



REPÚBLICA DE CUBA

MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR

FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA

Trabajo de Diploma

En opción al título de Ingeniero Mecánico

Tema: Operación eficiente de los sistemas de bombeo para las pulpas lateríticas en la Empresa Pedro Sotto Alba

Autor: Leubis Matos Batista

Tutores: Ms. C. Gabriel Hernández Ramírez

Ms. C. Rodney Martínez Rojas

Moa-Holguín

“Año 58 de la revolución”



Declaración de autoridad

Yo, Leubis Matos Batista, autor de este trabajo de diploma titulado: “Operación eficiente de los sistemas de bombeo para las pulpas lateríticas en la Empresa Pedro Soto Alba”, 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 _____ del _____.

Ms C. Gabriel Hernández Ramírez

Ms C. Rodney Martínez Rojas

Diplomante Leubis Matos Batista

Dedicatoria

Este trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero Mecánico se lo dedico de forma especial a la persona más importante en mi vida Margot Romero Torres (mi abuelita), por inculcarme los más puros y verdaderos sentimientos y por ser la merecedora de todo mi amor y cariño. También se lo dedico a mi madre Mirella Batista Romero, a mis hermanos y en general a toda mi familia por confiar en mí y apoyarme en todo momento.

Agradecimientos

Luchar por un porvenir mejor, es el esfuerzo diario de un hombre cuando tiene una convicción segura de su futuro y reconoce el valor de aquellos que han brindado sus experiencias, conocimientos y su valioso tiempo.

Agradezco a:

- ❖ Primero que todo a Dios, por ser el perfecto creador, darme el aliento de vida y la sabiduría para concluir este trabajo.*
- ❖ A mis tutores Gabriel Hernández Ramírez y Rodney Martínez Rojas por su apoyo incondicional para la total realización de este trabajo, también a mi consultante Fernando de la Vara Garrido.*
- ❖ A mi madre Mirella Batista Romero y a mis abuelos Alipio Batista Barzaga y Margot Romero Torres por su apoyo durante todo este tiempo en el que tratado de honrarlos con mis resultados.*
- ❖ A mis compañeros de aula Aliandris, Lezcano, Maujo, Enedys, Mario, Ángel, Grethel, Elibeht, Milena, Luis Alberto, Ernesto, Yenny, Jose Carlos y Deynel, por toda la ayuda y el apoyo durante los cinco años de la carrera.*
- ❖ A Liliana Rojas por su apoyo incondicional en todo momento y Queilan Rodríguez Laffita por tener la dedicación y la voluntad de brindarme sus conocimientos para la realización de este trabajo.*
- ❖ Y a todos los que de una forma u otra colaboraron a la realización este trabajo de diploma*

Muchas Gracias.

Pensamientos

.... Y hay muchas cosas de las que el hombre puede sentirse orgulloso y no es precisamente de lo que ha recibido sino de lo que sea capaz de realizar con sus propios esfuerzos.

Fidel Castro Ruz

Lo importante es que seamos capaces de hacer cada día, algo que perfeccione lo que hicimos el día anterior.

Ernesto Che Guevara

Resumen

En el presente trabajo se determinó la eficiencia de los sistemas de bombeo de la pulpa laterítica cruda y precalentada en la planta de Lixiviación de la empresa Pedro Sotto Alba, para el mismo se hizo necesario la toma de muestras en la línea de 18 pulgadas (457 mm) y en la de 6 pulgadas (152 mm) respectivamente con el fin de determinar las propiedades reológicas que presentan estas suspensiones, con un Viscosímetro HAAKE VT 550. A partir de este análisis se hace la caracterización en cuanto al comportamiento del fluido, donde se demuestra la influencia de la temperatura y el porcentaje de sólidos, reflejando el comportamiento de la viscosidad aparente con relación al gradiente de velocidad, observándose que estas dispersiones minerales presentan propiedades plásticas ajustándose a un modelo de Herschel Bulkley para plásticos reales. Se estableció un procedimiento de cálculo para la selección de la potencia requerida del sistema de bombeo así como la determinación de las condiciones actuales de operación de dicho sistema, teniendo en cuenta los resultados de los parámetros reológicos.

Abstract

In this paper the efficiency of the pumping of raw lateritic pulp was determined and pre-heated in the leaching plant of the company Pedro Sotro Alba, for the same sampling it was necessary in line 18 fleas (457 mm) and 6 inches (152 mm) respectively in order to determine the rheological properties exhibited by these slurries, with VT Haake 550. from this analysis the characterization is made as to the behavior of the fluid, where the influence of temperature and percent solids is shown, reflecting the behavior of the apparent viscosity relative to the velocity gradient, noting that these mineral dispersions have plastic properties conforming to Herschel Bulkley model for real plastics. a calculation procedure for the selection of the required power of the pumping system and the determination of current operating conditions of the system, taking into account the results of the rheological parameters was established.

INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO 1 MARCO TEÓRICO METODOLÓGICO DE LA INVESTIGACIÓN.....	5
1.1. Introducción	5
1.2. Revisión Bibliográfica.....	5
1.3. Modelos reológicos de los fluidos	10
1.3.1 Curvas de flujo	13
1.4. Factores que influyen sobre el comportamiento y propiedades reológicas de las dispersiones minerales.....	14
1.4.1. Efecto de la granulometría.....	14
1.4.2. Efectos de la temperatura.....	14
1.4.3. Efecto de la concentración de sólidos	15
1.4.4. Efecto del pH.....	15
1.5. Particularidades de las bombas centrífugas	16
1.6. Eficiencia en sistemas de bombeo	18
1.6.1. Evaluación de la eficiencia de un sistema de bombeo.....	19
1.6.2. Elementos que intervienen en la eficiencia de sistemas de bombeo	20
1.6.3. Factores que incrementan la eficiencia en un sistema	22
1.7. Caracterización de las bombas utilizadas para el trasiego de la pulpa cruda y precalentada.	23
1.7.1. Bombas centrífuga DENVER 5x4 SRL	24
1.7.2. Bombas centrífuga DENVER 10x8 SRL, reforzadoras de mineral.....	25
1.8. Flujo tecnológico de la planta	27
1.9. Conclusiones del capítulo	29
CAPÍTULO 2 MATERIALES Y MÉTODOS.....	30
2.1. Introducción	30
2.2. Materiales y reactivos	30
2.2.1. Equipos y utensilios	30
2.3. Preparación de las suspensiones minerales.....	31
2.4. Mediciones reológicas	31
2.5. Técnica de difracción de Rayos X para determinar la composición química.....	33
2.6. Análisis granulométrico de las muestras por analizador de tamaños	34
2.7. Procedimiento de cálculo para la evaluación del sistema de transporte de pulpa laterítica cruda y precalentada	34

2.7.1. Área de la sección circular de la tubería	34
2.7.2. Velocidad de transportación de la pulpa	35
2.7.3. Procedimiento de cálculo de Levenspiel (1986), Gardea (2008); para la determinación del factor de fricción para pulpas lateríticas (Bingham pseudoplásticos o Plástico real de Herschel-Bulkley)	35
2.7.4. Procedimiento de Levenspiel (1986), para el cálculo del factor de fricción con fluidos tipo Bingham plásticos ($\tau_y > 0$ y $n = 1$).....	35
2.7.5. Procedimiento de Levenspiel (1986), para el cálculo del factor de fricción con fluidos pseudoplásticos simples ($\tau_y = 0$ y $n < 1$)	37
2.7.6. Propuesta para el cálculo de un fluido Bingham pseudoplástico	39
2.7.7. Cálculo de las pérdidas totales en la instalación.....	40
2.7.8. Cálculo de la altura geométrica en la impulsión.....	41
2.7.9. Características de la red	42
2.8. Conclusiones del capítulo	43
CAPÍTULO 3 ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	44
3.1. Introducción	44
3.2. Caracterización físico-química de la pulpa laterítica utilizada en el diseño de experimento.....	44
3.2.1. Composición química de las suspensiones lateríticas.....	44
3.2.2. Análisis granulométrico.....	45
3.3. Resultados experimentales de la reología en pulpa cruda y precalentada.....	46
3.3.1. Resultados del análisis reológico en la pulpa cruda.....	47
3.3.2. Resultados del análisis reológico en la pulpa precalentada.....	49
3.4. Determinación de la potencia requerida para el bombeo de la pulpa.....	51
3.4.1. Determinación de la potencia requerida teniendo en cuenta los parámetros reológicos de la pulpa cruda a diferentes porcentos de sólidos y 28°C de temperatura	52
3.4.2. Determinación de la potencia requerida teniendo en cuenta los parámetros reológicos de la pulpa precalentada a diferentes temperaturas y 40 % de sólidos	54
3.5. Obtención de las condiciones reales de operación del sistema de bombeo encargado de transportar la pulpa cruda	57
3.5.1. Obtención de las condiciones reales de operación del sistema de bombeo encargada de transportar la pulpa precalentada.....	59
3.6. Valoración económica.....	63
3.6.1. Costos en la pulpa precalentada	63
3.6.2. Costos en la pulpa cruda	64

3.7. Impacto ambiental	66
3.8. Conclusiones del capítulo	68
CONCLUSIONES GENERALES	69
RECOMENDACIONES	70
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	71
ANEXOS	74

INTRODUCCIÓN

La eficiencia energética en plantas de procesos es entendida como la eficiencia de producción, distribución y uso de la Energía necesaria para garantizar calidad total, es decir, es parte del conjunto de problemas que afectan la competitividad de las empresas o instituciones.

Para lograr conformar esta política energética acorde con el desarrollo sostenible se debe trabajar por la elevación de la misma, eliminando esquemas de consumo irracionales, reduciendo la intensidad energética en los procesos productivos y aprovechando todas las fuentes alternativas de energía, tales como la tracción animal, los aerogeneradores, el biogás, entre otras.

El papel de la industria cubana juega un rol importante dentro de la economía nacional; enfrascadas en un gran proyecto de eficiencia energética, con el objetivo de disminuir los costos de operación y producción. Es por ello que el incremento de la eficiencia de los diferentes equipos e instalaciones que las componen, incide considerablemente en la reducción del consumo de portadores energéticos y la utilización de los recursos disponibles.

En la industria minero metalúrgica de Moa es frecuente la extracción de minerales que son sometidos a procesos hidrometalúrgicos, en los que participa la formación de mezclas líquido-sólido, la lixiviación, el lavado, la precipitación de compuestos poco solubles, el espesamiento, la filtración y otras operaciones que obligatoriamente necesitan de la transportación de materias primas y subproductos en forma de mezclas fluidas líquido-sólido, que se manejan en caudales muy altos y necesitan su trasiego; cargas de presiones, tales que, se hace imprescindible el uso de cientos de bombas, que impulsan las mezclas a lo largo de extensas redes de tuberías. Por esta razón resulta prácticamente imposible encontrar una empresa o planta metalúrgica, donde la potencia instalada para el transporte de este tipo de fluido no represente una parte considerable de la potencia total instalada en la entidad.

Una idea integral con la apreciación que se tiene en términos de rendimiento de un accionamiento de bombas, como se muestra en la figura 1, por pérdidas del motor 10 %, pérdidas del acoplamiento mecánico 2%, pérdidas de la bomba 25%, pérdida

por estrangulamiento de válvulas hidráulicas 33%, pérdidas en las tuberías 20%, entre otras, es típico en cualquier instalación industrial.

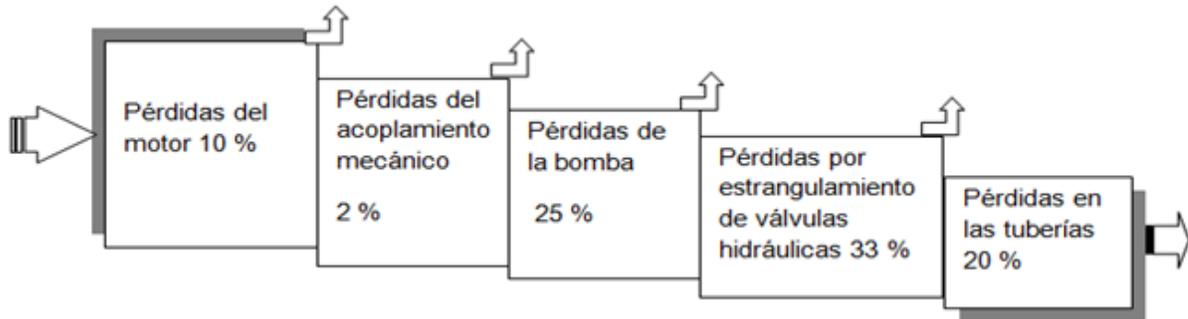


Figura 1. Diagrama de pérdidas en un sistema de accionamiento eléctrico de bombas centrífugas

Es conocido que en la solución de problemas asociados con proyectos de ampliación, modernización o diversificación de capacidades de producción en las industrias químicas y metalúrgicas, en las que se manipulan pulpas o suspensiones minerales, o simplemente, cuando se observan anomalías en los conductos, equipos y aparatos donde circulan y se manipulan dichas suspensiones, adquiere gran importancia el conocimiento sobre las características del flujo de las suspensiones en cuestión (Pullum, *et. al.*, 2006), para ello resulta más evidente cuando se tratan problemas relacionados con la transportación de la suspensión por conductos, con su calentamiento o con su procesamiento en los equipos de sedimentación, lixiviación u otros, lo que conlleva a elevar la eficiencia de las bombas.

Situación Problemática:

La inestable operación a causa de problemas técnicos, conducen a la baja productividad, incremento en el consumo energético y de ácido, dado por el desconocimiento de las propiedades de las pulpas (químico, mineralógico, reológico, granulométrico y de su estabilidad) que ocasionan la baja eficiencia del sistema de bombeo encargadas del transporte de pulpa cruda y precalentada bajo condiciones de explotación en la Empresa Cmdte Pedro Sotto Alba de Moa, así como la variabilidad de la carga mecánica que representan estos accionamientos industriales.

A partir de lo planteado se establece como **Problema:**

Insuficiente conocimiento del comportamiento de los parámetros energéticos del sistema de bombeo: flujos, cargas, pérdidas hidráulicas, potencia y eficiencia, que limita la operación, dada por las condiciones actuales de variación de la concentración de sólido y temperatura en la pulpa cruda y precalentada.

Objeto de Estudio:

Sistema de bombeo de pulpa cruda y precalentada en la planta de Lixiviación.

Campo de acción:

Eficiencia del sistema de bombeo.

Objetivo general del trabajo:

Determinar los parámetros energéticos del sistema de bombeo de pulpa cruda y precalentada en las condiciones de variación de la concentración de sólidos y temperatura de la planta de Lixiviación.

Objetivos Específicos:

- Caracterizar la red y el flujo tecnológico de la planta, así como el sistema de bombeo de la misma.
- Realizar investigaciones teóricas y experimentales de los principales parámetros de flujo y de transporte de todo el sistema.
- Obtener el modelo reológico al cual se ajustan estas suspensiones lateríticas y potencia requerida en el sistema del bombeo.
- Obtener los principales parámetros de operación del sistema de bombeo que transporta el fluido en estudio.

Hipótesis:

Mediante la utilización de un procedimiento adecuado para evaluar el sistema de bombeo de pulpa cruda y precalentada, dependiendo de la caracterización reológica y las propiedades granulométricas del fluido, se podrán determinar parámetros de operación del sistema de bombeo.

Tareas a Realizar:

- Determinación de las características de trabajo de las bombas, flujo, potencia y eficiencia del sistema.



- Obtención por experimentación de los parámetros del modelo reológico (esfuerzo de corte, índice de flujo y consistencia másica).
- Análisis de los resultados de los principales parámetros eficientes del sistema de bombeo.
- Análisis de las incidencias, económicas y medioambientales del sistema de bombeo de pulpa la laterítica cruda y precalentada en la empresa Pedro Sotto Alba.



CAPÍTULO 1 MARCO TEÓRICO METODOLÓGICO DE LA INVESTIGACIÓN

1.1. Introducción

En este capítulo se desarrolla el marco teórico de este Trabajo de Diploma, partiendo del estudio de las investigaciones realizadas del tema, el cual nos permite conocer varias teorías y sus deficiencias, en tal sentido se define como **objetivo** del capítulo:

Establecer el estado del arte partiendo de la revisión bibliográfica relacionada con el tema y ventajas del proceso en estudio, que conformen la base de la investigación de los sistemas de bombeo, así como los factores que limitan el estado eficiente de los mismos en un proceso industrial.

1.2. Revisión Bibliográfica

Como se ha mencionado anteriormente este trabajo se basa en el estudio de la eficiencia en sistemas de bombeo donde los factores como flujos, cargas, pérdidas hidráulicas, potencia y las propiedades mecánicas de la pulpa, limitan al mejor estado de funcionamiento de la instalación en el proceso productivo, por lo que se tuvo en cuenta las teorías y experimentos más relevantes relacionados con el tema. Basándose en la experimentación:

Desde fines del siglo XVIII y a lo largo del siglo XIX, la hidráulica se ve enriquecida por los estudios teóricos y experimentales de Henri Darcy, por su discípulo y continuador H. Bazin y por el médico Jean Poiseulle, interesado en la circulación de la sangre, que lo llevó al campo de la hidráulica.

En Cuba no comienza un desarrollo de los estudios hidráulicos sino hasta después de la Revolución en que dichos estudios constituyen una de las bases principales del progreso científico técnico de nuestro país.

Refiriéndose a la viscosidad de los fluidos y en específico a los no newtonianos, muchos han sido los autores que abordan esta temática; de vital importancia en el desarrollo de la investigación de fluidos; trabajos como (De la Paz et al., 2002), realiza un estudio reológico de la jalea dentífrica fluida; donde analizan las deformaciones sufridas por la formulación al aplicarle la fuerza de cizalla con un



determinado gradiente de velocidad, describiéndose por medio de la curva viscosimétrica y de la de fluidez cómo se deforma el cuerpo al ser sometido a esfuerzos producidos por fuerzas externas, así como la determinación de sus propiedades mecánicas bajo las condiciones de deformación ensayadas.

En el Artículo, Sánchez (2002), realiza un estudio numérico de mecánica de fluidos 2D en una contracción brusca para fluidos no newtonianos tipo ley de potencia de Ostwald-de-Waele. Se emplean dos métodos de resolución, el método de los volúmenes finitos y el método de los elementos finitos para la resolución de las ecuaciones de momentos lineal y de continuidad. En ambos métodos se estudia el comportamiento del fluido para diferentes índices de potencia.

A partir de los trabajos descritos por Caldiño (2004), se dispone de una metodología para obtener en forma simplificada, funciones reológicas de las mezclas agua arcilla, que son de utilidad para alimentar modelos de cálculo de flujos naturales con altas concentraciones de sedimentos.

Pakrovskaya (1985), realiza un amplio estudio técnico – práctico donde abarca temas importantes y novedosos entre los que se destacan; características, parámetros y regímenes de transportación de hidromezclas de diferentes grados de saturación; métodos para la preparación de pulpas para el hidrotransporte, desgaste hidroabrasivo de los sistemas de tuberías durante la transportación de materiales abrasivos; fiabilidad del trabajo de las instalaciones de hidrotransporte; métodos de control y regulación de los parámetros de hidrotransporte de los golpes hidráulicos; valoración económica de la efectividad del transporte hidráulico.

En su trabajo, Barreto (1979), sobre la base de las investigaciones teóricas experimentales y el análisis de otros autores determinó los parámetros y estableció los regímenes racionales de hidrotransporte de minerales de hierro y concentrados. Elaboró las recomendaciones sobre la modelación de las suspensiones, seleccionó los regímenes efectivos y la metodología para la determinación de los parámetros de materiales sólidos de alta densidad en flujos de alta densidad (hasta 40 % de sólido por volumen).



