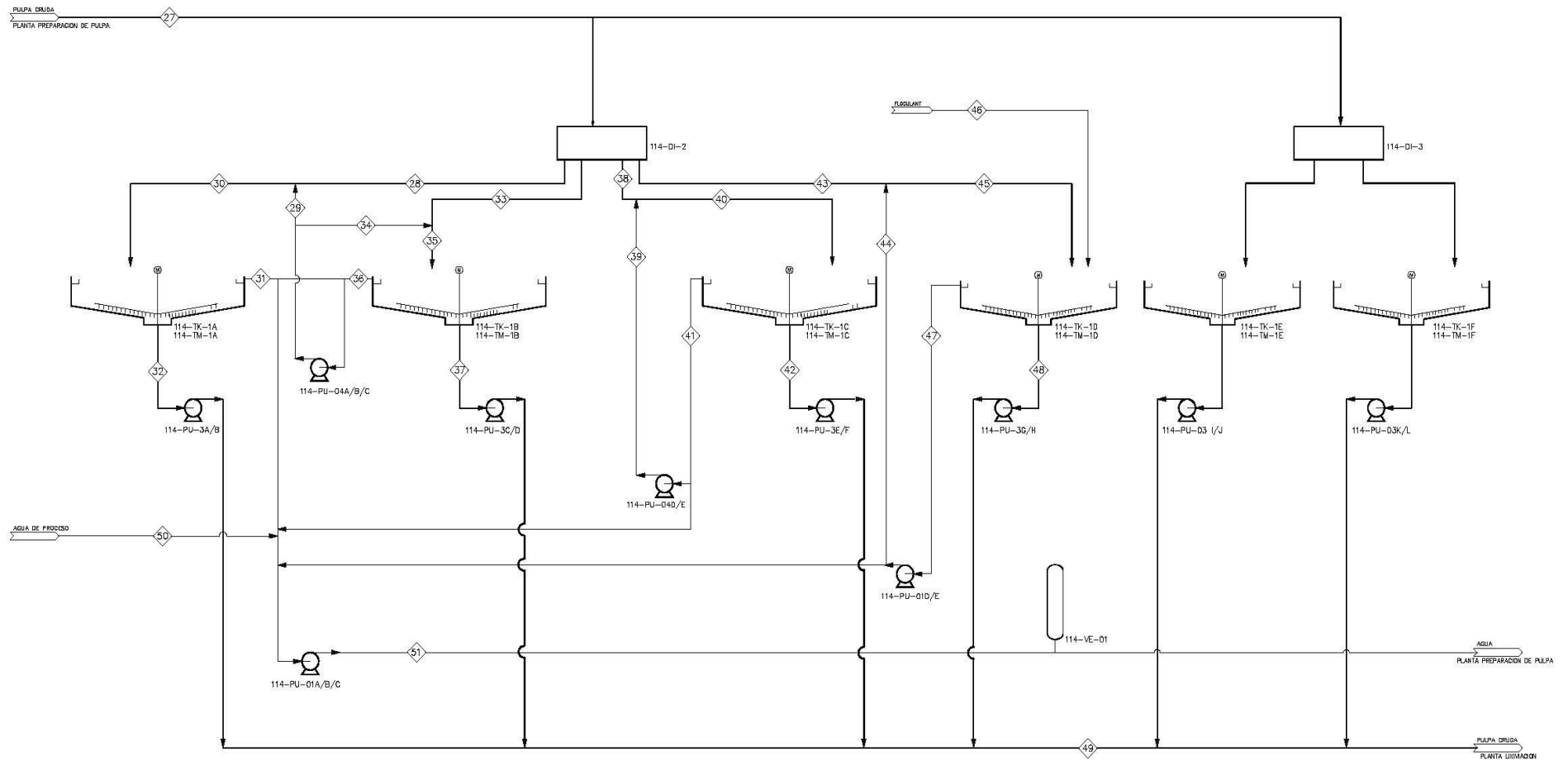
54. Rodríguez T. H., "Temas de Flujo de Fluidos". Facultad de Ingeniería Química. Universidad de Oriente. Santiago de Cuba. 2008.
55. Rojas A. L., "Evidencias a favor de que la goethita es la principal portadora de níquel en los horizontes lateríticos de las cortezas ferroniquelíferas". Rev. Minería y Geología. XVIII (3-4) 21-31, 2001.
56. Rojas A. L, P. Beyris, "Influencia de la composición mineralógica en la sedimentación del material limonítico de frentes de explotación de la industria "Pedro Sotto Alba". Revista Minería y Geología. Vol XI 1/94, 1994.
57. Skelland A H. P., "Non Newtonian Flow and Heat Transfer", Ediciones Revolucionarias, La Habana, 1970.
58. Stickel J. J., R. L. Powell, "Fluid mechanics and rheology of dense suspensions". Annu. Rev. Fluid Mech. Vol. 37, 29-149, 2005.
59. Turini H. M. Procedimientos metodológicos para el diagnóstico operacional de sistemas de bombeo mediante modelos matemáticos. Tesis doctoral. Universidad Central de las Villas. Santa Clara, 1996.
60. Wilson J., D. Savage, J. Cuadros, M. Shibata, K. Vala Ragnarsdottir, "The effect of iron on montmorillonite stability. (I) Background and thermodynamic considerations". Geochimica et Cosmochimica Acta. Vol. 70, 306–322, 2006.