Con el objetivo de determinar el tipo de movimiento que tiene lugar cuando las hidromezclas circulan a bajas velocidades con altas concentraciones de sólido, Izquierdo (2001), modeló el hidrotransporte en una instalación semindustrial construida al efecto, se determinaron las propiedades físico-mecánicas del mineral y las propiedades reológicas de la hidromezclas.

Izquierdo (1989), en su trabajo sobre la determinación de los parámetros y regímenes de hidrotransporte de mineral laterítico aplicable a las condiciones del proceso productivo de la Empresa "Comandante Pedro Soto Alba" determinó las propiedades físico – mecánicas de las hidromezclas, formuló el modelo físico – matemático del flujo de las pulpas lateríticas; comprobó que durante el flujo dependiendo de la velocidad de las pulpas y de la concentración del sólido, presentó los regímenes estructurales, transitorio y turbulento, obtuvo las dependencias para determinar el coeficiente de resistencia hidráulica para el movimiento del régimen estructural y las pérdidas hidráulicas durante el movimiento de la hidromezcla en régimen turbulento.

Resultados reportados por García et al. (2003) muestran diferencias significativas en la predicción del gradiente de presión entre modelos homogéneos cuya única diferencia es la forma de evaluar la viscosidad de mezcla. Por ejemplo, los modelos de McAdams (1942) y de Cicchitti (1960), presentan errores porcentuales absolutos promedios de 38% y 75%, respectivamente, al comparar los valores de gradiente de presión calculados con los experimentales. Haoulo y García (2004), observaron un marcado efecto de la densidad de mezcla en el gradiente de presión debido a los cambios de energía cinética y adicionalmente evaluaron el efecto de la viscosidad del líquido en el gradiente de presión total. Sin embargo, no evaluaron el efecto de las propiedades de mezcla en el gradiente de presión total.

Dentro de los trabajos reportados sobre la influencia de las propiedades reológicas en el comportamiento de la característica operacional de bombas centrífugas se han reportado numerosos trabajos que han colaborado en el desarrollo de esta esfera de la ciencia. Según lo planteado por Turiño (1996) no existe una teoría que permita predecir el comportamiento exacto de una bomba centrífuga cuando manipula un



fluido viscoso, pues teóricamente hasta el presente ha sido imposible tener en cuenta la influencia de la viscosidad en los parámetros de trabajo de la bomba y en la forma de sus características.

El método más simple de los parámetros de funcionamiento (Carga, Flujo, Potencia y Eficiencia) y de reconstrucción de las características al variar la viscosidad se basa en el empleo de coeficientes de corrección específico para cada fluido, obtenidos por vía experimental.

Santos et al. (1999) a partir de un análisis estadístico de la forma de la característica de trabajo de un equipo de bombeo de tipo centrífugo, obtiene modelos que recalculan los coeficientes a, b y c de la ecuación anterior con la velocidad específica con un nivel de confianza de un 95 %.

Para fluidos no newtonianos la literatura científico-técnica no reporta coeficientes de corrección, por lo que se ha generalizado erróneamente la aplicación del símil de viscosidad de estos fluidos con los newtonianos según lo refiere Turiño (1996), lo cual ocasiona errores de pronóstico de la curva de funcionamiento de la bomba centrífuga.

Turro (2002) demuestra que la composición mineralógica, la concentración y temperatura de las muestras ejercen gran influencia sobre el gradiente hidráulico. Se obtuvo las correlaciones gráficas y expresiones matemáticas que describen el flujo de esas colas por tuberías; así como el factor de fricción para régimen laminar y turbulento. El conjunto de correlaciones obtenidas permitió conformar un modelo matemático aplicado para la metodología de cálculo de las instalaciones de transporte de colas trifásicas en el proceso CARON, que permitió calcular las instalaciones, establecer regímenes racionales de trabajo y seleccionar adecuadamente el equipamiento; así como valorar el trabajo de las existentes.

Pérez y. Garcell (2006), 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, los parámetros reológicos disminuyen apreciablemente, aunque nunca llegan a desaparecer las características plásticas de estas suspensiones en el rango de temperatura estudiado.

Pérez (2010) 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; por lo que constituye un aporte del trabajo.

En este aspecto resultan interesantes los trabajos de, De la Paz (2002), Caldiño et al. (2004), que presentan una metodología para obtener funciones reológicas en forma simplificada, de utilidad para ajustar modelos de cálculo para fluidos con altas concentraciones. En los mismos se observó y evaluó la influencia del componente



sólido en el valor de la viscosidad, aunque en ambos casos no se tuvieron en cuenta otros factores influyentes en la viscosidad de mezclas, como el pH y diámetro medio de las partículas, lo que limita la aplicación de la metodología.

Se señala como principal limitación de estos trabajos, no tener en cuenta el comportamiento reológico del fluido para variaciones de la temperatura; siendo esta variable de gran influencia en la estructura y propiedades de la materia, según refieren los resultados obtenidos por diferentes investigaciones; Gasparetto, (2003) Da Silva *et al.*, 2005; Dak *et al.*, 2007; Sánchez *et al.*, 2008;

1.3. Modelos reológicos de los fluidos

El término reología fue sugerido en 1929 por Eugene Cook Bingham para definir la rama de la Física que tiene por objeto el conocimiento de la deformación o flujo de la materia. La reología es la ciencia del flujo y la deformación; estudia las propiedades mecánicas de los gases, líquidos, plásticos, sustancias asfálticas y materiales cristalinos.

En la teoría y la práctica actual, los fluidos se clasifican desde el punto de vista reológico en newtonianos y no newtonianos (Skelland, 1970; Perry, 1988; Díaz, 1989). A su vez los fluidos no newtonianos quedan clasificados en tres grupos.

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

- Newtonianos.
- No Newtonianos.

Los modelos más difundidos, (Garcell, 1988; Turro, 2002) son los tratados en este tópico.

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

esfuerzo cortante (τ) y del gradiente de velocidad $\left(-\frac{dv_x}{dy}\right) = \dot{\gamma}$.



$$\tau_{x,y} = \mu \cdot \left(-\frac{dv_x}{dy} \right) \quad (1.1)$$

Los fluidos no newtonianos presentan como característica fundamental el hecho de que su viscosidad es función del gradiente de velocidad, por tanto, cambia con la variación de dicho gradiente, aun cuando se mantenga la temperatura y otras condiciones constantes. Según la variación de la viscosidad los materiales no newtonianos se clasifican a su vez en tres grupos:

1- De viscosidad independiente del tiempo.

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

$$\tau_{x,y} = K \cdot \left(-\frac{dv_x}{dy} \right)^n \quad (1.2)$$

Donde:

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

K - Índice de consistencia, (Pa. s).

El parámetro n es una medida del grado de comportamiento no newtoniano del material. Para $n < 1$ el fluido es seudoplástico, mientras que para valores mayores que la unidad es dilatante.

Para $n = 1$, la ecuación 1.2 se transforma en la ley de Newton, siendo $K = \mu$. El parámetro K es el índice de consistencia, el cual da una medida del grado de viscosidad del material.

Para los fluidos no newtonianos se utiliza el concepto de viscosidad aparente (μ_a). De acuerdo con la (ecuación 1.2) la viscosidad aparente viene dada por la relación:

$$\mu = \frac{\tau}{\gamma} \quad (1.3)$$

Si en esta expresión se sustituye la ecuación (1.2) se obtiene:

$$\mu_a = K \cdot \left(\frac{\tau}{\gamma} \right)^{n-1} \quad (1.4)$$



- Dilatantes: Sus viscosidades aumentan con el incremento del gradiente de velocidad; comienzan a fluir apenas se les aplica un esfuerzo cortante ($\tau > 0$). También se describen por el modelo de Ostwald de Waele (para $n > 1$). (Figura 1.1c).
- Plásticos ideales: Se les conoce también como plásticos Bingham, ya que siguen ese modelo. Sus viscosidades disminuyen con el incremento del gradiente de velocidad; comienzan a fluir cuando se les aplica un esfuerzo cortante mayor que un esfuerzo cortante inicial (τ_0), que es el esfuerzo límite que hay que aplicarles a estos materiales para romper su estructura de sólidos rígidos y comiencen a fluir. El modelo de Bingham se escribe. (Figura 1.1d).

$$\tau_{x,y} = \tau_0 + \mu_p \cdot \dot{\gamma} \quad (1.5)$$

Donde:

τ_0 - Esfuerzo cortante inicial o límite de fluencia.

μ_p - Viscosidad plástica.

Para $\tau_0 = 0$ la ecuación 1.5, se transforma en la ley de Newton, siendo $\mu_p = \mu$.

La viscosidad aparente para los plásticos de Bingham está dada por:

$$\mu_a = \mu_p + \frac{\tau_0}{\dot{\gamma}} \quad (1.6)$$

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

$$\tau_{x,y} = \tau_0 + K \cdot \left(\dot{\gamma} \right)^n \quad (1.7)$$

Los parámetros k , n y τ_0 , tienen el mismo significado que en los dos modelos anteriores. Se utiliza para describir el comportamiento de los plásticos reales. Para $n = 1$, la ecuación 1.7 se transforma en el modelo de Bingham, para $\tau_0 = 0$, en el modelo de Ostwald de Waele, y para $\tau_0 = 0$ y $n = 1$ se transforma en la ley de Newton.



2- De viscosidad dependiente del tiempo

- **Tixotrópicos:** La viscosidad de estos materiales disminuye con el tiempo, cuando están sometidos a un gradiente de velocidad determinado. Se comportan reológicamente como pseudoplásticos, plásticos ideales y reales. (Figura 1.1-a).
- **Reopécticos:** La viscosidad de estos aumenta con el tiempo, para un gradiente de velocidad determinado; y se comportan como materiales dilatantes. (Figura 1.1-b).

3- Viscoelásticos o de Maxwell

Estos materiales exhiben propiedades viscosas y elásticas. Las sustancias viscoelásticas fluyen bajo la acción del esfuerzo cortante, pero, aunque la deformación es continua no resulta totalmente irreversible, de manera que al cesar la acción del esfuerzo cortante, el material restablece en parte su forma, semejante al comportamiento de los cuerpos elásticos sólidos. Este comportamiento se ha observado en sustancias como el NAPALM, en soluciones de polímeros, en masas cocidas de la industria azucarera con altos contenidos de gomas (polisacáridos), en ciertas resinas y en emulsiones de crudo cubano, de acuerdo con lo reportado por (Toose, 1995) y (Ferro, 2000).

1.3.1 Curvas de flujo

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

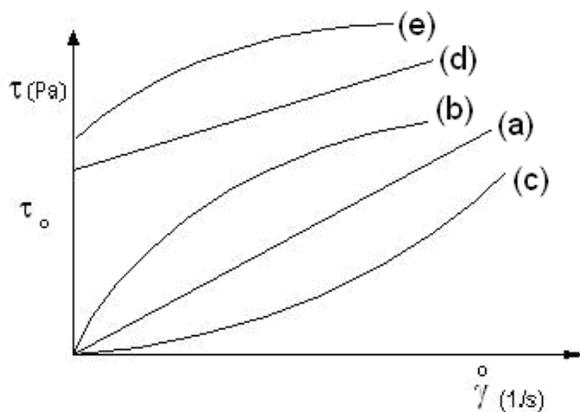


Figura 1.1. Curvas de flujo típica: (a)- Newtonianos; (b)- Seudoplásticos; (c)- Dilatantes; (d)- Plástico ideal (Bingham); (e)- Plástico real. **Fuente:** Garcell, 2001.



1.4. Factores que influyen sobre el comportamiento y propiedades reológicas de las dispersiones minerales

Cuando un sólido es dispersado en un líquido, la viscosidad de la suspensión que se forma se incrementa. La dispersión puede exhibir comportamiento newtoniano o no newtoniano, en dependencia de las interacciones físicas y químicas que tiene lugar entre las partículas y el líquido, así como de la naturaleza y características de las fases mineralógicas que constituyen el sólido (Pérez, 2010)

A continuación se analizan brevemente los efectos de los factores más importantes:

1.4.1. Efecto de la granulometría

En general, las suspensiones de partículas finas exhiben mayores viscosidades que las de partículas gruesas, con excepción de aquellas partículas que poseen propiedades magnéticas con las que ocurre lo contrario, como es el caso de las pulpas de maghemita, según lo expresado por Garcell (1993).

En un trabajo realizado por Garcell (1992), se confirmó que las pulpas acuosas de laterita (limonita) preparadas con partículas mayores de 90 μm no logran formar una estructura y muestran un comportamiento newtoniano; en cambio, las preparadas con mezclas de partículas inferiores a 50 μm forman estructuras que comunican a la suspensión propiedades plásticas, pudiendo ajustarse su curva al modelo de los plásticos Bingham. Las pulpas de lateritas industriales muestran una distribución granulométrica en la que predominan las partículas con tamaños inferiores a 43 μm , de ahí el comportamiento típico de los plásticos Bingham de estas suspensiones.

1.4.2. Efectos de la temperatura

En general, en la mayoría de los líquidos y suspensiones se ha observado una disminución de la viscosidad con el incremento de la temperatura. Se ha comprobado que la disminución de la viscosidad puede deberse a dos efectos, según Garcell (1993), a) disminución de la viscosidad del medio dispersante; b) debilitamiento de las estructuras formadas por las partículas al aumentar la temperatura.



1.4.3. Efecto de la concentración de sólidos

Por lo general, en las suspensiones diluidas (con valores de concentración volumétrica, ϕ , inferior a 10 % en peso de sólidos) el comportamiento de las suspensiones es newtoniano. A medida que aumenta la concentración de sólidos, se incrementan las interacciones de las partículas, con la tendencia a formar flóculos, agregados y estructuras. Como consecuencia de esto, a concentraciones moderadas, la suspensión puede alcanzar el comportamiento Seudoplástico. A concentraciones más altas, los efectos hidrodinámicos son menos importantes, y, dado que las partículas se hayan más cerca una de otras, se forman estructuras tridimensionales que le comunican a la dispersión propiedades plásticas.

En trabajos realizados por Garcell (1993) y por Cerpa et al. (1998) con pulpas de lateritas pudo determinarse que, para concentraciones menores de 18 % en peso de sólidos, estas pulpas exhiben un comportamiento Seudoplástico que es prácticamente independiente de su composición mineralógica. Y para contenidos de sólidos en el orden de 22 % en peso se manifiestan propiedades plásticas, y a medida que se incrementa la concentración hasta 45 %, las viscosidades aumentan, dependiendo cada vez más de la mineralogía del sólido. En estas condiciones, las curvas de flujo, pueden ser ajustadas, en algunos casos, al modelo de Bingham o al de Bulkley – Herschel, en otros.

1.4.4. Efecto del pH

En las suspensiones con características coloidales, se manifiestan grandemente los fenómenos electrocinéticos y otras propiedades superficiales. En las suspensiones minerales, en la que la distribución de tamaño muestra altos volúmenes de partículas finas se manifiestan también estos fenómenos, los cuales son altamente dependientes del pH de la suspensión. Para pH cercanos al punto isoeléctrico, el equilibrio atracción – repulsión entre partículas se desplaza hacia la atracción debido al predominio de las fuerzas de Van der Waals. En estas condiciones la suspensión incrementa su inestabilidad y muestra los máximos valores de viscosidad, debido a la formación de estructuras más fuertes. A pH alejado del i.e.p., son más importantes las fuerzas de repulsión de carácter electrostático entre las partículas.



1.5. Particularidades de las bombas centrífugas

En estos equipos, por la acción de las fuerzas centrífugas el fluido es desplazado radialmente desde el eje de rotación del impelente hacia la periferia y posteriormente a toda la red de tubería. Durante este recorrido, los álabes del impelente le transmiten energía en forma de presión y velocidad al fluido. Parte de esta última es transformada en presión en el colector que rodea al impelente, ya que las altas velocidades provocan grandes pérdidas por fricción y disminuyen la eficiencia de la bomba. A este grupo pertenecen las bombas, ventiladores y compresores centrífugos. (Ramos, 1994).

Durante el funcionamiento de las turbomáquinas, la energía que ella recibe del motor es suministrada al fluido, aumentando su presión, su velocidad o su altura, todas ellas relacionadas según el principio de Bernoulli. También, en grado insignificante, se aporta energía calorífica al flujo del líquido. El funcionamiento de la bomba se encuentra en dependencia de las propiedades hidráulicas del sistema al que esta acoplada. El mismo comúnmente es llamado red y es importante que se mantenga estable.

Para determinar el régimen de trabajo de las bombas centrífugas primeramente se debe tener presente las características de la curva de la bomba, que la misma son aportadas por el fabricante, estas se definen como:

1. Las de caudal y carga de la bomba, llamadas curvas de la bomba, $H=f(Q)$.
2. Las de potencia del motor necesario, kW
3. Las de carga positiva neta de aspiración requerida (NPSHr)

Las curvas características se construyen normalmente mediante pruebas realizadas con agua, por lo que sus datos se deben recalcular si se van a bombear líquidos con otras propiedades físicas. El modo de proceder, en el caso de las bombas centrífugas, para el empleo de estas curvas es el siguiente:

1. Conocer el fluido a bombear, la temperatura de bombeo y las propiedades físicas del fluido (densidad y viscosidad) a dicha temperatura.



2. Establecer el caudal volumétrico a desarrollar (m^3/h).
3. Conocer la carga de la bomba, para lo que hay que determinar previamente las alturas totales de impulsión y aspiración.
4. Con la carga y el caudal que se precisan se ha de acudir a la curva $H=f(Q)$ y, fijando estas dos magnitudes, determinar el diámetro del rodete, que en caso de no resultar un valor exacto nos llevaría a escoger el valor mayor más cercano.
5. Con el diámetro de rodete determinado y el caudal, en la curva de potencia se determina el consumo de la bomba. El valor leído en la curva ha de incrementarse en un 15% como margen de seguridad.
6. Finalmente y en la curva de NPSHr se determina dicho valor, para el caudal desarrollado.

Un sistema de bombeo funciona donde se produce la intercepción de la curva de la red con la de la turbomáquina, encontrándose el punto de operación en la convergencia de las dos curvas. Las características de la máquina y de la red son funciones del caudal. Por tanto, el régimen de trabajo de la instalación está determinado por las raíces del sistema de ecuaciones de cada curva característica. (Laurencio, 2014).

La capacidad y la presión necesarias de cualquier sistema de bombeo se pueden definir con la ayuda de una gráfica llamada curva del sistema. Del mismo modo la gráfica de variación de la capacidad frente a la variación de la de presión para una bomba en particular, define la curva característica de funcionamiento de la bomba. Sin embargo, es imposible para un punto de funcionamiento cumplir con todas las condiciones de funcionamiento deseadas. Por Ejemplo, cuando la válvula de descarga es estrangulada, la resistencia del sistema desplaza la curva a la izquierda y lo mismo ocurre con el punto de operación.