ANEXOS

Anexo 1. Esquema tecnológico principal de la empresa “Comandante Pedro Sotto Alba”.



Anexo 2. Diagrama de flujo de la Planta de Espesadores de Pulpa.



114-TK-1A
114-TM-1A
SEDIMENTADOR Y
MECANISMO DE RASTRILLO

114-PU-3A/B
BOMBA DE FONDO DEL
SEDIMENTADOR
114-PU-04A/B/C
BOMBA REBOSO DE
SEDIMENTADOR

114-TK-1B
114-TM-1B
SEDIMENTADOR Y MECANISMO
DEL RASTRILLO
114-PU-01A/B/C
BOMBA REBOSO DE
SEDIMENTADOR

114-DI-2
CAJA DISTRIBUIDORA
114-TK-1C
114-TM-1C
SEDIMENTADOR Y MECANISMO
DE RASTRILLO

114-PU-3C/D
BOMBA FONDO
DEL ESPESADOR
114-PU-3E/F
BOMBA DE REBOSO
DEL SEDIMENTADOR

114-PU-01D/E
BOMBA REBOSO
DEL SEDIMENTADOR

114-PU-3G/H
BOMBA FONDO
DEL SEDIMENTADOR

114-TK-1D
114-TM-1D
SEDIMENTADOR Y
MECANISMO DEL RASTRILLO

114-VE-01
TANQUE AMORTIGUADOR

Anexo 3. Flujo tecnológico de la Planta de Lixiviación.