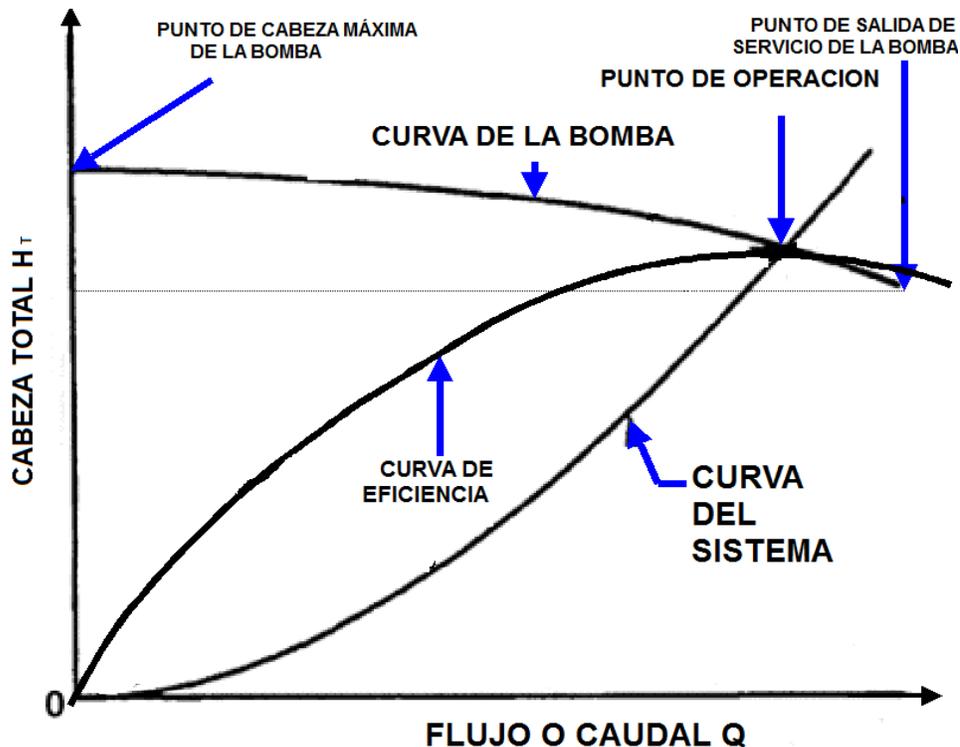


Figura 1.2. Curvas características del sistema.

1.6. Eficiencia en sistemas de bombeo

Una forma de conocer las condiciones en que operan los equipos, es evaluando su eficiencia a través de la medición parámetros, tales como: gasto de operación, nivel estático, nivel dinámico, factor de potencia, potencia activa y aparente, corriente y tensión eléctrica, entre otros.

Conociendo la eficiencia electromecánica con la que trabaja el equipo, estamos en condiciones de determinar las causas que limitan su operación eficiente y en función de esto, proponer acciones para sustituir, dar mantenimiento o rehabilitar el equipo según sea el caso, con la finalidad de incrementar dicha eficiencia.

Las bombas centrífugas se diseñan para operar eficientemente a una carga, un gasto y una velocidad específica. A este punto de operación, se le conoce como: "punto de mejor eficiencia". Considerando el costo de la energía, es más eficiente operar la bomba en este punto. Los equipos a menudo no operan en estas condiciones, debido a cambios en la operación del sistema y a la dificultad de igualar las condiciones de operación con el punto de mejor eficiencia de la bomba. Al operar el



equipo fuera de este punto, se requiere de un esfuerzo adicional en algunas partes de la bomba y puede ocasionar daños en esta. Por otra parte, operar los equipos a una mayor capacidad respecto al punto de óptima eficiencia puede provocar mayores daños, ejemplo de ello es mayor la torsión, flexión o desviación de la flecha, la carga neta positiva de succión requerida puede ser mucho mayor que la disponible, ocasionando erosión, ruido, vibración debido a las altas velocidades del líquido, y sobre todo dando partida a la aparición del fenómeno de la cavitación.

1.6.1. Evaluación de la eficiencia de un sistema de bombeo

Para el análisis y evaluación de la eficiencia, es oportuno repasar aquellos conceptos que son importantes para el incremento de la eficiencia así como para la localización de las fallas que la afectan. La referencia de las definiciones es lo dispuesto en las Normas Oficiales Mexicanas.

- Carga de la descarga (h_d): es la suma algebraica de la presión manométrica medida a la descarga, la carga de velocidad y las pérdidas por fricción, la misma se expresa en metros (m).
- Carga de velocidad (h_v): es la energía cinética por unidad de peso del líquido en movimiento y es expresada en metros (m).
- Carga total de bombeo (H): está dada por la suma algebraica de la presión manométrica medida a la descarga, el nivel dinámico, las pérdidas por fricción en la columna y la descarga de velocidad, su unidad de medida es el metros (m).
- Potencia de entrada al motor (P_e): es la potencia en Watts que requiere el motor eléctrico acoplado a la bomba.
- Potencia de entrada de la bomba (P_{eb}): es la potencia a la flecha de la bomba y debe expresarse en W.
- Potencia de salida de la bomba (P_s): es la potencia en W transferida al líquido por la bomba, medida lo más cerca posible del cabezal de descarga.
- Eficiencia de la bomba (η_b): es la proporción de la potencia de salida de la bomba entre la potencia de entrada a la bomba, expresada en por ciento.



- Eficiencia del acoplamiento motor – bomba (η_t): es la relación de la potencia de salida de la bomba entre la potencia de entrada al motor de la bomba, expresada en porcentaje.

1.6.2. Elementos que intervienen en la eficiencia de sistemas de bombeo

Existen factores que inciden directamente en la eficiencia de un equipo de bombeo, en general estos corresponden a la fabricación del diseño del equipo, entre los principales se tienen los siguientes:

- Pérdidas volumétricas, estas pérdidas son indicativas de una circulación de flujo del lado de alta presión al de baja presión del impulsor, aunque en general, estas pérdidas son pequeñas, pueden tomar importancia bajo condiciones de desgaste o desajuste de la bomba.
- Pérdidas hidráulicas: constituyen la diferencia entre la carga que podría obtenerse de la energía disponible en el impulsor y aquella que realmente se desarrolla, las más importantes son por choque de entrada, generadas por el cambio de dirección del líquido y por fricción del líquido, al fluir.
- Pérdidas mecánicas: se deben principalmente a la fricción de cojinetes, empaques o sellos y la fricción del disco generada entre los lados del impulsor y el líquido.
- Caracterización del líquido: las condiciones del fluido a manejar, tienen consecuencias sustantivas sobre la operación de las bombas centrífugas. Ya que pueden afectar la construcción del equipo, y por lo tanto, el rendimiento y la potencia. Entre las más importantes tenemos la corrosión, temperatura a manejar, tamaño de las partículas en el líquido y uso al que se destinará, entre otras. Mientras más desfavorables sean las condiciones, mayores serán las exigencias constructivas en cuanto a materiales, metalurgia, tipo de impulsores, accesorios propios de la bomba, entre otros.
- Condiciones de instalación: existen condiciones de instalación que influyen en la eficiencia del equipo de bombeo, por lo que podemos citar las siguientes:



➤ *Pérdidas en motor y acoplamiento*

Aunque son externas a las bombas, es conveniente saber que estos componentes influyen en la eficiencia global. Aquí nos referimos a su rendimiento y diseño, sin embargo, es importante aclarar que el montaje apropiado del conjunto motor-bomba es necesario, para asegurar la máxima eficiencia, por lo que una deficiente alineación impone cargas adicionales sobre cojinetes y flexión en una o varias de las flechas del conjunto, ocasionando pérdidas de eficiencia y un mayor consumo de energía debido a la fricción y al desbalance mecánico; lo cual provoca vibraciones dañinas a los quipos, afectando la eficiencia global.

➤ *Pérdidas en la bomba*

Las vibraciones, ruido, movimientos y desbalance del equipo tienen consecuencia en la operación hidráulica, ya que se afectan tolerancias y cargas, reduciendo la capacidad real del mismo, requiriendo para ellos una mayor potencia y como consecuencia disminuye la eficiencia.

Se conoce que la causa raíz de que los niveles de vibración y ruido sean demasiado altos está relacionada con una desalineación del eje, lubricación inadecuada, un montaje incorrecto, y disposiciones de rodamientos inapropiados o un enfriamiento ineficaz. Los altos niveles de vibraciones aumentan el consumo de energía y pueden causar averías prematuras de los equipos y elevados costos de mantenimiento, lo cual incluye con frecuencia paros imprevistos.

También la densidad de la mezcla líquido-vapor, provoca una reducción en el volumen real de bombeo y por lo tanto la eficiencia disminuye. Asimismo, se inducen vibraciones y si el fenómeno es severo, puede causar daños internos a otras instalaciones y equipos incluso el colapso del propio impulsor.

➤ *Alineación*

La correcta alineación de la bomba y el motor, es de suma importancia para conseguir una operación mecánica libre de problemas; por lo que esta se debe verificar de acuerdo con las recomendaciones del propio impulsor.

➤ *Impulsores*



Se deben ajustar los impulsores antes de poner en marcha la bomba. Una bomba nueva se debe operar con los impulsores ajustados a la mitad del juego lateral de acuerdo con las recomendaciones del fabricante, esto es con el objetivo de que las gravillas o arena presentes en el agua, no provoquen un desgaste excesivo en la bomba lo cual afectaría la bomba, especialmente a los impulsores. Una vez que el agua deje de salir con gravillas o arena, los impulsores se podrán ajustar a su posición de trabajo más eficiente. Por otra parte, las bombas que poseen un impulsor de acero inoxidable resultan ser menos eficientes que las de bronce.

➤ *Sobredimensionamiento*

El sobredimensionamiento de los equipos, es producto de un mal cálculo, falta de previsión y en algunos casos de información pobre, lo cual ocasiona que se disponga de equipos que no cumplan con las características que requiere el sistema hidráulico. Estos también producen desventajas que ocasionan pérdidas en la eficiencia del sistema, obteniéndose con ellos gastos de energía innecesarias.

1.6.3. Factores que incrementan la eficiencia en un sistema

Para mantener, prever y controlar la eficiencia, podemos tomar en cuenta las siguientes consideraciones:

- Selección del equipo de bombeo (motor-bomba) apropiado, teniendo en cuenta el conocimiento pleno del sistema.
- Acabado de la superficie de los impulsores.
- Selección adecuada de la velocidad específica de succión.
- Control de líquidos viscosos.
- Control de concentración de grandes volúmenes de sólidos.
- Control del tamaño de sólidos.
- Control de fricción en cojinetes, empaques o sellos.
- Montaje apropiado del quipo (bomba-motor).



- Corregir desbalances.
- Reducir vibraciones.
- Alineación del equipo en forma programada.
- Controlar la temperatura de operación del motor.
- Evitar recortes de impulsores.
- Controlar la velocidad del equipo.
- Controlar la presión del fluido.
- Evitar tensiones mecánicas en tuberías.
- Reposición de grasas adecuadas.
- Verificar el cebado de bomba y tuberías.
- Evitar entrada de aire.
- Cambiar sellos.
- Controlar el abatimiento del nivel dinámico.
- Control del peso específico del fluido que impulsa la bomba .
- Nivelación de la flecha.
- Verificar presión de succión y descarga.

1.7. 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), como para floculantes, aditivo (sales de FeSO_4), lubricantes 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 **DENVER 10X8 y 5x4 SRL** respectivamente.



1.7.1. Bombas centrífuga DENVER 5x4 SRL

En la planta de lixiviación para el trasiego de la pulpa precalentada hacia las bombas de alta presión Wirth existen 10 bombas centrífugas Denver 10x8, que las mismas se cuantifican de la siguiente manera, (135-PU-1A; B; C; D; E; F;G; H; I y 1J). En la figura 3 se muestra una bomba DENVER 5x4 SRL instalada en dicha planta.



Figura 1.3. Bomba centrífuga DENVER 5x4 SRL

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 lb/in^2 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 centrífugas accionadas por motor eléctrico capaces de desplazar 7 L/min a una presión de 100 lb/in^2 . 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

Características del equipo

Capacidad: 500 gpm=0.0315 m³/s

Potencia del motor: 30 HP / 60 Hz / 440 V

Frecuencia del motor: 1800 rev/min

Frecuencia de la bomba: 1275 rev/min

Rendimiento: 66 %

Presión de descarga: 60 lb/in²=413 700 Pa

Presión de Succión, lb/in²: 0

Presión Máx. Succión: 10 lb/in² =68 950 Pa

Head de Descarga: 90 psi =620 500

Lubricante: HYP SIN AWS-68

Función dentro del proceso productivo

Transferir la pulpa de alimentación de un porcentaje de sólido determinado, aproximadamente a un 45 %, con una densidad específica de 1,443 g/m³ 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 a 65 lb/in² (413 700 a 448 200 Pa) de presión aproximadamente.

1.7.2. Bombas centrífuga DENVER 10x8 SRL, reforzadoras de mineral

En la planta de lixiviación existen dos bombas reforzadoras de mineral, las cuales se codifican como (135 - PU – 23A y B), son bombas centrífugas DENVER 10x8, las mismas se muestra en la figura 1.4.



Figura 1.4. Bomba reforzadora 135-PU -23-A

Función dentro del proceso productivo

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 la planta de lixiviación. Como bien su nombre lo indica sirven de apoyo a las bombas que se encuentran en la planta de espesadores de mineral y se utilizan siempre que se esté alimentando por la línea de 18 pulgadas y exista déficit de flujo en la planta de lixiviación. Las mismas poseen las siguientes características:

Características de las bombas reforzadoras DENVER 10X8

- Consta con de un impelente cerrado de goma y una carcasa revestida interiormente con goma.
- Presión hasta $100 \text{ lbf/in}^2 = 689\,476 \text{ Pa}$, pero normalmente operan entre $30 \text{ lbf/in}^2 = 206\,842 \text{ Pa}$ y $60 \text{ lbf/in}^2 = 413\,685 \text{ Pa}$.
- Capacidad de flujo de $2000 \text{ gpm} = 0,126 \text{ m}^3/\text{s}$.
- Frecuencia de la bomba: 1000 rev/min

Características del motor

- Corriente de 440 V .



- Potencia de 75 HP = 56 kW.
- Frecuencia de 60 Hz.
- Velocidad de rotación del motor es de 1800 rev/min.

1.8. Flujo tecnológico de la planta

La pulpa con un 45-48 % de sólido y 28 °C de temperatura es bombeada desde la planta de Espesadores de pulpa a través de una de las dos líneas, dividiéndose en dos partes en la planta de lixiviación, hacia los Pre-calentadores de mineral (2). La pulpa se introduce por la parte superior de los mismos donde se precalienta hasta 82 °C por contacto directo con vapor de 15 a contracorriente, y se distribuye en todas las secciones del mismo, lográndose de esta manera una mayor superficie de contacto entre la pulpa y el vapor. Una vez precalentada con aproximadamente 42-45 % de sólido descarga por el fondo a los tanques de almacenaje donde se mantiene homogeneizada por medio de un sistema de agitadores mecánico – neumático. De los tanques de almacenaje, mediante bombas centrífugas, la pulpa es enviada a las bombas de alimentación de alta presión WIRTH, las que suministran el mineral a los calentadores de cada tren. En los calentadores, la pulpa alcanza una temperatura de 246 °C (475 °F) mediante la inyección de vapor a contracorriente de (650 lb/in² = 4 482 000 Pa) el que proviene del exceso de los reactores. Después de calentada, la misma adquiere la temperatura y presión requeridas para ser alimentada a los reactores.

La pulpa fluye por gravedad al primer reactor (A), en el cual se le inyecta ácido sulfúrico. Por reboso, fluye al “B”, luego al “C” y por último al reactor “D”. Ocurriendo en ellos el proceso de lixiviación. Para garantizar una buena lixiviación, es necesario obtener una mezcla entre pulpa y ácido, esto se obtiene mediante la inyección de vapor de 650 lb/in² (4 482 000 Pa) a través de tubos centrales de agitación y por su parte inferior. Al llegar a la parte superior del reactor, el vapor se separa de la pulpa y a través del tubo de vapor de exceso pasa al calentador, donde se utiliza para su calentamiento.

Luego la pulpa lixiviada fluye por gravedad, del reactor “D” a dos enfriadores por tren, en los enfriadores se reduce la temperatura de la pulpa hasta 130 °C (266 °F). Al



pasar la misma por dentro de la calandria, esta cede su calor al agua que rodea a los tubos, produciéndose de esta manera vapor de 15 lb/in² (103 400 Pa) el que se emplea para precalentar la pulpa a lixiviar y para calentar el licor producto de neutralización a la planta de sulfuros.

La última operación consiste en disminuir la presión a la pulpa lixiviada, para lograr dicho propósito cada tren está provisto de dos tanques de despresurizadores donde la pulpa entra por la parte superior a través de unos estranguladores de cerámica de diámetro de 19 mm, los continuos y 11 mm de diámetro los intermitentes, La operación de despresurización consiste en pasar la pulpa a través de un orificio de pequeñas dimensiones, donde se produce una gran velocidad y seguidamente obtener una gran expansión de la misma. Al producirse la expansión, se libera gran cantidad de vapor debido a la temperatura de 130 °C (266 °F) de la pulpa.

La pulpa una vez despresurizada y depositada en tanques, pasa a la caja distribuidora, donde la misma puede ser desviada a cualquiera de las dos líneas de transferencia y por ellas a la sección de lavaderos.

El vapor obtenido durante la despresurización, pasa a los tanques separadores, en los cuales son eliminadas las partículas de pulpa que pueda haber arrastrado el vapor. Este vapor se utiliza para precalentar el licor producto que se envía a la planta de precipitación de sulfuros. El licor producto precalentado pasa a un tanque de almacenaje y de aquí es bombeado a la planta de precipitación de sulfuros.

Para que ocurra la lixiviación es indispensable el reactivo químico, sin el cual no puede existir la misma. En la planta para este fin se emplea el ácido sulfúrico de 98 % de pureza, el que se recibe por gravedad de la planta de ácido y se bombea al reactor "A" mediante las bombas LEWA, (Manual de operaciones, 1985), (ver la figura A.1.2, diagrama del flujo tecno lógico en la planta de lixiviación, en anexo).



1.9. Conclusiones del capítulo

- Dentro de la información existente acerca de los sistemas de bombeo se realizó un profundo análisis sobre la eficiencia de los mismos en el mundo industrial.
- Desde el punto de vista reológico se han realizado diversas investigaciones para varios tipos de fluidos, pero enfocadas a pulpas con gran concentración de mineral y viscosidades relativamente altas, es muy pequeña la gama de la investigación.
- La mayoría de los estudios realizados acerca de la eficiencia de los sistemas de bombeo se basan en las investigaciones prácticas en procesos productivos.



CAPÍTULO 2 MATERIALES Y MÉTODOS

2.1. Introducción

Tener conocimientos de las características y propiedades reológicas de la pulpa laterítica cruda y precalentada en la empresa Pedro Sotto Alba, permite determinar mediante procedimientos metodológicos relacionados con el transporte del fluido en cuestión, los mejores regímenes de operación de los sistemas de bombeo cuando varían sus condiciones de trabajo. Por lo antes planteado se define como **objetivo** del capítulo:

Plantear los métodos y procedimientos que describan el comportamiento eficiente de los sistemas de bombeo según las propiedades reológicas para el transporte de pulpa cruda y precalentada, bajo las diferentes particulares del proceso.