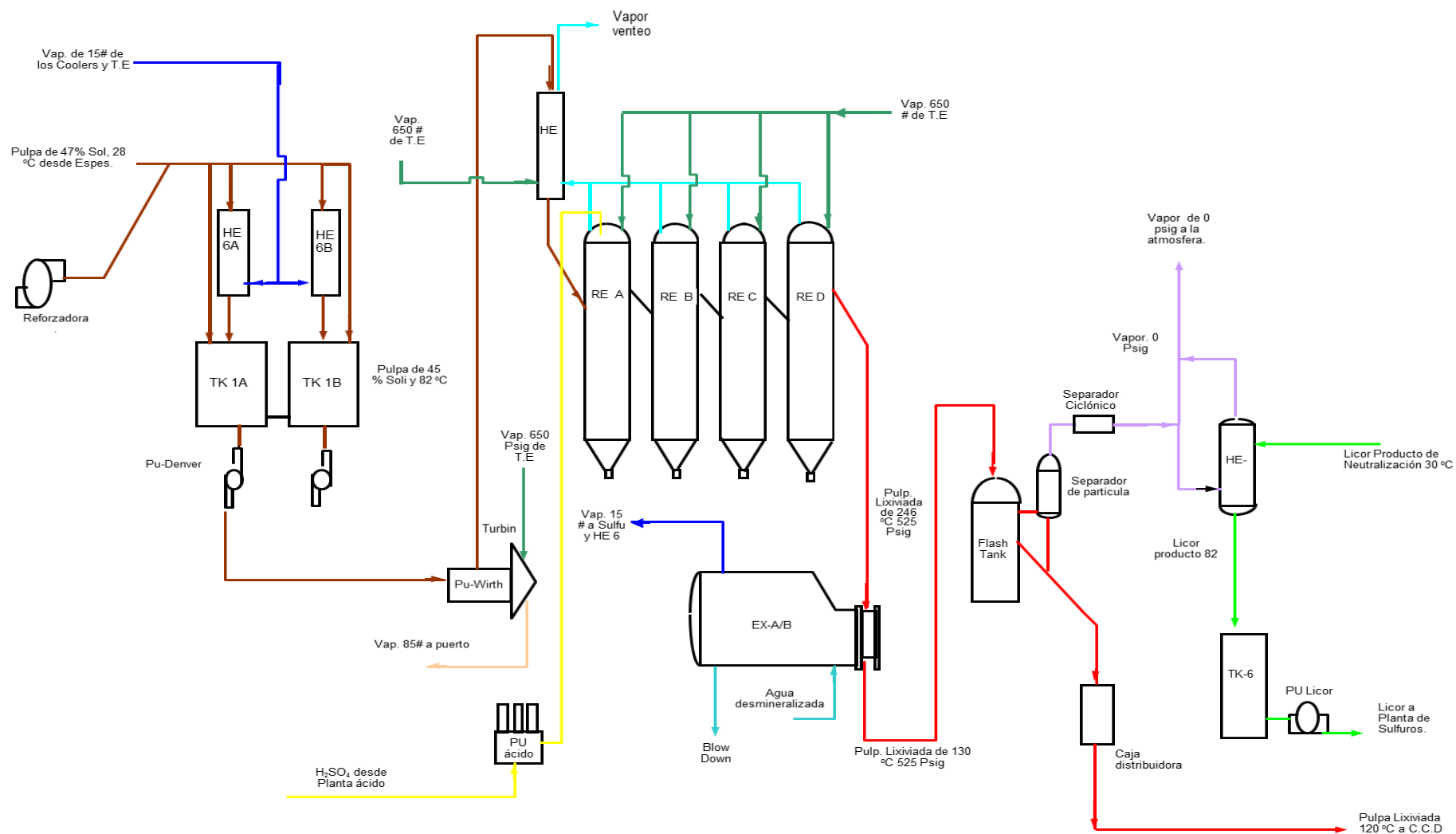
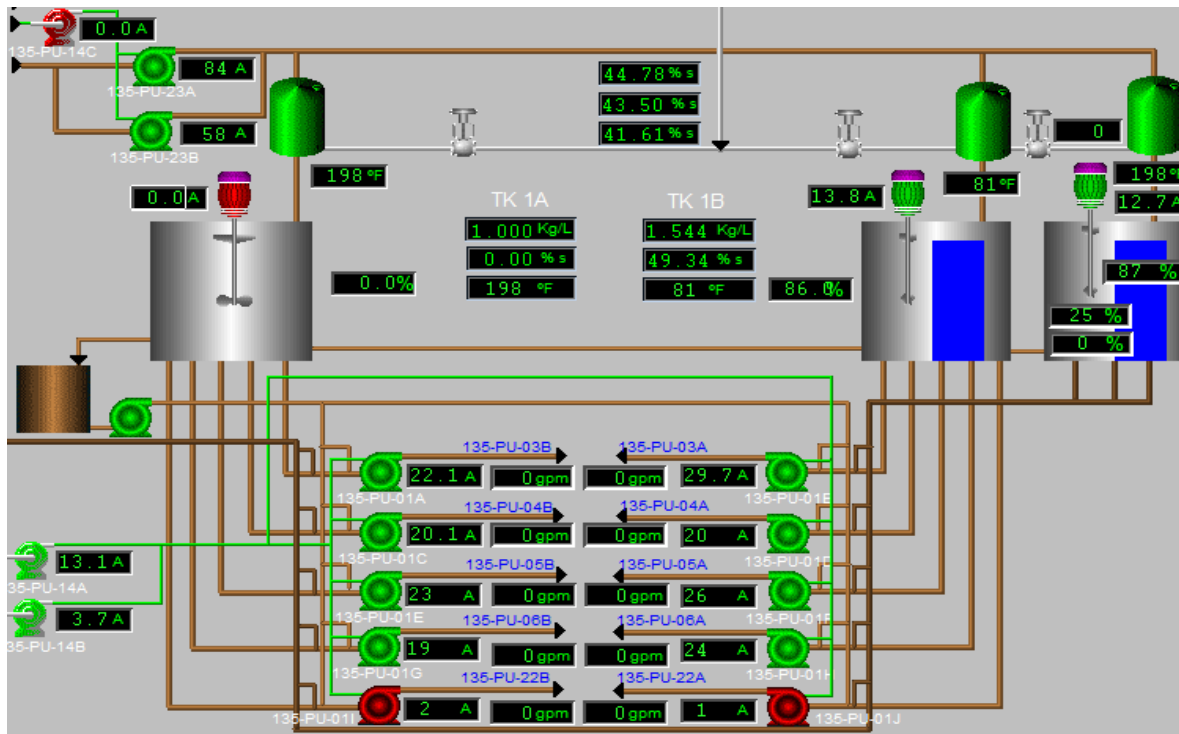
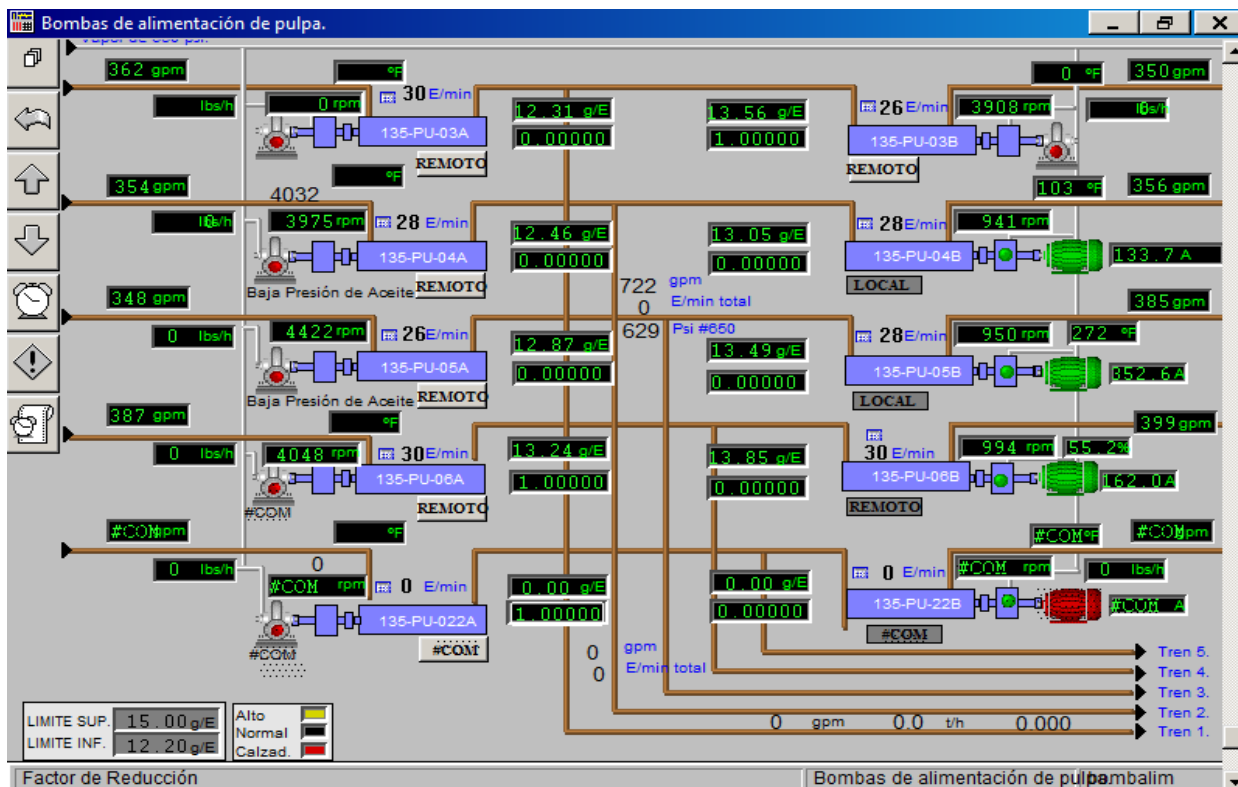


DIAGRAMA DE FLUJO TECNOLÓGICO DE PLANTA DE LIXIVIACIÓN



Anexo 4. Bombas DENVER de la planta de Lixiviación



Anexo 5. Bombas WIRTH de la planta de Lixiviación.

Anexo 6. Técnica de fluorescencia de Rayos X para determinar la composición química del mineral laterítico empleada por la empresa.

Para la determinación de la composición química de la pulpa alimentada a la planta de Lixiviación, en el laboratorio de la empresa emplean el método de fluorescencia de rayos X. Este espectrómetro secuencial automático de rayos es un instrumento compacto y de alta velocidad el cual se usa para el análisis de los elementos desde Bromo hasta Uranio. Es de alta flexibilidad, controlado por el microprocesador.

Tabla 1. Análisis químico de la muestra tomada de pulpa cruda o fría.

Elemento	%	Elemento	%
Ni	1,29	Cu	0,017
Co	0,129	Zn	0,35
Fe	44,80	Al	4,30
Mg	1,00	SiO ₂	5,19
Mn	0,80	Cr	1,75
Ni+Co	1,42	Número de mineral	6,66

Tabla 2. Análisis químico de la muestra tomada de pulpa precalentada.

Elemento	%	Elemento	%
Ni	1,201	Cu	0,069
Co	0,14	Zn	0,038
Fe	41,30	Al	4,29
Mg	1,44	SiO ₂	5,68
Mn	0,92	Cr	1,44
Ni+Co	1,346	Número de mineral	6,69

Anexo 7. Determinación del porcentaje de sólidos y arena.

Para la determinación del % de sólidos en la planta se utilizan dos métodos volumétricos:

- Determinación de la masa de un volumen conocido de pulpa.
- Método de dilución.

La aplicación de uno u otro método depende de las características de la pulpa. Para pulpas con sólidos mayores a 30 % (Pulpa espesada), se utiliza el método de dilución. Para pulpas con sólidos menores a 30 % (Pulpa alimentada), se utiliza el método de determinación de la masa de un volumen conocido de pulpa.

Determinación del porcentaje de sólidos en la pulpa alimentada.

En este caso se utiliza el método de determinación de la masa de un volumen conocido de pulpa.

Fundamentos del método.

Este método consiste en la determinación del peso de un volumen conocido de pulpa, y la relación de éste con la densidad y la temperatura. Una vez obtenidos estos valores se calcula el % de sólidos matemáticamente.

Procedimiento.

- 1.- Se homogeniza la muestra mediante agitación manual y se transfieren 500 ml de pulpa a una probeta previamente tarada. Si la probeta a utilizar es de 1000 ml, entonces se transferirán 1000 ml.
- 2.- Se pesa la probeta con la pulpa y se descuenta la tara, obteniéndose el peso de la pulpa (m_p), en g.
- 3.- Se deja la pulpa para la posterior determinación de arena.