2.2. Materiales y reactivos

Para la realización de este trabajo se escogieron dos muestras de pulpa laterítica, en la línea de 18 pulgadas que va a Lixiviación y en la pulpa precalentada en la salida de los precalentadores de mineral en la planta de Lixiviación en la toma de succión de las bombas Wirth. También se tomaron muestras de agua de reboso de los tanques sedimentadores para realizar las diluciones necesarias para la preparación de soluciones a diferentes porcentos de sólidos, (ver figura A.2.1 del Anexo)

2.2.1. Equipos y utensilios

Equipos: (ver figura A.2.2 - figura A.2.6 del anexo)

- ✓ Viscosímetro HAAKE VT 550
- ✓ Balanza técnica digital
- ✓ Balanza secadora
- ✓ Agitador mecánico con impelente mecánico
- ✓ Plancha térmica
- ✓ Bomba de agua

Utensilios:

- ✓ Probetas de 500 mL
- ✓ Beakers de 500 mL

- ✓ Tanquetas de 20 L
- ✓ Jeringuillas de 20 mL
- ✓ Frascos de 250 mL

2.3. Preparación de las suspensiones minerales

Para la preparación de las suspensiones minerales se definieron los porcentos de sólidos a evaluar: 37, 40, 43, 46 y 48%. Para la realización de este proceso, primeramente se tomaron muestras de pulpa en tanquetas de 20 L, todo esto en momentos de operación el día 9 de marzo del presente año, las mismas presentaron los siguientes porcentos de sólidos reportados según el control de operaciones:

Tabla 2.1. Contenido de sólido de las muestras tomadas.

Muestras	Punto de Muestreo	% Sólidos
M 1	Línea de transferencia de 18 pulgadas	42,54
M 2	En la succión de las bombas Wirth	40,28

Teniendo en cuenta que el porcentaje de sólido de pulpa inicial de cada muestra no fue el mismo, luego de tomadas, se dejaron en reposo para que sedimentaran hasta lograr un 48 % de sólidos y se les extrajo el agua exudada por decantación. Se prepararon 5 suspensiones en los diferentes porcentos de sólidos a evaluar en beakers de 500 ml, de cada una de las muestras a partir de su dilución. (ver figura A.2.1 anexos)

Antes de cada preparación se agitó la muestra inicial para lograr una mayor homogenización y la dilución se realizó según el método de preparación de pulpa utilizado en el Laboratorio de Tecnología de la empresa Comandante Pedro Soto Alba haciendo uso del programa EXCEL, que indica según el porcentaje de pulpa inicial, la pulpa necesaria a pesar y el agua a añadir hasta completar el volumen deseado. Con este procedimiento se pudieron obtener los porcentos de sólidos que se deseaban para la realización del experimento.

2.4. Mediciones reológicas

El estudio de los parámetros reológicos de un fluido es un paso clave a la hora del diseño y selección de equipos en la industria, e incluso en la evaluación de los mismos. Para el desarrollo de este trabajo se hizo necesario escoger diferentes

muestras de pulpas lateríticas crudas y precalentadas para realizar un análisis reológico a dicho fluido, teniendo en cuenta los diferentes porcentos de sólidos: 37, 40,43, 46 y 48%, todo este proceso se efectuó en un rango de temperatura de 28 a 90 °C.

El trabajo experimental se desarrolló en el laboratorio del Departamento de Tecnología de la empresa Comandante Pedro Sotto Alba, donde se realizaron las mediciones reológicas, en colaboración con el Laboratorio de Lixiviación Ácida a Presión del Centro de Investigaciones del Níquel (CEDINNIQ), ubicado en el municipio de Moa.

Para las mediciones reológicas se utilizó un viscosímetro rotacional marca HAAKE 550, al cual se le conectó una bomba de flujo para hacer recircular el agua a diferentes temperaturas para precalentar la pulpa.

El viscosímetro HAAKE 550 está diseñado para medir la viscosidad y el comportamiento de flujo de líquidos y materiales semisólidos. Está provisto de un teclado y un display para el control y visualización de los parámetros a medir. Cuenta además con un motor que garantiza fuerza de torsión mecánica para la deformación de los fluidos.



Figura 2.1. Viscosímetro HAAKE 550 conectado a una bomba de flujo para hacer recircular agua caliente y garantizar la temperatura de la pulpa.

Tiene diferentes sensores para la medición de la resistencia al flujo y el esfuerzo. Sensores coaxiales del cilindro, sensores de inmersión, y sensores de cono y plato entre otros. La geometría de los sensores se clasifica según las normas DIN, ISO y ASTM.

Este equipo tiene programadas 10 velocidades diferentes y reporta los valores de gradiente de velocidad en (1/s), el esfuerzo cortante en Pa, la viscosidad en mPas y la temperatura en °C.

El rango de velocidad del equipo es de 0,5 a 800 rev/min con un error de ± 0.1 %. El Rango de Fuerza de Torsión hasta 400 rev/min es de 0,01 a 3 Ncm y hasta 800 rev/min de 0,01 a 2 Ncm, con un error de $\pm 0,5$ %.

Para las mediciones realizadas se utilizó un sensor estándar tipo SV DIN, con las siguientes características, debido a que este ofrece mayor confiabilidad para las mediciones con líquidos de viscosidades relativamente altas.

Tabla 2.2. Características del sensor SV DIN:

Sensor	SV DIN
Taza	SV/TSV
Aplicaciones	Líquidos de alta viscosidad
Rango de viscosidad (m Pas)	50-10 ⁵
Rango de viscosidad recomendado (m Pas)	150-60 000
Taza de esfuerzo al corte (1/s)	6,5-645
Volumen de muestra (cm ³)	14
Radio, Longitud (mm)	10,65/31,95
Reproducibilidad (\pm %)	3

2.5. Técnica de difracción de Rayos X para determinar la composición química

La composición química de las muestras estudiadas fue determinada por el método de fluorescencia de rayos X, también conocido como Método FRX en un Espectrómetro de Fluorescencia de rayos – X PW 1480 (Philips). 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 y controlado por un microprocesador.

Para excitar la muestra se utiliza como fuente de radiaciones el tubo de rayos X Philips con una ventana Rh de 3 kW de potencia. El sistema completo permite operar hasta 60 kW.

2.6. Análisis granulométrico de las muestras por analizador de tamaños

La determinación de las distribuciones granulométricas de las muestras estudiadas se realizó mediante un analizador de tamaño de partículas del tipo “Analysette 22” COMPACT. (ver figura A.2.7 del anexo)

Datos técnicos del equipo:

- ✓ Rango de tamaño de partícula desplegado: 0,3µm – 300 µm
- ✓ Tiempo de medición: Aproximadamente 10 segundos, normalmente desde que comienza la medición hasta la presentación de los resultados (máximo 3 min.)
- ✓ Cantidad de muestra líquida requerida para medir: De 0,1 a 2 cm³ en 400ml de fluido dispersante.
- ✓ Unidad medidora consta de un banco óptico con un diodo acoplado de láser de alta tecnología.
- ✓ Dimensiones: 46 cm (largo), 21 cm (ancho) y 19 cm (altura).

2.7. Procedimiento de cálculo para la evaluación del sistema de transporte de pulpa laterítica cruda y precalentada

2.7.1. Área de la sección circular de la tubería

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

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (2.1)$$

D - Diámetro de la tubería (m).

2.7.2. Velocidad de transportación de la pulpa

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

$$V = \frac{Q}{A} \quad (2.2)$$

Donde:

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

A - Área de la sección circular de la tubería (m^2).

2.7.3. Procedimiento de cálculo de Levenspiel (1986), Gardea (2008); para la determinación del factor de fricción para pulpas lateríticas (Bingham seudoplásticos o Plástico real de Herschel-Bulkley)

Gardea (2008), señalan que aún no se ha resuelto el problema para determinar las pérdidas de presión en tuberías que transporten fluidos de Bingham seudoplástico (Herschel-Bulkley), pero sí se plantea un procedimiento para calcular fluidos con comportamiento reológico de Bingham plástico ($\tau_y > 0$ y $n = 1$) y el seudoplástico simple ($\tau_y = 0$ y $n < 1$). La solución que propone Levenspiel consiste en descomponer el Bingham seudoplástico en dos: un **Bingham plástico**, haciendo $n=1$ en la expresión de Herschel-Bulkley y un **Seudoplástico simple**, haciendo $\tau_y = 0$ en la misma ecuación; posteriormente calcular ambos líquidos e interpolar los resultados obtenidos, puesto que el investigador plantea que el valor correcto del **Bingham seudoplásticos** tendrá necesariamente que encontrarse entre los valores obtenidos para los fluidos en el cual fue descompuesto el original.

2.7.4. Procedimiento de Levenspiel (1986), para el cálculo del factor de fricción con fluidos tipo Bingham plásticos ($\tau_y > 0$ y $n = 1$)

El modelo reológico para los fluidos Bingham plásticos ($\tau_y > 0$ y $n = 1$), es:

$$\tau_{x,y} = \tau_0 + \mu_p \cdot \gamma^0 \quad (2.3)$$

En este caso el método para realizar el cálculo puede describirse en la siguiente forma:

1. Determinar los parámetros:

Esfuerzo cortante (τ_y).

Peso específico pulpa (γ_p).

Densidad de la pulpa (ρ_p).

Índice de consistencia (K).

2. Calcular el número de Reynolds de la pulpa:

$$Re = \frac{\rho_p \cdot V \cdot D}{K} \quad (2.4)$$

Donde;

V : velocidad del fluido, (m/s).

D : diámetro de la tubería, (m).

3. Calcular el número de Hedstrom:

$$He = \frac{D^2 \cdot \rho_p \cdot \tau_y}{K^2} \quad (2.5)$$

4. Determinar el factor de fricción de Fanning f_F , con los parámetros de Re y He en la gráfica de Hedstrom adaptada por Levenspiel (figura.2.2) y a partir de este valor, obtener el factor de fricción de Darcy (f), que se expresa de la siguiente manera:

$$f = 4 \cdot f_F \quad (2.6)$$

5. Calcular la carga dinámica de la bomba y la potencia necesaria:

$$N = \frac{\gamma_p \cdot Q \cdot H}{\eta_b} \quad [kgf \ m/s] \quad (2.7)$$

Donde:

Q : caudal de la bomba, (m^3/s).

η_b : rendimiento de la bomba.

Carga dinámica de la bomba

$$H = \Delta Z + \Sigma h_f + \frac{V^2}{2g} \quad (2.8)$$

Donde:

Σh_f : Pérdidas por fricción

$$\Sigma h_f = \frac{\Delta P}{\gamma_p} = f \cdot \frac{l}{D} \cdot \left(\frac{V^2}{2g} \right) \quad (2.9)$$

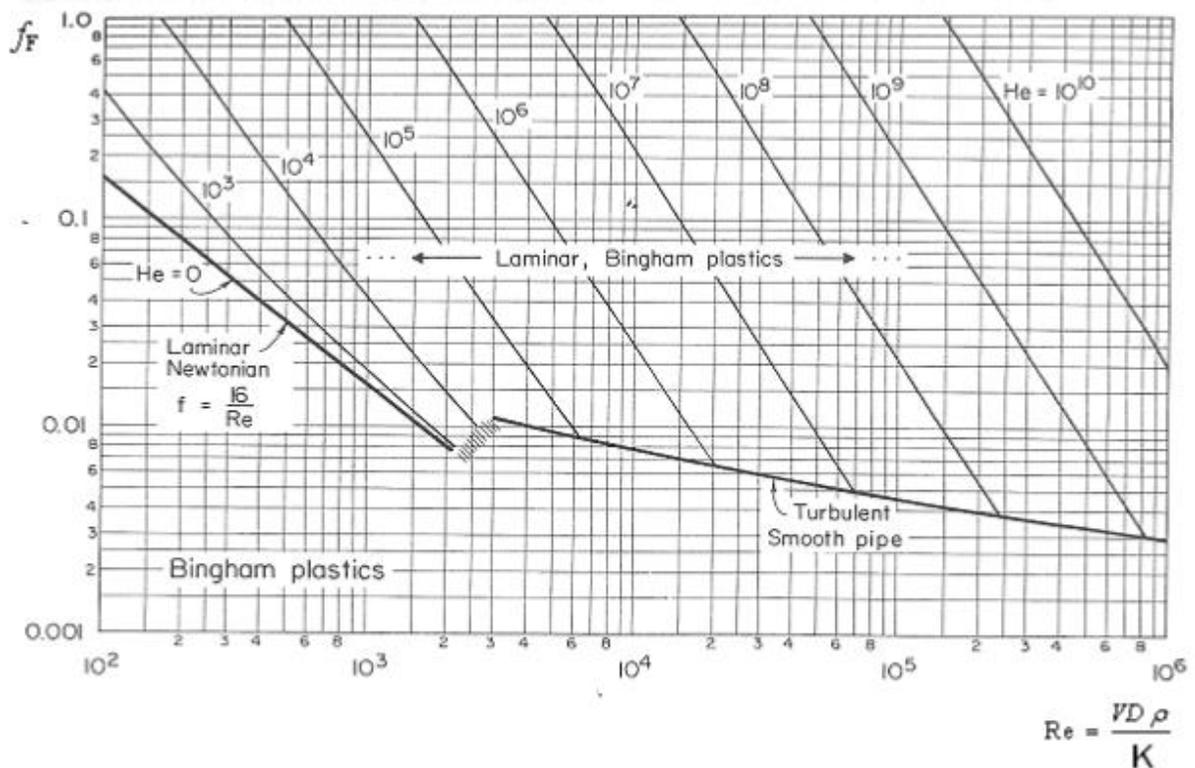


Figura 2.2. Gráfica de Hedstrom adaptada por Levenspiel para fluidos Bingham plásticos, (Levenspiel, 1986).

2.7.5. Procedimiento de Levenspiel (1986), para el cálculo del factor de fricción con fluidos seudoplásticos simples ($\tau_y = 0$ y $n < 1$)

La ecuación reológica para fluidos seudoplásticos simples ($n < 1$), según el modelo reológico de Ostwald de Waele es:



$$\tau_{x,y} = K \cdot \left(-\frac{dv_x}{dy} \right)^n \quad (2.10)$$

Donde:

K - índice de consistencia másico.

n - índice de flujo.

ρ_p - densidad de la pulpa (kg/m^3).

El método de cálculo puede describirse de la siguiente forma:

1. Calcular el número de Reynolds generalizado, que el investigador define con la siguiente expresión:

$$R_{gen} = \frac{8^{1-n} \cdot D^n \cdot V^{2-n} \cdot \rho_p}{K} \cdot \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n \quad (2.11)$$

Para $R_e < 2300$, estamos en presencia de un régimen laminar.

Para $2300 < R_e < 4000$, existe un período de transición.

Para $R_e > 4000$, estamos en presencia de un régimen turbulento.

2. Con el número de Reynolds generalizado (R_{gen}) y el índice de flujo (n) obtener el factor de fricción de Fanning f_F con la gráfica obtenida por Dodge y Metzner adaptada por Levenspiel, que se presenta en la figura 2.3. Teniendo presente siempre que f es el factor de fricción de Darcy, (ec. 2.6).
3. Calcular la carga dinámica de la bomba y las pérdidas con la fórmula de Darcy, (ec. 2.8 y 2.9).
4. Calcular la potencia de la bomba según la ec. 2.7.

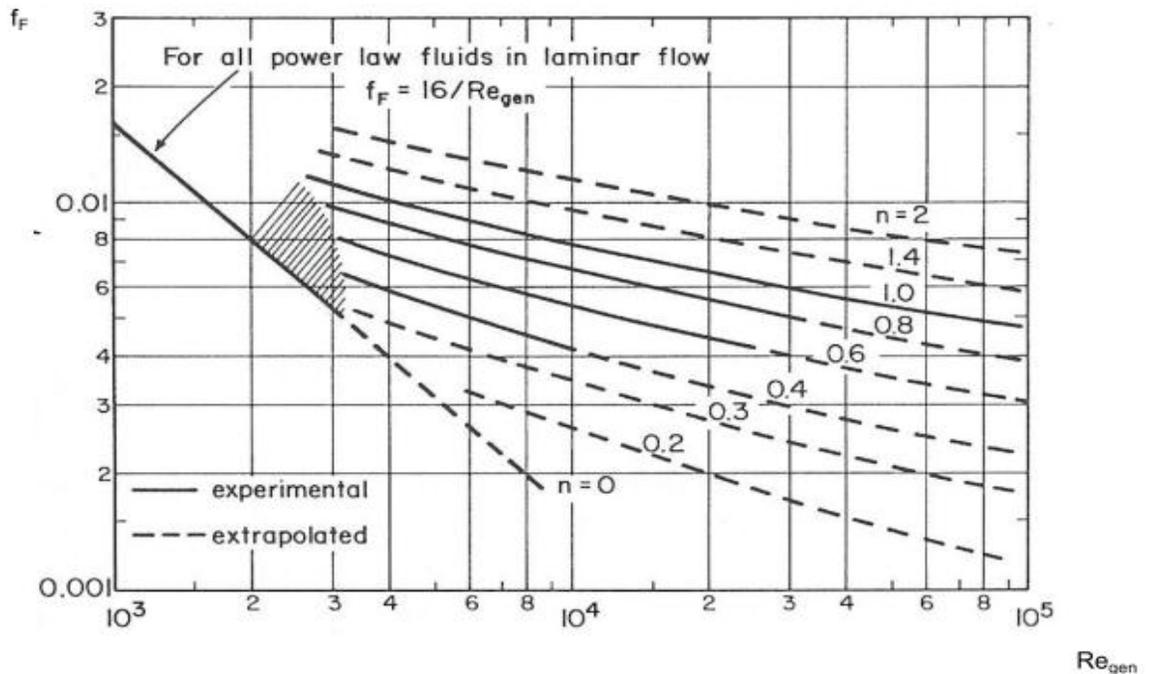


Figura 2.3. Gráfica de Dodge y Metzner para materiales pseudoplásticos o dilatantes, (Levenspiel, 1986).

2.7.6. Propuesta para el cálculo de un fluido Bingham pseudoplástico

La idea planteada por Gardea (2008) en su tesis doctoral consiste en adaptar el fluido original (Bingham pseudoplástico) a otro equivalente para el que habrá una de las siguientes dos opciones:

Propuesta 1.

Adaptar el fluido real (Bingham pseudoplástico) a un Bingham plástico, haciendo $n=1$

Propuesta 2.

Adaptar el fluido real (Bingham pseudoplástico) a un pseudoplástico simple, haciendo $\tau_y = 0$

Como se ha señalado, estos tipos de fluidos constan con métodos de cálculo establecidos para su solución. Por tanto el procedimiento que se propone es hacer el cálculo del sistema de transporte por tuberías de la laterita cruda y precalentada por una de estas opciones y atribuir su resultado al fluido real.

2.7.7. Cálculo de las pérdidas totales en la instalación

Las pérdidas locales por accesorios en el sistema se determinan mediante la suma de las pérdidas locales en la tubería de impulsión (descarga) y las pérdidas locales en la tubería de succión, en este caso se tuvieron en cuenta los diferentes coeficientes de resistencia en la línea de 18 pulgadas (457,2mm) que transporta la pulpa cruda desde la planta de espesadores hacia lixiviación, la cual tiene una longitud aproximada a 430 m y también para la línea de 6 pulgadas (152,4 mm) en la cual se transporta la pulpa precalentada desde la salida de los tanques de almacenamiento hasta succionar en las bombas de alta presión Wirth, esta con una longitud total de 42 m aproximadamente. La ecuación general que definen estas pérdidas para ambas condiciones se representa de la siguiente manera:

1. Para la línea de 18 pulgadas (457,2 mm) que transporta la pulpa cruda

$$\sum \xi_{totales\ 18} = \xi_{ent.} + 4\xi_{válv.marp} + \xi_{válv.macho} + 3\xi_{te} + 3\xi_{red.} + 4\xi_{cod.45} + 6\xi_{cod.90} + \xi_{junta} + \xi_{sal} \quad (2.12)$$

En la siguiente tabla se muestran todos los accesorios de la tubería de 18 pulg. (457,2 mm) con su respectivo coeficiente de resistencia:

Tabla 2.3. Coeficientes de resistencia en la línea de 18 pulgadas (457,2 mm) que transporta pulpa cruda, (Crane, 1976).