Expresión de los resultados.

La densidad de la pulpa expresada en g/cm³, se calcula por la fórmula siguiente:

$$\rho_p = \frac{m_p}{V_p} \text{-----} (1)$$

donde:

ρ_p : densidad de la pulpa, en g/cm³

m_p : peso de la pulpa, en g.

V_p : Volumen de pulpa. Pueden ser 500 o 1000 ml en dependencia de la probeta que se use.

Cálculo del porcentaje de sólidos.

El porcentaje de sólidos se puede determinar haciendo uso de la fórmula siguiente:

$$\% \text{ de sólidos} = \frac{\rho_p - \rho_L}{\rho_p} \times \frac{\rho_S}{\rho_S - \rho_L}$$

donde:

ρ_p : Densidad de la pulpa expresada en g/cm³. Es la densidad que se determina por la ecuación 1.

ρ_L : Densidad del agua a 28 °C y presión normal. Esta es constante e igual a 0.9963 g/cm³.

ρ_S : Densidad del mineral laterítico. Esta densidad es constante e igual a 3,55 g/cm³.

Para simplificar el trabajo del operador, se ha construido una tabla en la cual se puede encontrar el porcentaje de sólidos directamente. En este tipo de tabla se entra con la densidad de la pulpa (ρ_p), y se halla para esa densidad el porcentaje de sólidos que le corresponde.

Determinación del porcentaje de sólidos en la pulpa espesada.

En este caso se utiliza el método de dilución.

Fundamentos del método.

Este método consiste en determinar el peso a un volumen de pulpa, adicionar agua, agitar vigorosamente hasta un nuevo volumen, determinar nuevamente el peso de la pulpa diluida y con la densidad del agua a la temperatura de la pulpa diluida, se determina el volumen de agua.

Procedimiento.

- 1.- Se toman de 400 a 500 ml de pulpa en un volumétrico de 1000 ml, previamente tarado.
- 2.- Se pesa y se le descuenta la tara, obteniéndose el peso de la pulpa (m_P), en g.
- 3.- Se le adiciona agua a la pulpa, se agita vigorosamente y se continua la adición de agua hasta el aforo, se seca el volumétrico por la parte exterior, se pesa y se le determina el peso de la pulpa más el peso del agua ($m_P + m_{VH_2O}$), en g.
- 4.- Se reserva la pulpa para la posterior determinación de arena.

Cálculo del peso del agua.

Se calcula el peso del agua por la fórmula siguiente:

$$m_{H_2O} = m_P + m_{VH_2O} - m_P$$

donde:

peso de pulpa: Se determinó en el mediante el paso 2 del procedimiento.

peso de la pulpa + agua: Se determinó en el paso 3 del procedimiento.

Cálculo del volumen de agua.

Se calcula el volumen de agua, en ml por la fórmula siguiente:

$$V_{H_2O} = \frac{m_{H_2O}}{0.9962652}$$

m_{H_2O} : Peso del agua obtenido en el paso anterior.

0,9962652: Densidad del agua en g/cm^3 a 28 ° C y presión normal.

Cálculo del volumen de pulpa.

Para determinar el volumen de pulpa en ml, se utiliza la fórmula siguiente:

$$V_p = 1000 - V_{H_2O}$$

Cálculo de la densidad de la pulpa.

La densidad de la pulpa expresada en g/cm³, se calcula por la fórmula siguiente:

$$\rho_p = \frac{m_p}{V_p} \text{-----} (1)$$

donde:

ρ_p : densidad de la pulpa, en g/cm³

m_p : peso de la pulpa, en g.

V_p : Volumen de pulpa. Pueden ser 500 o 1000 ml en dependencia de la probeta que se use.

Cálculo del porcentaje de sólidos.

El porcentaje de sólidos se puede determinar haciendo uso de la fórmula siguiente:

$$\% \text{ de sólidos} = \frac{\rho_p - \rho_L}{\rho_p} \times \frac{\rho_S}{\rho_S - \rho_L}$$

donde:

ρ_p : Densidad de la pulpa expresada en g/cm³. Es la densidad que se determina por la ecuación 1.

ρ_L : Densidad del agua a 28 °C y presión normal. Esta es constante e igual a 0.9963 g/cm³.

ρ_S : Densidad del mineral laterítico. Esta densidad es constante e igual a 3,55 g/cm³.

Para simplificar el trabajo del operador, se ha construido una tabla en la cual se puede encontrar el porcentaje de sólidos directamente. En este tipo de tabla se entra con la densidad de la pulpa (ρ_p), y se halla para esa densidad el porcentaje de sólidos que le corresponde.

Determinación de arena.

Fundamentos del método.

Este método se basa en la determinación de la fracción retenida en el tamiz de 0.150 mm (100 mesh), conociendo el porcentaje de sólidos y la masa de pulpa.

Procedimiento.

- 1.- Se toma la probeta o el frasco volumétrico destinado para la determinación de arena y se vierte su contenido poco a poco sobre un tamiz de 100 mesh, previamente tarado con una exactitud de ± 0.1 g.
- 2.- Se lava la pulpa con abundante agua, hasta que el agua salga transparente.
- 3.- Se seca la parte exterior del tamiz y se pesa con el retenido, descontándole la tara. De esta forma se obtiene el peso del retenido húmedo (m_{AH}), en gramos.

Expresión de los resultados.

El % de arena se calcula por la fórmula siguiente:

Donde

0,65: Factor de humedad para mineral laterítico.

m_{AH} : Masa del retenido en el tamiz.

% sólidos: % de sólidos calculados por los métodos explicados en los acápites anteriores.

m_p : Peso de la pulpa tomado para la determinación de densidades. Se ha explicado anteriormente como calcularlo.

Esto se recoge en la norma NEIB 050302.

Tabla 1. Análisis del % de sólido, % de arena de la muestra tomada de pulpa cruda o fría.

Línea de transferencia	% de sólido	% de arena	Presión	Velocidad de sedimentación
20 pulgadas	43,60	7,7	80 psi	148 mm/2h

Tabla 2. Análisis del por ciento de sólido y temperatura de la muestra tomada de pulpa precalentada.

Tanques de almacenaje	% de sólido, (precalentada)	Nivel del tanque	Temperatura de la pulpa °F	Temperatura de la pulpa °C
TK-01B	40,11	72	199	92,7

Anexo 8. Base de datos de operación.

% SÓLIDO		Dif	Pto	Parámetros	TR-1	TR-2	TR-3	TR-4	Tr-5
Esp	PU	Sólido	2						
	40.41		194	%Sól.prec	40.2	40.2	40.2	40.2	40.2
42.29	40.37	1.92	199		2	0	2	2	2
	40.26		203	Presión	525	525	525	525	525
42.17	40.22	1.95	203	TempPto 4	476	468	478	475	470
	40.29		197	R A/M	0.28	0.28	0.28	0.28	0.28
42.12	40.19	1.93	197		5	5	5	5	5
	40.24		196	Pto 2	194	197	195	193	194
41.97	40.25	1.72	196	Nivel	36%	32%	38%	48%	75%
	40.19		196	Vap. Agit. A	9600	8000	8400	8400	8300
41.89	40.13	1.76	192	Vap. Agit. B	9300	7800	8400	9400	8300
	40.04		194	Vap. Agit. C	9000	8800	8800	7900	8600
41.81	39.94	1.87	195	Vap. Agit.D	9000	7700	9000	8400	8400
42.04	40.21	1.86	197	Temp Cono A	195	187	215	235	183
				Incremento	-37	-47	-14	-15	-42
				Temp Cono B	215	199	243	240	222
				Incremento	-16	-39	35	42	-25
				Temp Cono C	192	226	216	218	199
				Incremento	10	30	-10	-5	-30
				Temp Cono D	180	134	219	178	192
				Incremento	-94	-40	21	-3	-14

Anexo 8. Continuación

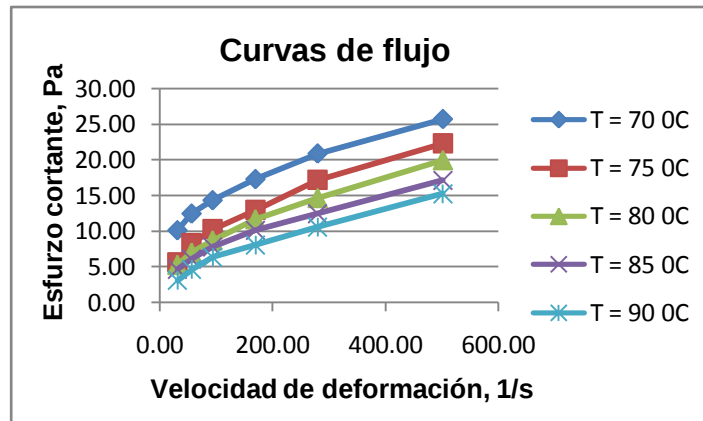
				Turno A							Turno B				Tot al
Niquel		Tr1	Tr2	Tr3	Tr4	Tr5	Tot al	Tr1	Tr2	Tr3	Tr4	Tr5	Tot al	Dia	
Ni. F.S		124. 6	124. 6	124. 6	124. 6	125	124. 6	125. 3	125. 3	125. 3	125. 3	125. 3	125. 3	124. 7	
Ni. L.S		6.7	5.9	7.7	6.6	7.3	6.84	7	7.3	7.2	6.6	6.2	6.86	6.85	
Fe. L.S		48.3	48.1	48.4	48.5	48	48.2 6	47.9	48.3	48.1	48.4	48.1	48.1 6	48.2 1	
Fe. F.S		43.0	43.0	43.0	43.0	43.0	43.0	43	43	43	43	43	43	43	
Ext		95.2 1	95.7 7	94.5 1	95.3 0	94.7 5	95.1 1	94.9 8	94.8 1	94.8 6	95.3 2	95.5 8	95.1 1	95.1 1	
Capacidad		84.4	75.0	75.0	97.9	97.9	86.0	87.5	75	83.3 3	100	90.6 3	87.2 9	86.6 7	
Acid. Libre		36.3 7	35.7 2	36.2 7	36.1 2	36.4	36.1 8	36.4 5	35.7 3	35.9 7	35.9 1	35.7 6	35.9 6	36.0 7	
Rel A/M		0.28 4	0.28 5	0.28 4	0.28 6	0.28 6	0.28 5	0.28 5	0.28 5	0.28 5	0.28 5	0.28 5	0.28 5	0.28 5	
Galonaje		639	565	575	603	648	606. 1	705	563	572	618	607	613	609. 5	
Sedimentaci ón		64	62	61	65	63	63	58	57	59	60	58	58	61	
Mg.F.S		1.32					1.32	1.32					1.32	1.32	
Mn.F.S		0.78					0.78	0.88					0.88	0.81 3	
				Turno A							Turno B				Tot al
Cobalto		Tr1	Tr2	Tr3	Tr4	Tr5	Tot al	Tr1	Tr2	Tr3	Tr4	Tr5	Tot al	Dia	
Co. F.S		134	134	134	134	134	134	134	134	134	134	134	134	134	
Co. L.S		8.3	8.4	10.3	8.2	10.2	9.08	8.4	10	10.2	8.7	7.7	9	9.04	
Ext		94.4 9	94.4	93.1 7	94.5 7	93.2	93.9 6	94.3 7	93.3 6	93.2	94.2 3	94.8 6	94	93.9 8	
Fe. L.L		1.22	1.26	0.96	1.14	1.31	1.17 8	1.49	1.6	1.61	1.43	1.41	1.50 8	1.34 3	