Accesorios en la línea de 20 pulgadas (508 mm)	Cantidad	Coefficiente de resistencia ξ
Coeficiente de entrada		0,09
Válvula de mariposa	4	0,3
Válvula de macho	1	0,36
Te	3	0,72
Reducido concéntrico 18x10	3	0,9
Codos de 45 ⁰	4	0,24
Codos de 90 ⁰	6	0,36
Junta de expansión	1	0,21
Coeficiente de salida		1

2. Para la línea de 6 pulgadas (152.4 mm) que transporta la pulpa precalentada

$$\sum \xi_{\text{totales } 6} = \xi_{\text{ent.}} + 2\xi_{\text{válv.marp}} + 10\xi_{\text{cod.90}} + 2\xi_{\text{te}} + 2\xi_{\text{red.}} + \xi_{\text{sal}} \quad (2.13)$$

En la tabla 2.4 aparecen todos los accesorios que contiene la línea de tubería de 6 pulgadas (152,4mm) a la salida de los tanques de almacenamiento, cada uno de estos con su respectivo coeficiente de resistencia:

Tabla 2.4. Coeficientes de resistencia en la línea de 6 pulgadas (152,4 mm) que transporta la pulpa precalentada, (Crane, 1976).

Accesorios en la línea de 6 pulgadas (152.4mm)	Cantidad	Coeficiente de resistencia ξ
Coeficiente de entrada		0,04
Válvula de mariposa	2	0,675
Codos de 90 ⁰	10	0,45
Te	2	0,9
Reducido concéntrico 6x4	2	0,83
Coeficiente de salida		1

2.7.8. Cálculo de la altura geométrica en la impulsión

Para determinar la altura geométrica que desempeña las bombas, nos remitimos a los planos geodésicos del terreno donde aparece como nivel 0-0 el mar.

Para la bomba reforzadora de mineral, Denver 10 x 8.

$$H_{\text{descarga}} = 48,7 \text{ m} \quad H_{\text{succ}} = 58,65 \text{ m}$$

Para la bomba Denver 5 x 4.

$$H_{\text{descarga}} = 0,25 \text{ m} \quad H_{\text{succ}} = 8 \text{ m}$$

Tomando el nivel del mar representado se determina la altura geométrica de impulsión por la siguiente expresión:

$$\Delta Z_x = H_{\text{descarga}} - H_{\text{succ}} \quad (2.14)$$



2.7.9. Características de la red

La característica de la red exterior de la instalación de hidrotransporte se recomienda calcular por la ecuación: Según (Alexandro. 1986).

$$H_{red} = \Delta Z_x + R_c \cdot Q^2 \quad (2.15)$$

Donde:

R_c - coeficiente de resistencias mecánicas por donde se transporta el fluido.

$$R_c = \left[\sum \xi_t + \left(f \cdot \frac{L_t}{D} \right) \right] \frac{8}{g \cdot \pi^2 \cdot D^4} \quad (2.16)$$



2.8. Conclusiones del capítulo

- El viscosímetro rotacional marca HAAKE 550 utilizado en el experimento cuenta con los requisitos técnicos necesarios para la determinación de las propiedades reológicas del fluido a estudiar.
- Quedan expuestos, los modelos matemáticos de la operación de sistemas de flujo en los procedimientos metodológicos tradicionales y los materiales y métodos que se emplean en la investigación y obtención de los parámetros energéticos del sistema de bombeo.
- La metodología de cálculo propuesta según Gardea (2008), se ajusta al comportamiento reológico como elemento fundamental del fluido en estudio; el mismo se presenta como fluido no newtoniano y sigue el modelo de Herschel –Bulkley para plásticos reales.



CAPÍTULO 3 ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

3.1. Introducción

En este trabajo se ha profundizado en la investigación de las propiedades de la pulpa laterítica cruda y precalentada en la empresa Pedro Sotto Alba, basándose en el experimento y estudio de sus principales características de transportación; pudiendo determinar así el uso de modelos matemáticos específicos que se ajusten al fluido estudiado. En este capítulo se hará el análisis de los resultados arrojados durante el estudio de la pulpa laterítica, por lo que se define como **objetivo** del mismo:

El análisis de la influencia de la temperatura y el porcentaje de sólido que contiene la pulpa laterítica cruda y precalentada además de la interpretación de los resultados del experimento reológico, todo lo antes mencionado tributando a los modelos matemáticos expuestos en el capítulo 2, así como la valoración económica para las condiciones de transporte del fluido, además de los efectos que pudiera ocasionar la instalación al medio ambiente, puesto que en los últimos años se ha despertado una gran conciencia ecológica y el sentir de la necesidad imperiosa de preservar la naturaleza.

3.2. Caracterización físico-química de la pulpa laterítica utilizada en el diseño de experimento

3.2.1. Composición química de las suspensiones lateríticas

Como se explicó en el capítulo anterior las muestras seleccionadas para los experimentos fueron en la línea de 18 pulgadas (457,2 mm), donde se trasiega la pulpa cruda desde la Planta de espesadores hasta Lixiviación y en la línea de 6 pulgadas (152,4 mm) donde se transporta la pulpa precalentada desde la salida de los tanques de almacenamiento hasta la succión de las bombas de alta presión Wirth. En la figura 3.1 se plasman las características de las muestras seleccionadas para el experimento.



Tabla 3.1. Composición química de las muestras seleccionadas para el experimento

Elemento (%)	Muestras	
	Pulpa cruda Línea 18"	Pulpa Precalentada Línea 6"
Ni	1,22	1,21
Co	0,115	0,112
Fe	43,2	43,1
Mg	1,72	1,61
Al	4,42	4,44
SiO ₂	6,39	6,52
Cr	1,56	1,57
Mn	0,74	0,73
Cu	0,028	0,028
Zn	0,036	0,036
Ni + Co	1,335	1,322

Como puede apreciarse esta pulpa posee un alto contenido de hierro, característica típica de las lateritas cubanas, en las que abundan los óxidos de hierro (Agyei, 2006). En cada muestra todos los elementos se encuentran dentro de los dominios del proceso productivo y los parámetros óptimos para la operación de la planta.

3.2.2. Análisis granulométrico

Las distribuciones granulométricas que se muestran en las figuras A 3.1 y 3.2 (ver figura A.3.1y 3.2 del anexo) para cada una de las muestras, se determinaron en un analizador de tamaños de partículas del tipo "Analysette 22" COMPACT, el cual permite obtener fracciones de partículas menores de 0,045 mm (325 mallas), que no pueden ser determinadas mediante el uso de tamices y que ejercen un efecto importante sobre el comportamiento de estas pulpas. En tanto los resultados del



análisis de distribución de tamaño de partículas minerales realizado se asemejan a lo plasmado por Pérez (2010), donde plantea que la pulpa cruda de laterita posee un 30 % de partículas mayores de 0,045 mm.

Características del grosor

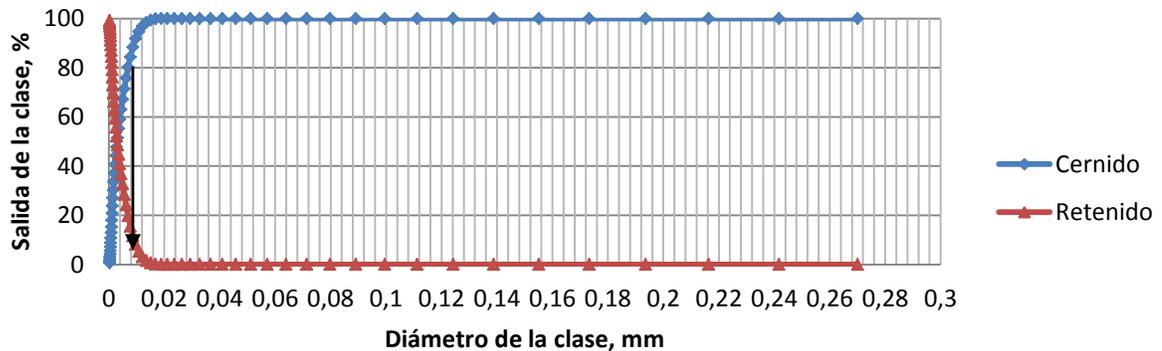


Figura 3.1. Diámetro del tamaño de partícula.

Como puede apreciarse en la figura 3.1 en la pulpa existe un predominio de las fracciones finas de forma general y el D_{80} se corresponde con el diámetro de partícula igual a 0,006872 mm aproximadamente 7 μm , lo cual indica que el 80 % de la muestra presenta un diámetro inferior a este valor, por tanto, las partículas más finas son mayoritarias y determinan la velocidad de sedimentación de este mineral, así como su comportamiento reológico, es decir, las partículas de todos estos materiales tienen un comportamiento propio de sistemas polidispersos.

3.3. Resultados experimentales de la reología en pulpa cruda y precalentada

La comprensión de la reología en las suspensiones lateríticas tiene gran uso práctico en relación con sus parámetros de flujo al transportarlos a través de las tuberías. El interés por el tema va acentuado debido a la creciente explotación de suspensiones con grandes concentraciones de sólidos en la industria minero-metalúrgica de Moa. A partir de las mediciones reológicas de la pulpa cruda y precalentada se obtuvieron los resultados mostrados en la tabla 3.2 y 3.4 respectivamente, en las mismas se recogen la dependencia entre el esfuerzo de corte y el gradiente de velocidad para diferentes porcentajes de sólidos (37, 40, 43, 46 y 48 %) y a la temperatura ambiente



(28 °C). (ver las otras mediciones reológicas en las tablas A.3.4 a A.3.18 en anexos, para temperaturas de 28, 40, 50, 60, 70, 80 y 90 °C y sólidos de 37, 40, 43, 46 y 48 %)

3.3.1. Resultados del análisis reológico en la pulpa cruda

Luego de haber realizado las mediciones reológicas a las muestras de pulpa cruda en la línea de 18 pulg. (457,2mm), se obtuvieron los siguientes valores de esfuerzos de corte y gradiente de velocidad, todo esto para 37%, 40%, 43%, 46% y 48% porcientos de sólidos y manteniendo constante la temperatura a 28° C.

Tabla 3.2. Resultados obtenidos del estudio reológico a la pulpa cruda.

Gradiente de velocidad (1/s)	Esfuerzo cortante (Pa) T = 28° C				
	37 %	40%	43%	46 %	48%
231,6	99,81	143,3	206	300,2	417,4
139	84,84	120,2	178,2	255,9	364,7
83,3	67,59	100	146,5	215,2	305,7
58,43	58,17	86,43	127,6	184,8	259,5
29,92	44,02	63,61	90,6	135,2	185,5
17,93	34,5	49,67	72,92	105,4	147,8
10,7	25,96	36,67	55,15	80,97	108,4
6,45	19,25	27,53	40,72	63,06	83,86

Al representar gráficamente los datos experimentales de gradiente de velocidad (γ) contra esfuerzo de corte (τ) se trazaron las curvas de flujo mostradas en la figura 3.1; las mismas permiten realizar el ajuste de los datos mostrados en la tabla 3.2.

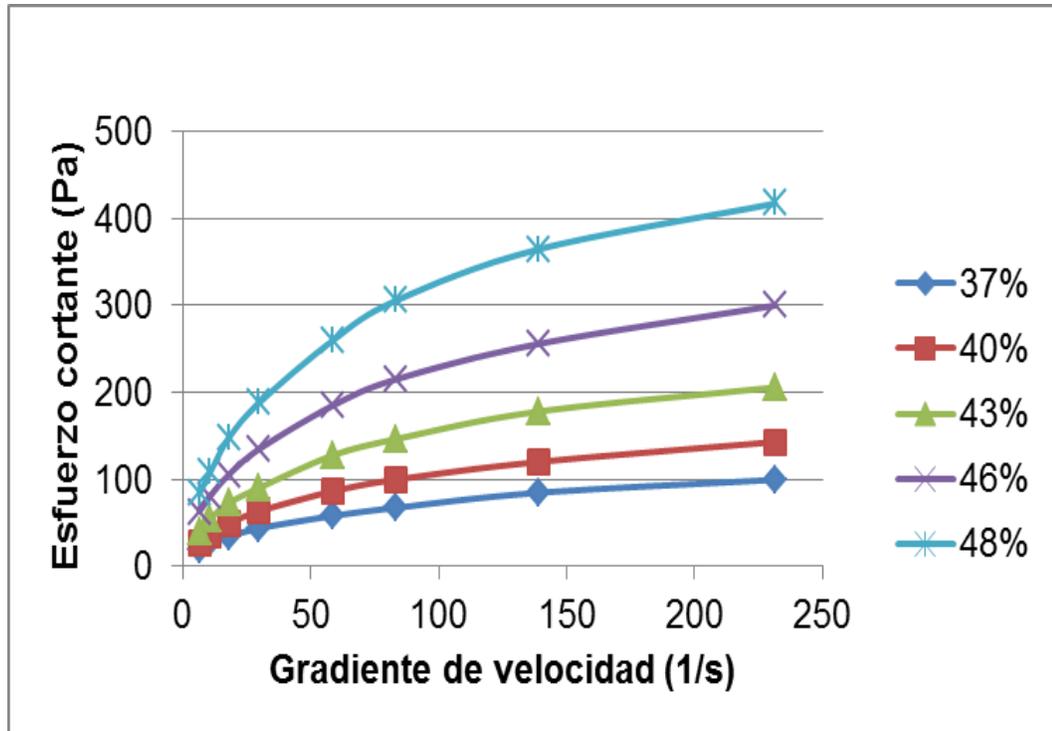


Figura 3.2. Curvas de flujo de la pulpa cruda a 28°C a diferentes porcentajes de sólidos.

La figura 3.2 describe el comportamiento típico de las suspensiones no newtonianas. A medida que aumenta la concentración de sólidos, los esfuerzos corte (τ) se incrementan, al igual que el valor de las viscosidades aparentes para un valor fijo de gradiente de velocidad ($\dot{\gamma}$).

A partir del empleo de una aplicación informática se determinó la forma de la curva que dio lugar a los resultados experimentales que fueron ajustados al modelo Herschel Bulkley para plásticos reales, indicando la presencia de un esfuerzo de corte inicial.

Tabla 3.3. Parámetros reológicos según el Modelo de para la pulpa cruda a diferentes porcentajes de sólidos y temperatura ambiente.



% Sólidos	$\tau = \tau_0 + K\gamma^n$			
	τ_0	K	n	R
37	4,75	12,42	0,63	0,9992
40	6,79	13,45	0,55	0,9980
43	8,37	14,41	0,52	0,9901
46	14,39	15,5	0,47	0,9989
48	17,59	16,61	0,40	0,9975

Los cambios en las constantes reológicas se produjeron tal y como se esperaba, pues los valores de esfuerzo de corte inicial y el índice de consistencia másico (K) aumentaron mientras que los valores de índices de flujo (n) disminuyeron con el incremento de la concentración de fase sólida en la suspensión.

3.3.2. Resultados del análisis reológico en la pulpa precalentada

Se realizaron las mediciones reológicas de la muestra de pulpa precalentada tomadas en la línea de 6 pulgadas (152,4 mm) a la descarga de la bomba Denver 5x4, a un valor de por ciento fijo, en este caso se escogió 40 % de sólidos por ser este el valor que se obtiene con más frecuencia en la pulpa precalentada bajo condiciones actuales de operación y a diferentes temperaturas (28°C, 40°C, 50°C, 60°C, 70°C, 80°C y 90°C), para analizar la influencia de la misma sobre los parámetros reológicos.

Tabla 3.4. Resultados obtenidos del estudio reológico de la pulpa precalentada.

Gradiente de velocidad (1/s)	Esfuerzo cortante (Pa) 40 %						
	28°C	40°C	50°C	60°C	70°C	80°C	90°C
231,6	140,55	108,73	82,75	65,12	52,36	39,46	32,37
139	115,91	85,04	62,79	50,42	40,23	29,87	24,41
83,3	93,14	66,51	48,75	39,5	30,8	23,02	18
58,43	79,35	54,91	41,34	32,74	25,41	19	15
29,92	60,07	40,54	30,69	23,74	18,09	13,07	10



17,93	46,77	31,93	23,89	17,93	13,39	9,9	7,4
10,7	37,73	25,72	18,93	13,61	10	7,48	5,5
6,45	28,66	20,22	14	10,18	7,74	5,5	4

Al representar gráficamente la relación entre el esfuerzo cortante (τ) y el gradiente de velocidad ($\dot{\gamma}$) presentados en la tabla 3.4, se obtuvieron las curvas de flujo representadas en la figura 3.2.

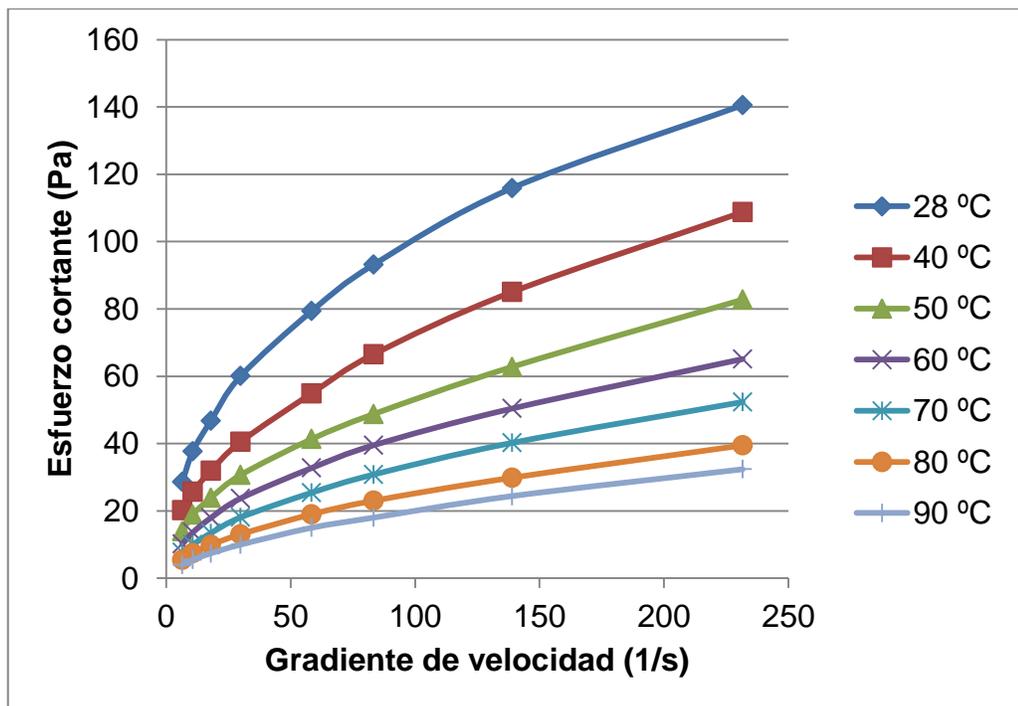


Figura 3.3. Curvas de flujo para la pulpa precalentada a 40% de sólidos y diferentes temperaturas.

Las curvas obtenidas también describen el comportamiento típico de las suspensiones no newtonianas, ajustándose al modelo de Herschel Bulkley para plásticos reales. Se observa que a medida que aumenta la temperatura el esfuerzo cortante disminuye, al igual que la viscosidad del fluido.

Se confirma entonces que a altas temperaturas las propiedades plásticas de la pulpa laterítica tienden a disminuir, presentando un comportamiento menos viscoso, de ahí



que los problemas de alta viscosidad que en ocasiones se presenta con las pulpas lateríticas ocurren a temperatura ambiente (Pérez L.,2004; Pérez L. et. al., 2008).