Anexo 9. Datos de velocidad de deformación y esfuerzo cortante para la pulpa cruda a diferentes por ciento de sólido.

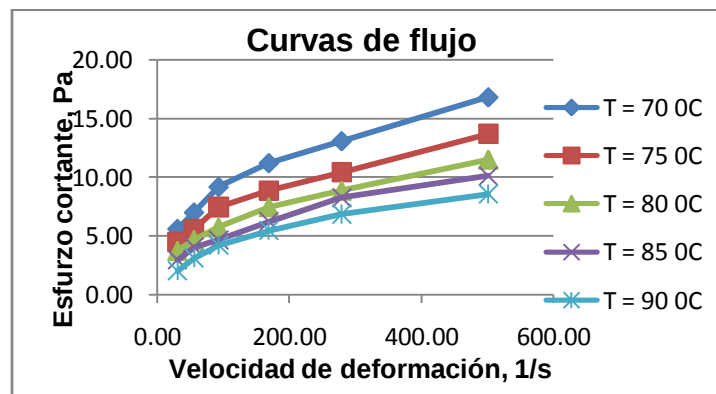
45%		40%		35%	
Dr	$\tau\rho$	Dr	$\tau\rho$	Dr	$\tau\rho$
501.37	53.397907	501.37	113.82412	501.37	372.85
279.4	45.8867486	279.4	101.409412	279.4	299.06
169.23	40.4160045	169.23	92.367172	169.23	249.53
93.3	34.9025008	93.3	83.2542578	93.3	203.54
56.08	30.9100683	56.08	76.6554241	56.08	172.90

Anexo 10. Datos de velocidad de deformación y esfuerzo cortante para la pulpa precalentada a diferentes valores de temperatura y un valor de fijo de por ciento de sólido.