Tabla 3.5. Parámetros reológicos según el Modelo de Herschel Bulkley para la pulpa precalentada a 40 % de sólidos y a diferentes valores de temperaturas (28, 40,50, 60, 70, 80 y 90°C).

Temperatura(°C)	$\tau = \tau_0 + K\gamma^n$			
	τ_0	K	n	R
28	2,776	12,118	0,45	0,9987
40	2,438	6,983	0,47	0,9967
50	1,936	5,509	0,50	0,9956
60	1,8	3,059	0,55	0,9994
70	1,499	1,742	0,60	0,9907
80	1,099	1,433	0,63	0,9997
90	0,697	0,739	0,70	0,9921

Como se aprecia en la tabla 3.4 los valores de los esfuerzos cortantes e índice de consistencia másica K disminuyeron. Los valores del índice de flujo aumentaron, evidenciándose que a medida en que aumenta la temperatura, la viscosidad aparente de la pulpa disminuye, y este es el comportamiento típico esperado en la mayoría de los líquidos y suspensiones.

3.4. Determinación de la potencia requerida para el bombeo de la pulpa

El sistema de bombeo de la pulpa que alimenta al proceso de Lixiviación Ácida a Presión está compuesto por bombas centrífugas Denver 10x8 (reforzadoras), estas son las encargadas de succionar la pulpa cruda por medio de una línea de 18" (457,2mm) de la planta de espesadores y solo entran en funcionamiento cuando existe déficit en la planta de lixiviación por lo que no se controlan los principales parámetros de operación de la misma. También existen las bombas centrífugas Denver 5x4, cuya función es succionar la pulpa precalentada a la salida de los



tanques de almacenamiento y donde cuya descarga constituye la succión de las bombas de alta presión Wirth. Las características particulares de cada una de estas bombas se presentaron en el Capítulo 2.

Los cambios energéticos requeridos para transportar esta pulpa 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. Como bien se mencionó en el epígrafe anterior los resultados de las mediciones reológicas obtenidos, revelaron que la pulpa laterítica cruda y precalentada responde a un modelo de Herschel Bulkley, que representa a los plásticos reales.

Como se ha mostrado en el capítulo anterior, la metodología empleada para la determinación de la potencia necesaria en bombas que transporten fluidos residuales es la que plantea en su tesis doctoral Humberto Gardea Villegas 2008, basándose en Levenspiel O.1986.

En los cálculos se mantuvieron las condiciones reales del sistema y se escogió un flujo nominal por diseño para esta bomba Denver 10x8 de 2000 gpm ($0,126 \text{ m}^3/\text{s}$) y en el caso de la bomba Denver 5x4 se escogió un flujo nominal de 500 gpm ($0,0315 \text{ m}^3/\text{s}$).

3.4.1. Determinación de la potencia requerida teniendo en cuenta los parámetros reológicos de la pulpa cruda a diferentes porcentos de sólidos y 28°C de temperatura

Los datos del sistema de bombeo de la pulpa cruda se muestran a continuación.

Tabla 3.6. Datos del sistema de bombeo de la pulpa cruda en la línea de 18" (457,2mm).

Datos	Valor
Diámetro (m)	0,457
Longitud de tubería (m)	430,0



Pérdidas totales	10,84
Flujo volumétrico (m ³ /s)	0,126
Área (m ²)	0,1639
ΔH (m)	9,950

Teniendo en cuenta los datos del sistema que se presentan en las tablas 3.6 se aplicó el Balance de Energía Mecánica según las ecuaciones de la metodología plasmada en el capítulo anterior.

1^{er} Modelo: Bingham Plástico

Tabla 3.7. Resultados del BEM teniendo en cuenta los parámetros reológicos de la pulpa cruda.

% Sólidos	Velocidad (m/s)	Re	He	f Darcy	Hf (m)	Hb (m)	Pot (kW)
37	0,7685	4691,04	952028,8	0,52	14,72	24,70	73,18
40	0,7685	1311,42	75754,38	0,6	16,99	26,97	83,88
43	0,7685	585,20	21668,55	0,72	20,39	30,37	99,42
46	0,7685	573,95	36559,29	1,08	30,59	40,57	140,18
48	0,7685	303,52	7778,59	1,4	39,65	49,63	178,10

2^{do} Modelo: Seudoplástico simple

Tabla 3.8. Resultados del BEM teniendo en cuenta los parámetros reológicos de la pulpa cruda.

% Sólidos	Velocidad (m/s)	Re. gen	Fanning	f Darcy	Hf (m)	Hb (m)	Pot (kW)
37	0,7685	302,60	0,052	0,211	5,99	15,97	47,30
40	0,7685	172,24	0,092	0,371	10,52	20,50	63,76



43	0,7685	108,93	0,146	0,587	16,64	26,62	87,14
46	0,7685	98,66	0,162	0,648	18,37	28,35	97,97
48	0,7685	94,50	0,169	0,677	19,18	29,16	104,64

Siguiendo la metodología empleada por Gardea 2008, basándose en Levenspiel 1986 en que se plantea que la potencia requerida de bombeo con comportamiento Herschel Bulkley, debe estar comprendida entre los dos valores obtenidos al descomponer el sistema como Bingham plástico y seudoplástico simple; lo que permite la interpolación de los resultados arribados por ambos métodos, que se ilustran en la tabla 3.9.

Tabla 3.9. Resultados de la potencia requerida por ambos métodos.

Potencia (kW)					
Modelos	37 %	40 %	43 %	46 %	48 %
Bingham Plástico	73,18	83,88	99,42	140,18	178,10
Seudoplástico	47,30	63,76	87,14	97,97	104,64

Como se observa los resultados obtenidos en la tabla 3.9 se puede apreciar que a medida que aumenta la concentración de sólidos se requiere de mayor potencia en las bombas, es decir a valores más altos de contenido de sólidos las bombas necesita mayor potencia de bombeo debido al aumento de los valores de esfuerzos cortante y el índice de consistencia másico, tal y como se comprobó en las mediciones reológicas(ver tabla A.5.1 de los anexos). También a medida que la pulpa se vuelve más viscosa el índice de flujo disminuye por lo que se necesita mayor potencia para transportarla de un lugar hacia otro.

3.4.2. Determinación de la potencia requerida teniendo en cuenta los parámetros reológicos de la pulpa precalentada a diferentes temperaturas y 40 % de sólidos

En este caso se evaluó el sistema a diferentes valores de temperaturas (28, 70, 80 y 90 °C) y a 40 % de sólidos por ser este el valor que se obtiene con más frecuencia en



la pulpa precalentada bajo condiciones actuales de operación y también corresponde al valor promedio de contenido de sólidos de la pulpa precalentada según los datos históricos de la Planta de Lixiviación.

Tabla 3.10. Datos del sistema de bombeo de la pulpa precalentada en la línea de 6" (152,4mm).

Datos	Valor
Diámetro (m)	0,152
Longitud de tubería (m)	43,42
Pérdidas totales	9,35
Flujo volumétrico (m ³ /s)	0,032
Área (m ²)	0,018
ΔH (m)	7,75

Como se realizó en la pulpa cruda, se aplicó el cálculo del Balance de Energía Mecánica según las ecuaciones de la metodología plasmada en el capítulo anterior, teniendo en cuenta los valores expuestos en la tabla 3.10.

1^{er} Modelo: Bingham Plástico

Tabla 3.11. Resultados del BEM teniendo en cuenta los parámetros reológicos de la pulpa precalentada.

% Sólidos	T (°C)	Ve	Re	He	f Darcy	Hf (m)	Hb (m)	Pot (kW)
40	28	1,764	987,34	21443,64	0,16	4,01	13,45	15,48
	70	1,764	2949,07	45157,03	0,06	2,72	10,63	8,69
	80	1,764	4281,83	94396,63	0,068	3,08	10,99	8,38
	90	1,764	4453,10	83888,46	0,04	1,81	9,72	7,67



2^{do} Modelo: Seudoplástico simple

Tabla 3.12. Resultados del BEM teniendo en cuenta los parámetros reológicos de la pulpa precalentada.

% Sólidos	T (°C)	Ve	Re	Fanning	f Darcy	Hf (m)	Hb (m)	Pot (kW)
40	28	1,764	238,91	0,2679	1,072	9,76	21,56	17,12
	70	1,764	787,17	0,0203	0,081	3,77	11,68	9,22
	80	1,764	947,37	0,017	0,067	3,13	11,04	8,71
	90	1,764	1028,98	0,0082	0,0328	1,521	1,93	7,52

Según Levenspiel 1986 plantea que la potencia requerida del sistema de bombeo con comportamiento Herschel Bulkley debe estar comprendida entre los dos valores obtenidos al descomponer el sistema como Bingham plástico y seudoplástico simple, pudiéndose hacer una interpolación de los resultados arribados por ambos métodos, los mismo se muestran en la tabla 3.13.

Tabla 3.13. Resultados de la potencia requerida por ambos métodos.

Potencia (kW) a 40 % de sólidos				
Modelos	28°C	70°C	80°C	90°C
Bingham Plástico	15,48	8,69	8,38	7,67
Seudoplástico	17,12	9,22	8,71	7,52

Al observar la tabla 3.13 se puede apreciar que a medida que aumenta la temperatura se requiere menor potencia de bombeo y esto se debe precisamente a la influencia de la temperatura sobre los parámetros reológicos de la pulpa, puesto que los valores de esfuerzo cortante y viscosidad disminuyen, y así como los demás parámetros reológicos disminuyen al aumentar dicha temperatura, pudiéndose así transportar los mismos con mayor facilidad y por ende se hace menor el gasto de energía.



Se evidencia que los principales problemas en los equipos de bombeo en esta empresa se deben a la alta viscosidad que en ocasiones se presenta con las pulpas lateríticas que los mismos ocurren a temperatura ambiente. (Pérez L., 2004; Pérez L. et. al., 2008).

3.5. Obtención de las condiciones reales de operación del sistema de bombeo encargado de transportar la pulpa cruda

Las bombas reforzadoras Denver 10x8 utilizadas en la planta de Lixiviación para transportar la pulpa cruda desde la planta de espesadores por una línea de 18 pulgadas (457,2mm) y que son utilizadas siempre y cuando exista déficit de flujo en dicha planta, están expuestas a trabajar en condiciones inestables, debido a la concentración de sólidos y otras propiedades que contiene este fluido; es válido destacar que de estas bombas no se tienen controladas las características de trabajo durante su funcionamiento, es decir no tienen los equipos necesarios para controlar la capacidad de flujo que transportan (Flujómetro), siendo estas de gran importancia, porque de ellas también depende la productividad de la planta. En la figura 3.3 se representa el comportamiento de la curva de la red para diferentes porcentos de sólidos, así como el rendimiento y la curva de la bomba según su catálogo, a 1000 rev/min.

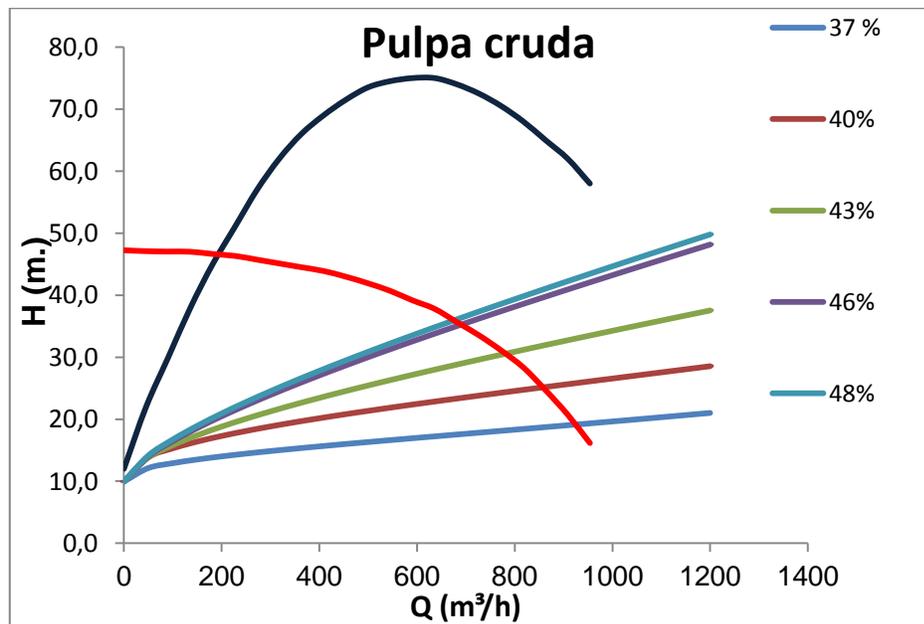




Figura 3.4. Curvas de la red a diferentes porcentos de sólidos, así como de rendimiento y la curva de la bomba a 1000 rev/min.

En la figura 3.4 se ofrecen consideraciones en cuanto a los porcentos de sólidos, o sea, que en la medida en que aumentan, la curva de la red se traslada hacia la izquierda; la pulpa aumenta su estructuración, volviéndose más viscosa, por tanto aumentan las resistencias en las bombas, disminuyendo así la capacidad de flujo de la misma. Cuando esto ocurre, las bombas necesitan de mejores parámetros de bombeo, como la potencia, el rendimiento, la presión y el gasto.

Luego de haber realizado disímiles cálculos experimentales y varios análisis a los parámetros reológicos a diferentes porcentos de sólidos y a temperatura ambiente en la pulpa cruda, se ha determinado que la misma es un fluido no newtoniano y que se ajusta un modelo de Herschel Bulkley para plásticos reales, por lo que basándose en este estudio se puede determinar las condiciones de trabajo de la bomba centrífuga encargada de transportar dicho fluido. En la figura 3.4 se hace referencia sobre cómo se determinaron los mismos.

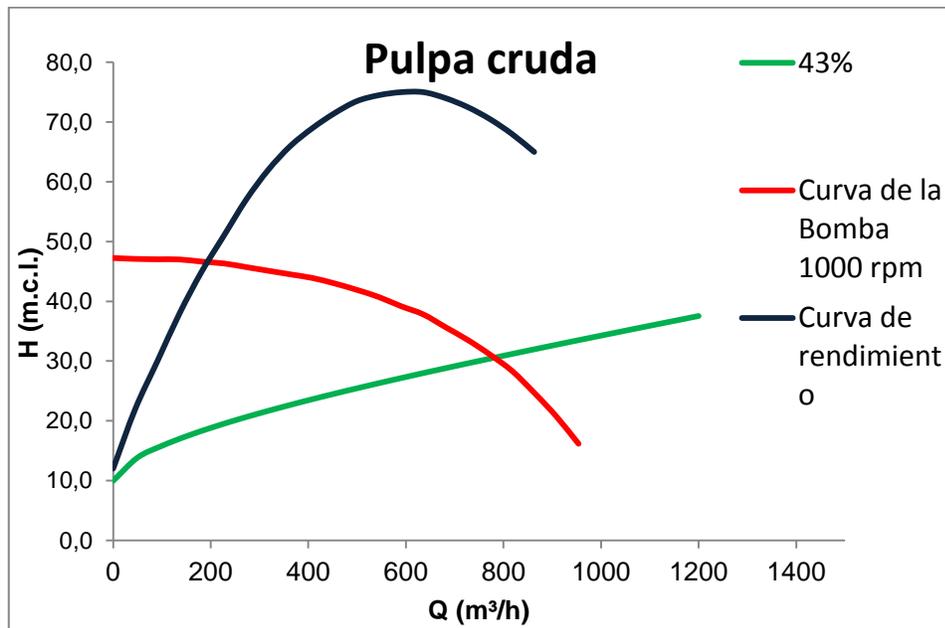


Figura 3.5. Curva de la bomba, de rendimiento y de la red a 43% de sólidos y 28⁰ C de temperatura.



Realizando un análisis de la figura anterior se puede decir que la bomba Denver 10x8 según las condiciones y características que posee la pulpa cruda que transporta, esta analizada en acápite anteriores, se pueden determinar los parámetros reales de operación, la bomba según el cálculo, indica que trabajando a 43 % de sólidos y temperatura ambiente (28 °C) transporta una capacidad de flujo de 760 m³/h (3340 gpm) con una altura de 32 m aproximadamente y todo con un nivel de eficiencia de 71 %. Es válido resaltar que estas bombas están trabajando en niveles de sobre explotación, puesto que están transportando una capacidad mayor a la que ellas traen por diseño y lo hacen con niveles considerables de rendimiento.

3.5.1. Obtención de las condiciones reales de operación del sistema de bombeo encargada de transportar la pulpa precalentada

Según los parámetros de operación de la bomba Denver 5x4 encargada de transportar la pulpa precalentada en la planta de lixiviación refleja que esta no está trabajando en su máximo niveles de eficiencia ya que la misma según los parámetros de diseño debe de transportar 500 gpm (0,032 m³/s) a 1275 rev/min, sin embargo no se tiene en cuenta que la misma está transportando un fluido con 40 % de sólido aproximadamente a una temperatura de 80 °C, en el cual estos parámetros tienen gran influencia sobre el comportamiento de dichas bombas. En la figura 3.5 se presenta la curva de la red a diferentes valores de temperaturas (28, 70, 80 y 90 °C) y en relación con las revoluciones por minutos el cual debe estar funcionando el equipo así como la curva de rendimiento expuesta en el catálogo de la misma. También debemos destacar que se hicieron varios análisis del punto de operación de la bomba para 46 y 48% de sólidos y a diferentes temperaturas como 28, 70, 80 y 90 °C para analizar la influencia de estos en el sistema de bombeo. (ver figura A.5.1 y A.5.1 de los anexos).

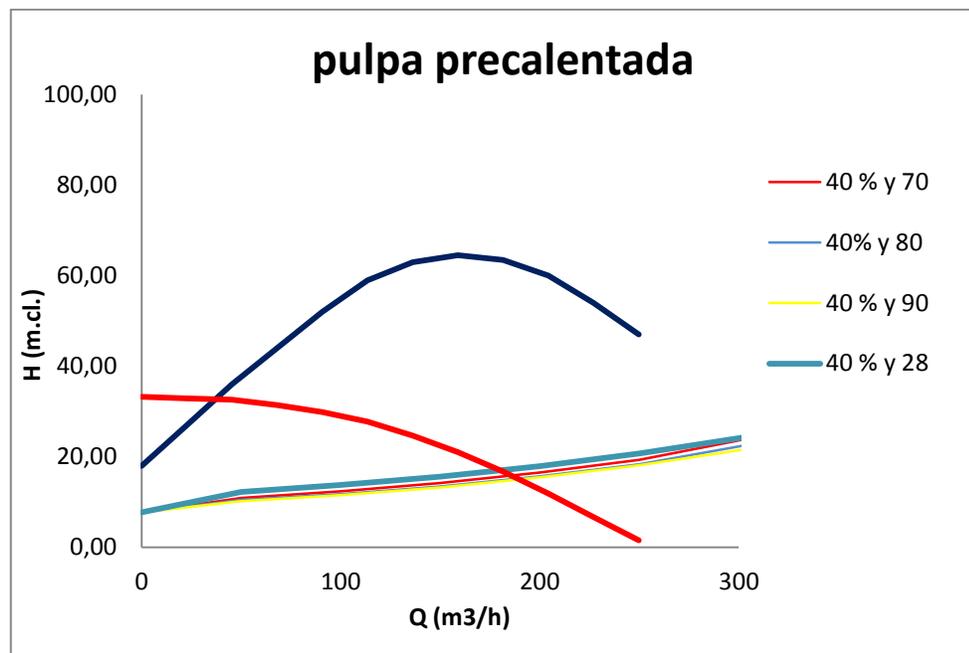


Figura 3.6. Curva de la bomba, de la red a diferentes valores de temperatura y de rendimiento.

Como se puede apreciar, los valores de temperaturas a un porcentaje de sólido constante (40 %) no influyen con gran determinación en el rendimiento de estas bombas centrífugas puesto que su capacidad de trabajo en el punto de operación varía muy poco, desde 170 a 175 m³/h (748 y 770 gpm) y manteniendo el rendimiento de la misma en 60 y 61 % aproximadamente.

En la figura 3.7 se presentara el mismo gráfico de curva de la bomba, curva de rendimiento y las curvas de la red, pero manteniendo constante la temperatura a 80°C y variando los porcentos de sólidos en un rango de 40, 43 y 46 %.

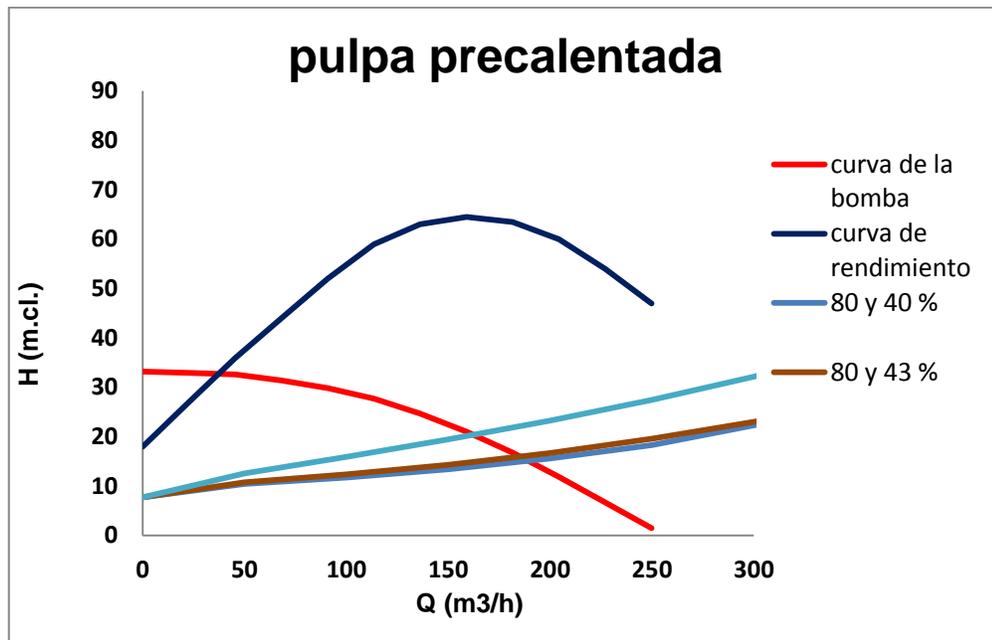


Figura 3.7. Curva de la bomba, rendimiento y de la red a diferentes porcentajes de sólidos (a 80 °C de temperatura y a 40, 43 y 46% de sólidos).

A medida que se aumentan los porcentajes de sólidos las resistencias también aumentan, por lo que la bomba reduce su capacidad de flujo pero lo hace con mejores valores de rendimiento, siendo este un punto a valorar a la hora de su análisis; también se puede notar que el cambio o variación del porcentaje de sólido influye con mayor rigor sobre estos equipos de bombeo que transportan fluidos con viscosidades relativamente elevadas, donde la temperatura es la que hace posible que los mismos fluyan con mayor facilidad.

Según el análisis reológico realizado a la pulpa laterítica cruda, el cual es un fluido no newtoniano que se ajusta a un modelo de Herschel Bulkley para plásticos reales y empleando la metodología plasmada en el capítulo 2, se han representado en la figura 3.7 las condiciones actuales de operación que presentan las bombas utilizadas para el trasiego de dicho fluido.

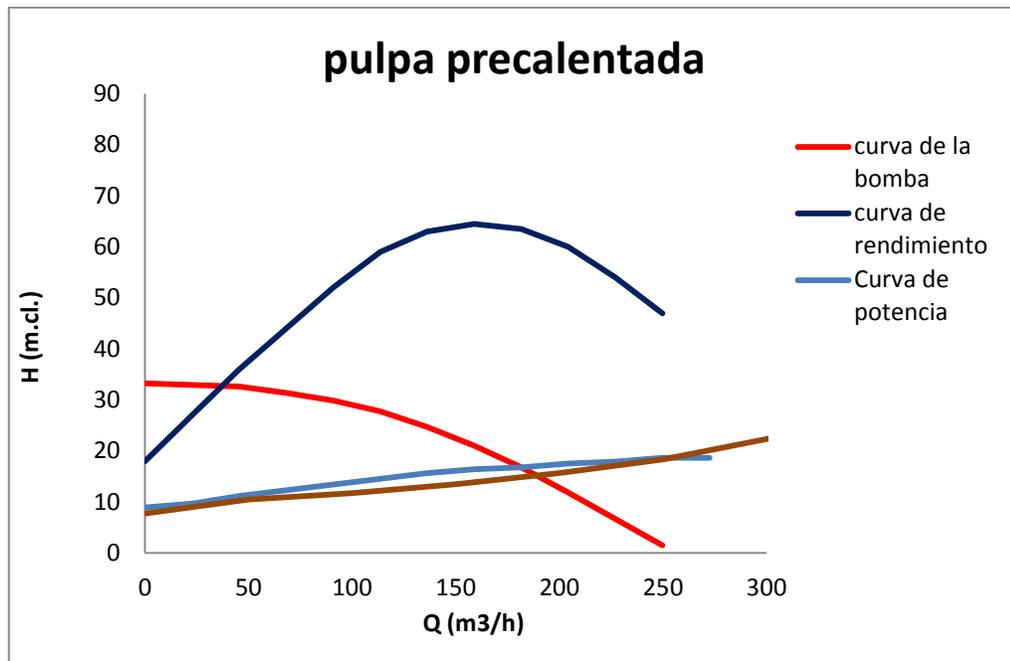


Figura 3.8. Curvas que determinan los regímenes de operación actual del sistema de bombeo teniendo en cuenta que es un fluido no newtoniano ajustada a un modelo Herschel Bulkley.

Estas bombas Denver 5x4 encargas de transportar pulpa precalentada en la planta de lixiviación, trabajando a 40% de sólido y a 80 °C de temperatura aproximadamente (condiciones que se registran históricamente en la planta), deben transportar un flujo volumétrico de 170 m³/h (748 gpm.), a una altura de 17 m, con un rendimiento de 60 % y una potencia aproximadamente de 19 kW; todo esto según el punto de operación de la instalación y basándose en los parámetros reológicos para plásticos reales. Es importante resaltar que estas bombas están trabajando por encima del caudal de diseño (500 gpm), esto se debe a las emboladas por minutos en que estén funcionando las bombas de alta presión Wirth, porque la descarga de estas bombas 5x4 constituye la succión de las Wirth.

Según el punto de operación real expuesto anteriormente el flujo de 170 m³/h (748 gpm) se cumple cuando las bombas Wirth que funcionan con motores eléctricos trabajan a 52 emboladas por minutos aproximadamente y transportando un fluido de 40 % de sólidos, para la bombas Wirth que funcionan con turbinas, las emboladas



son menores 44 con un flujo de 620 gpm aproximadamente. Teniendo en cuenta estas consideraciones se infiere que las bombas Denver 5x4 están trabajando a un régimen de sobreexplotación, que ocasiona averías continua de sus partes y componentes.

3.6. Valoración económica

Una gran parte de los gastos capitales durante el transporte, lo constituyen los gastos de energía eléctrica, su economía es una de las direcciones estratégicas de la producción en la actual etapa. Una correcta selección y organización en la explotación del equipamiento de bombeo en régimen económico permite el ahorro de la energía eléctrica y aumentar la efectividad del transporte de fluidos, teniendo siempre presente los problemas que esta puede causarle al medio circundante (Laurencio, 2004).

3.6.1. Costos en la pulpa precalentada

La Planta de Lixiviación está compuesta por cinco trenes que deben procesar y lixiviar entre 8000 y 10 000 t/día de mineral como promedio; los cuales se han visto afectadas por problemas técnico-operacionales y averías en el sistema de bombeo, en este caso se realiza un análisis de las principales averías que presentan las bombas Denver 5x4 encargadas de mantener un flujo continuo a las bombas de alta presión Wirth, así como su influencia en la productividad de la planta.

En la tabla 3.14 se precisa de un resumen de las principales averías ocurridas en el sistema de bombeo de la planta de Lixiviación en el período del año 2013.

Tabla 3.14. Principales averías en el período 2013

Principales averías	tiempo, h	Pérdidas, t	%
Avería entredós	6,000	47,110	0,150
Avería filtro	1.000	19.990	30.2
cheque calzado	483,333	9777,820	31,033
espárragos partidos	148,550	3477,440	11,037



Avería PU	328,150	4918,270	15,610
Disparo PU	13,450	186,010	0,590
Instrumentación	8,250	93,580	0,297
Fugas	66,713	1197,570	3,801
Espárragos flojos	1,417	21,030	0,067
Ponche línea calibración	29,533	10,960	0,035
Avería válvula	4,750	140,880	0,447
Avería codo	6,917	157,950	0,501
Avería tenedor descarga	7,500	484,000	1,536
Avería revestimiento	4,250	349,920	1,111
Avería motor	25,033	825,750	2,621
Avería línea de aire	14,250	132,120	0,419
Avería eléctrica	5,433	94,020	0,298
Ponche reducido succión	0,333	6,520	0,021
Avería Cameron	0,950	66,660	0,212
Total	13 34,097	22 007,82	100,000

De esta manera se demuestra que las principales averías están dadas por los niveles de sobrecarga a la que operan realmente estas bombas DENVER 5x4 del total de averías. Es notable que el total de averías ocurridas en la planta en el período comprendido, demuestre el elevado valor de pérdidas de productividad, que representa 22 007,82 t de mineral perdidas en el año 2013.

3.6.2. Costos en la pulpa cruda

El análisis de la relación de los costos del proceso de transporte de pulpa, garantiza el establecimiento de las condiciones donde los costos del proceso sean mínimos, es



decir, no se establecerían parámetros erróneos que aumentarían el gasto de energía y disminuirían el rendimiento de la instalación.

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, se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$C_{bom} = \frac{t_{el} \cdot t_t}{\eta_m \cdot \eta_{b \cdot L}} \cdot P_H \cdot 10^{-3} \quad (3.1)$$

Donde

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)

Según Hernández, (2015) y Paumier, (2014); para un 46 % de sólido, a 1000 rev/min y 92 kW las bombas Denver 10x8 necesitan 6 horas con 15 minutos para bombear el caudal de diseño, que es de 454 m³/h, equivalente a un consumo de 565,8 kWh; sin embargo después de haber realizado el estudio de transportación de este fluido bajo las mismas condiciones (46 % de sólidos y temperatura ambiente de 28⁰C) se ha podido determinar que estas bombas reforzadoras necesitan una potencia de aproximadamente de 140 kW para garantizar el trasiego del caudal de diseño en los mejores niveles de eficiencia, garantizando un consumo de 140 kWh y reduciendo el consumo a 425,8 kWh, que esto al año representa un ahorro por energía eléctrica de 391 650 CUC/año.



El costo de bombeo de la bomba al año según la fórmula 3.1 y tomando como referencia los datos por diseño de la misma con 92 kW de potencia está comprendido entre los 235 060 CUC/año, sin embargo cuando tomamos los datos reales por los cuales está funcionando el equipo y con la potencia que requiere el mismo, de 140 kW el costo de bombeo se reduce a 190 773 CUC/año, por lo que valorando los resultados obtenidos hay un consumo innecesario de 44 287 CUC/año el cual repercute de manera considerable en el gran proyecto de eficiencia energética que se traza la instalación, esto se debe a que los parámetros requeridos de operación varían considerando el porcentaje de sólidos y la temperatura como principales parámetros a valorar en estas pulpas lateríticas.

3.7. Impacto ambiental

La protección del medio ambiente, es uno de los problemas científico - técnicos más complejos que enfrenta la humanidad actualmente. El desarrollo vertiginoso de la industria en los últimos años, ha llevado a niveles sin precedentes la contaminación de la atmósfera y las aguas con sustancias nocivas al hombre, los animales y plantas.

En el proceso de la actividad productiva, el hombre actúa como un factor decisivo provocando cambios considerables en la naturaleza por lo que, realizando un análisis del impacto medioambiental se percibe que la máquina no está expensa a los efectos que pudiera ocasionar ser humano.

Las bombas por las características que poseen tienen grandes consecuencias, puesto que el ruido que genera produce esfuerzo de la emisión de la voz, esfuerzo intelectual que puede provocar situaciones de inseguridad, mareos, vómitos y otras alteraciones en el sistema nervioso, además las vibraciones traen consigo grandes problemas como, lesiones en las articulaciones que provocan dolores y limitaciones en los movimientos, estas afectaciones degenerativas se manifiestan en las radiografías, provocan trastornos vasculares, principalmente con falta de sensibilidad en los dedos y trastornos digestivos.



También el personal que opera directamente con la máquina está expuesto al desprendimiento de cualquier componente de la máquina tales como derrame de pulpa, averías en la red de tuberías, rotura de algún perno, problemas en las válvulas de seguridad, entre otras, por las siguientes razones estas personas deben preservarse más y cumplir estrictamente con las exigencias de la planta, es decir, usar los medios de seguridad, puesto que en una violación pueden ser los máximos damnificados.



3.8. Conclusiones del capítulo

- La pulpa laterítica cruda y precalentada presenta un comportamiento de plásticos reales ya que disminuye su viscosidad con el incremento del gradiente de velocidad; el cual teniendo en cuenta los resultados de los experimentos reológicos se ajusta a un modelo de Herschel Bulkley.
- La variación de los porcentos de sólidos y de temperaturas tienen gran influencia sobre los parámetros reológicos que se presentan en estas suspensiones lateríticas.
- Se demostró que la potencia que requiere la bomba se incrementa cuando aumenta el porciento de sólido en las suspensiones lateríticas, de igual manera disminuye con el incremento de la temperatura a un mismo valor de porciento de sólido.

CONCLUSIONES GENERALES

1. La pulpa laterítica cruda y precalentada de acuerdo con los resultados de los experimentos reológicos presentan propiedades plásticas, ajustándose a un modelo de Herschel Bulkley para plásticos reales.
2. Se demostró que la potencia que consume la bomba se incrementa cuando aumenta el porcentaje de sólido en la suspensiones lateríticas, de igual manera disminuye con el incremento de la temperatura a un mismo valor de porcentaje de sólido, esto porque disminuyen propiedades como viscosidad, densidad, entre otras, además de que el esfuerzo de corte que debe vencer para poder fluir se hace más pequeño.
3. Las bombas Denver 5x4 encargadas de transportar pulpa precalentada, trabajando a 40% de sólido y a 80 °C de temperatura aproximadamente (condiciones que se registran históricamente en la planta) deben transportar un flujo volumétrico de 170 m³/h (748 gpm.), a una altura de 17 m, con un rendimiento de 60 % y una potencia aproximadamente de 19 kW; según los parámetros reológicos obtenidos para plásticos reales.
4. La bomba Denver 10x8 (reforzadora) según las condiciones y características que posee la pulpa cruda que transporta, los parámetros reales de operación indica que trabajando a 43 % de sólidos y temperatura ambiente (28 °C) transporta una capacidad de flujo de 760 m³/h (3 340 gpm) con una altura de 32 m aproximadamente con un rendimiento de 71 %.
5. Se demostró que hay un costo de bombeo innecesario de 44 287 CUC/año, el cual repercute de manera considerable en los consumos energéticos de la instalación, esto se debe a que no se mantienen los parámetros requeridos de operación en el sistema de bombeo (potencia necesaria), considerando el porcentaje de sólidos y la temperatura como principales parámetros a valorar en estas pulpas lateríticas.



RECOMENDACIONES

1. Considerar en futuras investigaciones, la obtención de las propiedades reológicas de estas suspensiones lateríticas en función de los factores que influyen en su comportamiento; que permita establecer el cálculo de balance de energía mecánica según el modelo que se ajusta el fluido en estudio.
2. Garantizar la instrumentación necesaria para controlar los principales parámetros de operación del sistema de bombeo de pulpa cruda en la planta de lixiviación (bomba reforzadora 10x8 de la línea de 18 pulgadas); puesto que la misma tiene gran importancia, porque de ellas también depende la productividad de dicha planta.



REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Caldiño, V. y. S., M., (2004). Estudio experimental con mezclas agua-sedimentos orientado al cálculo de flujos de lodos. 7mo Congreso Internacional de Ingeniería Hidráulica. Morelos, México.
2. Cerpa, A. y. G., L., & La Habana. (1998). Propiedades superficiales y reológicas de suspensiones minerales lateríticas. Evento Metalurgia 98, La Habana.
3. Da Silva, F., Guimaraes, D. y Gasparetto. (2005). Rheology of acerola juice, effects of concentration and temperature. Science and Alimentary Technologic, 25(1) 121-126.
4. Dak, M., Verma, R. y Jaaffrey, S. (2007). Effect of temperatures and concentration on rheological properties of kesar. Journal of Food Engineering, 28(4) 1011-1015.
5. De la Paz. (2002). Uso de la reología en la evaluación de la jalea dentífrica fluida. Revista Cubana de Farmacia, 36(1) 21-27.
6. Díaz, G. A. (1989). Manual de Hidráulica Aplicada (E. ISPJAM Ed.). Santiago de Cuba.
7. Garcell, L. (1993). Composición mineralógica de las suspensiones de limonita de Moa, en períodos de sedimentación normal y crítica.
8. Informe investigativo. I. ISPJAM, Facultad de Ingeniería química.
9. Garcell L., A. D. y. G. S. (1988). Transferencia de cantidad de movimiento, calor y masa (E. P. y. Educación Ed.). Ciudad de La Habana.
10. Garcell, L. R. (2001). Flujo por tuberías de suspensiones minerales no newtonianas. Departamento de Ingeniería Química. Facultad de Ingeniería Química. Universidad de Oriente. Santiago de Cuba. .
11. Garcell, P. R., Cerpa A. (1992). Caracterización reológica de las pulpas de limonita de Moa. Revista Tecnología Química, 1, 63-68.
12. García, F. (2003). Factor de fricción para flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías horizontales para régimen laminar y turbulento. (Tesis de Doctorado), Universidad Central de Venezuela, Facultad de Ingeniería.
13. Gardea, V. H.-. (2008). "Dos propuestas para el proyecto del bombeo de fluidos no newtonianos". Ingeniería, Investigación y Tecnología, 9 No.2 17-26.