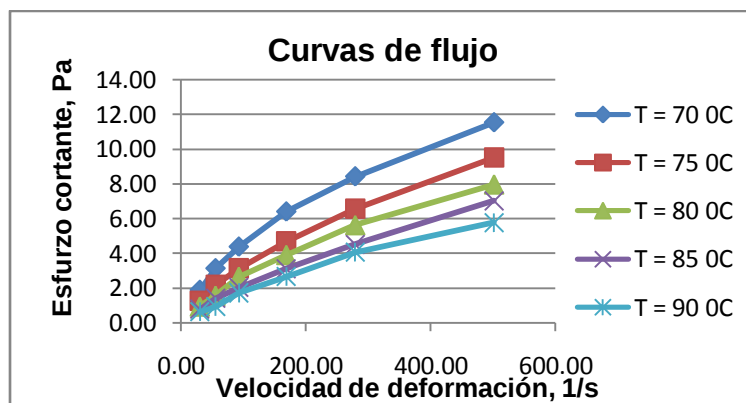
T = 70 °C % sólido = 43						
Muelle	Velocidad	Alfa	Alfa replica 1	Alfa replica 2	Promedio	τ
12a	501.37	27.50	22.00	22.50	24.00	22.45
11a	279.40	24.00	18.00	17.00	19.67	18.39
10a	169.23	19.00	16.50	13.50	16.33	15.28
9a	93.30	15.00	12.00	11.00	12.67	11.85
8a	56.08	12.50	10.50	9.00	10.67	9.98
7a	30.98	9.00	8.50	8.00	8.50	7.95
T = 80 °C % sólido = 43						
Muelle	Velocidad	Alfa	Alfa replica 1	Alfa replica 2	Promedio	τ
12a	501.37	20.00	18.00	14.50	17.50	16.37
11a	279.40	14.00	15.00	12.00	13.67	12.78
10a	169.23	11.00	13.50	10.00	11.50	10.76
9a	93.30	10.00	10.50	9.00	9.83	9.20
8a	56.08	8.50	7.50	8.50	8.17	7.64
7a	30.98	7.00	6.00	6.50	6.50	6.08
T = 90 °C % sólido = 43						
Muelle	Velocidad	Alfa	Alfa replica 1	Alfa replica 2	Promedio	τ
12a	501.37	15.50	12.50	11.00	13.00	12.16
11a	279.40	10.50	11.50	10.00	10.67	9.98
10a	169.23	9.00	10.50	8.00	9.17	8.57
9a	93.30	6.00	8.00	8.00	7.33	6.86
8a	56.08	5.00	7.50	5.50	6.00	5.61
7a	30.98	4.00	5.50	4.50	4.67	4.36



Anexo 11. Curvas de Flujo de la pulpa cruda a un 45 % de sólido y temperatura de 70 °C a 90 °C.



Anexo 12. Curvas de Flujo de la pulpa cruda a un 40 % de sólido y temperatura de 70 °C a 90 °C.



Anexo 13. Curvas de Flujo de la pulpa cruda a un 35 % de sólido y temperatura de 70 °C a 90 °C.

Anexo 14. Hoja de cálculo en Excel elaborada por la Compañía Sherritt para la selección de bombas: General Pump's System Calculation.

Flow physical properties					
Density			Viscosity		
Liquid	1000	kg/m ³	Liquid	1	cP
	62,42796	lb/ft ³		0,69112676	cST
Solid	3550	kg/m ³		0,001	Pa.s
	221,619258	lb/ft ³	Solid percent	43	%
Solid percent	43	%	Vol. fraction	0,23516608	adim
Mix	1446,91257	kg/m ³	Mix	2,06259578	cP
	90,3278003	lb/ft ³		0,0020626	Pa.s

Suction (orpoint 1)		
Pressure	5	psi
	34473,785	Pa
Flow	1000	gpm
	0,0630902	m ³ /s
Diameter	10	in
	0,254	m
Velocity	1,24510102	m/s
	4,08497711	ft/s

Discharge (orpoint 2)		
Pressure	70	psi
	482632,99	Pa
Flow	1000	gpm
	0,0630902	m ³ /s
Diameter	18	in
	0,4572	m
Velocity	0,38429044	m/s
	1,2607954	ft/s

Anexo 14. Continuación.

Suction		
Diameter	10	pulg
Lenght	5	ft
Head velocity	1,26	ft
Head loss/100ft	0,058	
Hf	0,0029	
Accesory		
Foot valve	1,3	
Long radius elbow	0,27	
Hf	1,9782	
Total suction lift	1,9811	

Height difference	98,4	ft
Hf total	101,091368	ft

Discharge		
Flow	1000	gpm
Diameter	18	pulg
Lenght	1200	ft
Hf	0,696	
Accesory		
Standard 90° Elow	2,25	
Swing check valve	1,5	
Plug Valve	0,27	
Yee	0,9	
Total sum	4,92	
Hf	0,014268	
Total	0,710268	

Anexo 15. Equipos utilizados durante los análisis reológicos.



Figura 13.1 Agitadores IKA, RW 74D y 20D.



Figura 13.2 Balanza secadora RADWAG, MAX 50 SX/1 para determinar el contenido de sólido.

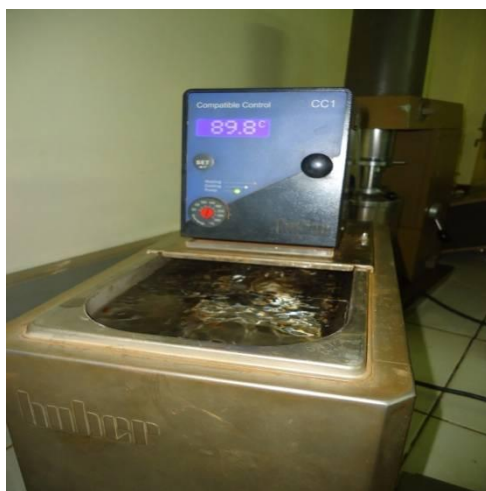


Figura 13.3 Termostato HUMBER para enfriamiento y calentamiento de la pulpa.



Figura 13.4 Viscosimetro RHEOTEST para las mediciones reologicas.



Figura 13.5 Pesa KWEN "FBC", para determinar la densidad.