14. Gardea, V. H. (2008). Bombeo de fluidos no newtonianos. Casos de los lodos residuales. (Tesis Doctoral), Universidad nacional Autónoma de México. México.
15. Haoulo, M., García, F. y Soto, J. (2005). Gradiente de presión de flujo de gas y líquido en tuberías horizontales considerando el efecto de las propiedades de mezcla. *Revista de la Facultad de Ingeniería*, 20(4) 102-113.
16. Hernández R. G., M. R. R., Durán A.C y Pérez A.O, & (2015). Eficiencia energética en sistemas de bombeo de hidromezclas. . *Minería y Geología.*, v.31 n.3, 109-127.
17. Izquierdo P. R., K. N. A. (1989). Investigaciones de los parámetros y regímenes de hidrotransporte de las pulpas lateríticas aplicables a las condiciones de explotación en la empresa Moa Nickel S.A., Holguín, Cuba. *Minería y Geología*, v.12 n.1.
18. Izquierdo, P. R., Nicolaev, A.K. (1995). Investigación de los parámetros y regímenes racionales de hidrotransporte de las pulpas lateríticas aplicables a las condiciones de explotación de la empresa Cmdte. Pedro Sotto Alba. No.1 57-59.
19. Izquierdo, R., Turro, A. y Nikolaev, A. (2001). Hidrotransporte del mineral laterítico en régimen estructural. *Minería y Geología*, 18(2) 53-59.
20. Laurencio, H. (2007). Método de cálculo para el transporte de emulsiones de petróleo pesado por tuberías. . (Tesis de Maestría,), Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, Cuba.
21. Laurencio, H. (2007). "Propiedades reológicas de emulsiones de petróleo pesado en agua". ENERMOA, ISMM, Moa, Cuba.
22. Laurencio, H. y. D., Y. (2008). Comportamiento reológico de emulsiones de petróleo pesado en agua". *Ingeniare, Revista Chilena de ingeniería.*, 16 (2), 244-250.
23. Legrá, P.A. (2014). Eficiencia energética de los accionamientos con bombas en los tanques E y F de la Planta de Espesadores perteneciente a la Empresa Pedro Sotto Alba. (Trabajo de Diploma en opción al título de Ingeniero Eléctrico) Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, Cuba.
24. Levenspiel, O. (1986). *Engineering flow and heat exchange*. NY, London, Plenum Press.



25. Nekrasov, B. (1968). Hidráulica (E. MIR. Ed.). Moscú, URSS.
26. Nekrasov, B. (1990). Hidráulica (E. MIR Ed.). Moscú, Rusia.
27. Pérez, L. (2010). Modelo matemático que correlaciona los principales factores de influencia sobre el comportamiento reológico de las pulpas lateríticas. (Tesis Doctoral), Universidad de Oriente, Santiago de Cuba.
28. Pérez L., L. G. (2006). Efecto de la granulometría y de las propiedades superficiales sobre la reología de suspensiones concentradas de laterita. Revista Tecnología Química, Vol. XXXVI, No 1.
29. Perry R. H., C. H. C. (1973). "Chemical Engineers` Handbook". New York: Editorial Mc Graw-Hill Book Company, Inc.
30. Sánchez, G. (2002). Estudio de fluidos no newtonianos con los métodos de volúmenes y elementos finitos. Revista de la Facultad de Ingeniería de Chile. 10(5) 23-34.
31. Skelland A. H. P., La Habana, 1970. (1970). Non Newtonian Flow and Heat Transfer (E. Revolucionarias Ed.). La Habana.
32. Turiño, I. (1999). Determinación aproximada de la característica de funcionamiento de una bomba centrifuga. Centro azúcar, 3(1) 58-73.
33. Turro, A. (2002). Estudio del hidrotransporte de las colas en el proceso carbonato amoniacal. (Tesis de Doctorado), Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, Cuba.
34. V.I., P. (1985). El transporte hidráulico en la industria minera. Niedra, Moscú.

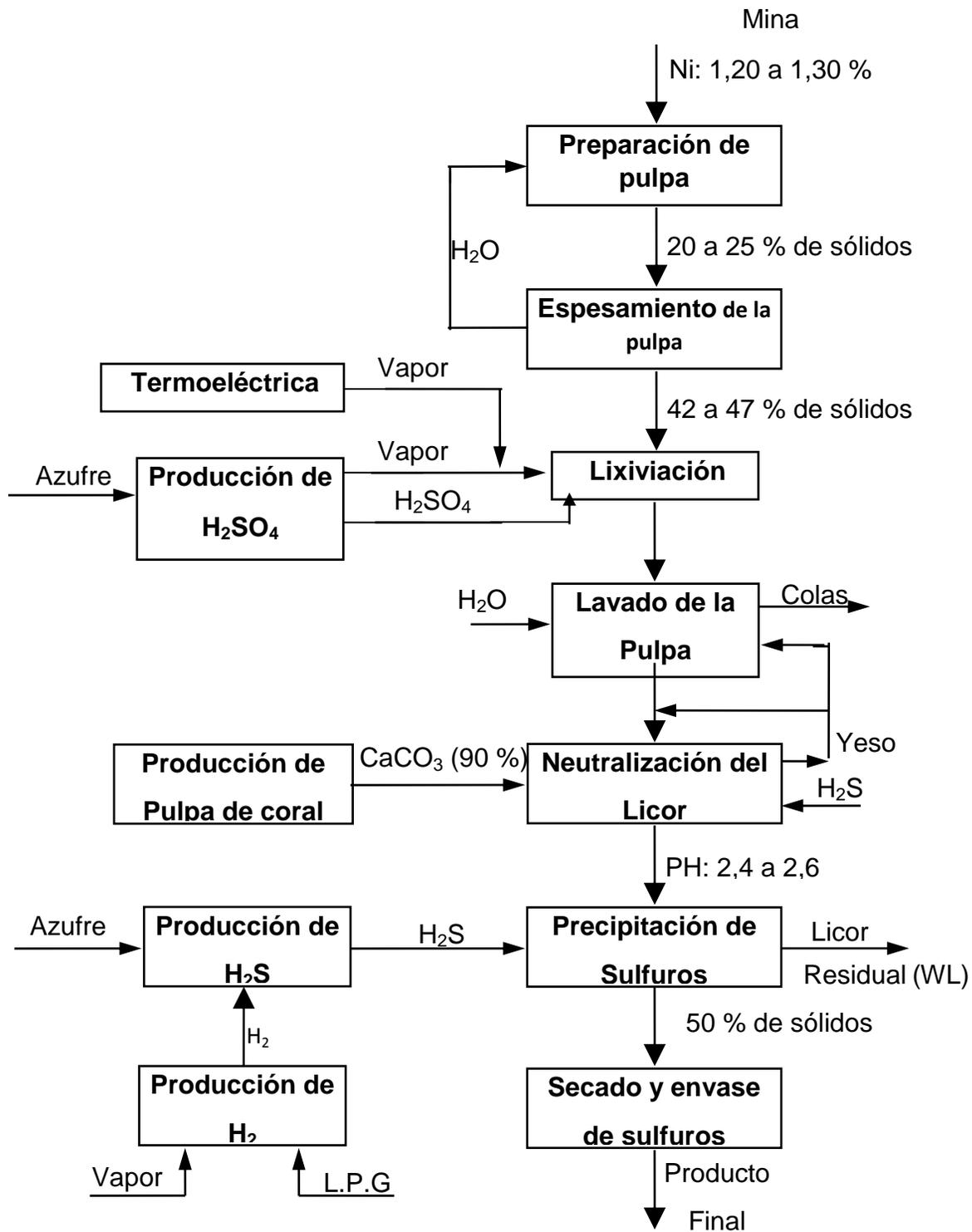
ANEXOS
Figura A.1.1 Esquema tecnológico principal de la empresa Comandante Pero Soto Alba.


Figura A.1.2

Diagrama de flujo de la Planta de Lixiviación.

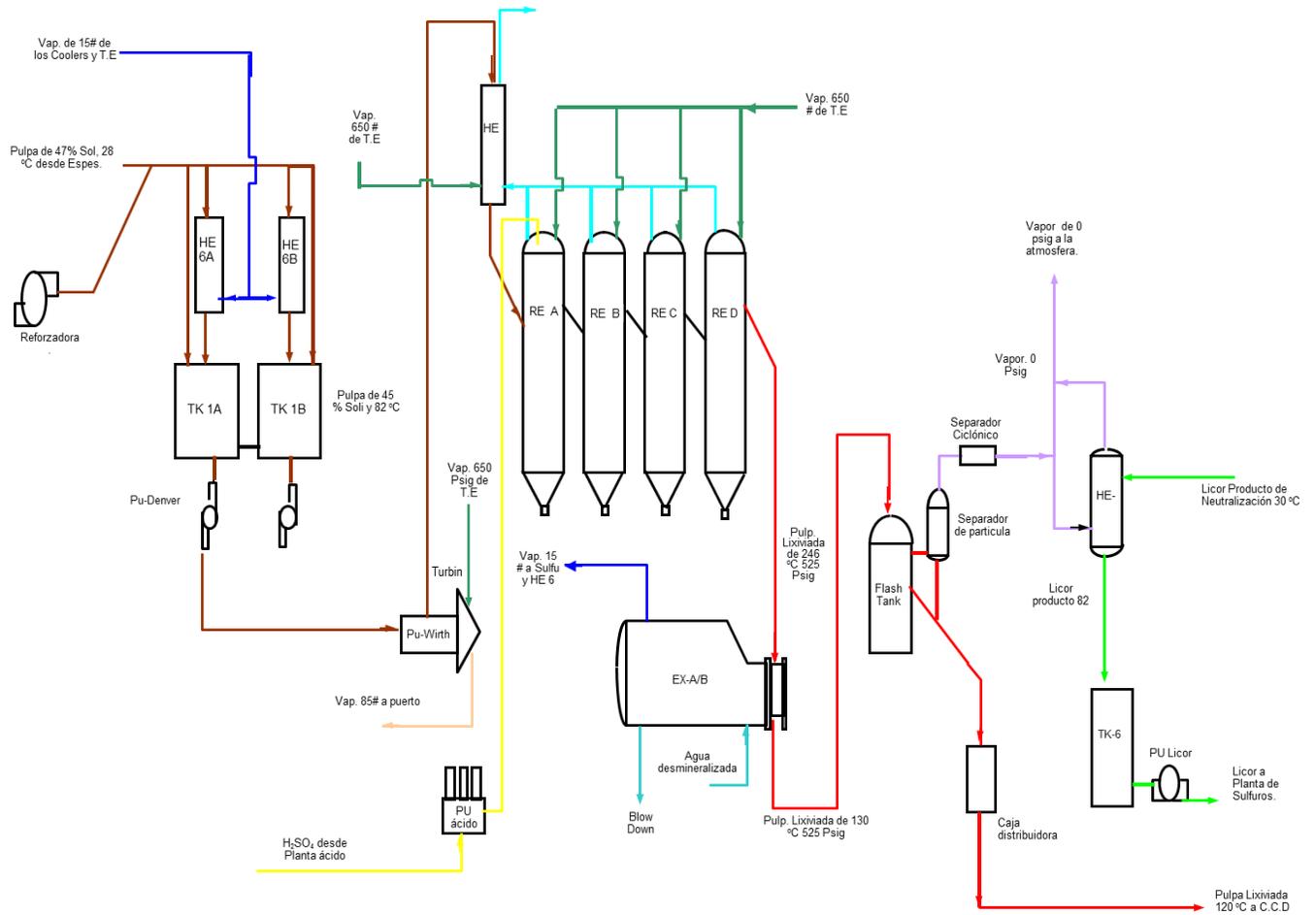


DIAGRAMA DE FLUJO TECNOLÓGICO DE PLANTA DE LIXIVIACION

Anexo 2



Figura A.2.1 Muestras de pulpa preparadas a diferentes porcento de sólidos.



Figura A.2.2 Balanza Técnica Digital.
Mettler Toledo.



Figura A.2.3 Balanza Secadora Ohaus.



Figura A.2.4 Agitador con impelente mecánico IKA RW 28.



Figura A.2.5 Plancha Térmica Cimarec.



Figura A.2.6 Bomba de flujo. Master Flex Modelo 77601-10.



Figura A.2.7 Analizador de tamaño de partículas “Analysette 22” COMPACT.



Figura A.3.1 Resultados del análisis granulométrico de la muestra de pulpa de la línea de 18 pulgadas.

Fritsch Particle Sizer 'analysette 22'

User Lab

Meas.No. 818	Date 05-13-2016	Time 10:24	Operator SMT	ID 16428	Serial No. 123456
--------------	-----------------	------------	--------------	----------	-------------------

L - 2 O 13 05 2016 KEILA ISMMM

Measuring Range	0.31 [µm] - 300.74 [µm]	Pump	100[rpm]
Resolution	62 Channels (17 mm / 114 mm)	Stirrer	3[rpm]
Absorption	23.00 [%]	Ultrasonic	100
Measurement Duration	10 [Scans]		

Modell Independant

Fraunhofer Calculation selected.

Interpolation Values... C:\Program Files\A22_32\FRITSCH\HIMNT_1.FPS

65.32 % <=	5.00 µm	85.77 % <=	10.00 µm	95.78 % <=	15.00 µm
99.28 % <=	20.00 µm	100.00 % <=	25.00 µm	100.00 % <=	30.00 µm
100.00 % <=	35.00 µm	100.00 % <=	40.00 µm	100.00 % <=	45.00 µm
100.00 % <=	50.00 µm				

Interpolation Values... C:\Program Files\A22_32\FRITSCH\10_90.FPV

10.00 % <=	0.63 µm	20.00 % <=	0.98 µm	30.00 % <=	1.39 µm
40.00 % <=	1.96 µm	50.00 % <=	2.82 µm	60.00 % <=	4.10 µm
70.00 % <=	5.91 µm	80.00 % <=	8.26 µm	90.00 % <=	11.60 µm
100.00 % <=	24.85 µm				

Mean	Values...						
D43 =	4.67 µm	D42 =	2.72 µm	D41 =	1.73 µm	D40 =	1.26 µm
D32 =	1.58 µm	D31 =	1.06 µm	D30 =	.81 µm		
D21 =	.71 µm	D20 =	.58 µm				
D10 =	.63 µm						

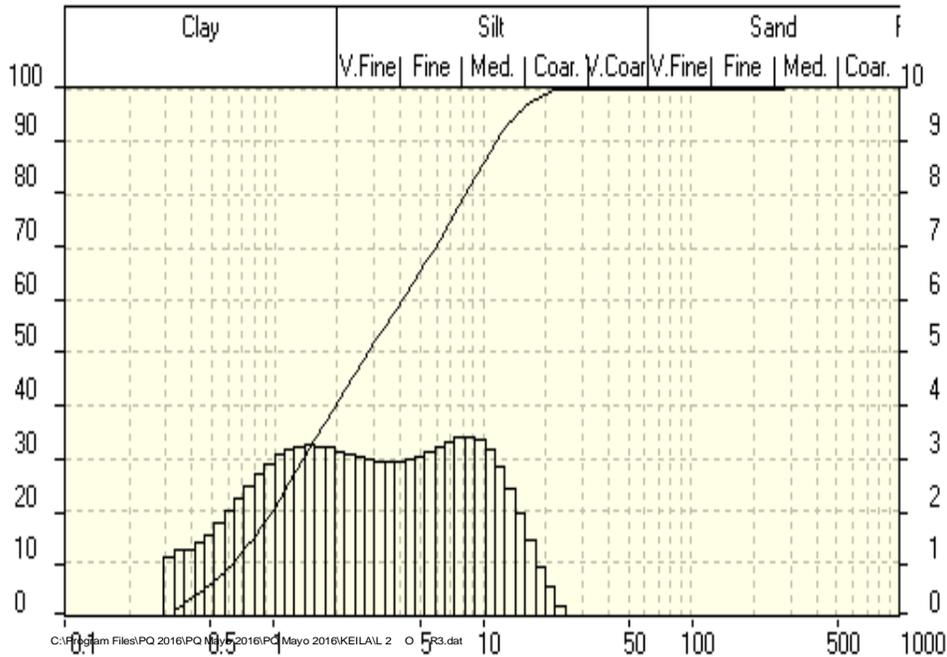


Tabla A.3.2 Resultados del análisis granulométrico

Fixed Values	Found Percentage Volumes [%]	Fixed Particle Sizes [μm]
1	65,32	5
2	85,77	10
3	95,78	15
4	99,28	20
5	100	25
6	100	30
7	100	35
8	100	40
9	100	45
10	100	50

Fixed Values	Fixed Percentage Volumes [%]	Found Particle Sizes [μm]
12	10	0,63
13	20	0,976
14	30	1,389
15	40	1,961
16	50	2,818
17	60	4,103
18	70	5,905
19	80	8,265
20	90	11,597
21	100	24,855

Continuación de la Tabla A.3.2 Resultados del análisis granulométrico de la muestra de pulpa de la línea de 18 pulgadas.

x Low [μm]	x High [μm]	Q3 [%]	100 - Q3 [%]	i	x Mid [μm]	dQ3 [%]	q3 lin [1/mm]	q3 lg [1/mm]	geom mean
0,291	0,329	0,0112	0,9888	1	0,31	0,0112	288,961	0,2059	0,309
0,329	0,368	0,0237	0,9763	2	0,348	0,0125	323,996	0,2597	0,348
0,368	0,411	0,0362	0,9638	3	0,389	0,0125	290,540	0,2602	0,389
0,411	0,459	0,05	0,95	4	0,435	0,0138	286,553	0,2867	0,434
0,459	0,513	0,0655	0,9345	5	0,486	0,0155	288,562	0,3226	0,485
0,513	0,573	0,0831	0,9169	6	0,543	0,0176	292,642	0,3655	0,542
0,573	0,64	0,103	0,897	7	0,607	0,0199	296,106	0,4132	0,606
0,64	0,715	0,1253	0,8747	8	0,678	0,0223	297,140	0,4633	0,677
0,715	0,799	0,1501	0,8499	9	0,757	0,0247	294,594	0,5132	0,756
0,799	0,893	0,177	0,823	10	0,846	0,027	287,832	0,5602	0,845
0,893	0,998	0,206	0,794	11	0,945	0,029	276,646	0,6016	0,944
0,998	1,115	0,2366	0,7634	12	1,056	0,0306	261,252	0,6347	1,055
1,115	1,245	0,2682	0,7318	13	1,18	0,0317	242,355	0,6578	1,178
1,245	1,391	0,3005	0,6995	14	1,318	0,0323	221,114	0,6705	1,316
1,391	1,555	0,333	0,667	15	1,473	0,0325	198,933	0,674	1,471
1,555	1,737	0,3653	0,6347	16	1,646	0,0323	177,087	0,6703	1,643
1,737	1,94	0,3971	0,6029	17	1,839	0,0319	156,507	0,6619	1,836
1,94	2,168	0,4285	0,5715	18	2,054	0,0313	137,746	0,6509	2,051
2,168	2,422	0,4592	0,5408	19	2,295	0,0308	121,049	0,639	2,292
2,422	2,706	0,4895	0,5105	20	2,564	0,0302	106,449	0,6279	2,56
2,706	3,024	0,5193	0,4807	21	2,865	0,0298	93,8683	0,6186	2,86
3,024	3,378	0,5487	0,4513	22	3,201	0,0295	83,1603	0,6123	3,196
3,378	3,774	0,5781	0,4219	23	3,576	0,0294	74,1318	0,6098	3,571
3,774	4,217	0,6076	0,3924	24	3,995	0,0295	66,563	0,6117	3,989
4,217	4,711	0,6373	0,3627	25	4,464	0,0298	60,239	0,6185	4,457

Continuación de la Tabla A.3.2 Resultados del análisis granulométrico de la muestra de pulpa de la línea de 18 pulgadas.

x Low [μm]	x High [μm]	Q3 [%]	100 - Q3 [%]	i	x Mid [μm]	dQ3 [%]	q3 lin [1/mm]	q3 lg [1/mm]	geom. mean
4,711	5,264	0,6677	0,3323	26	4,98	0,0304	54,9477	0,6304	4,98
5,264	5,881	0,6988	0,3012	27	5,57	0,0311	50,4658	0,6468	5,564
5,881	6,57	0,7309	0,2691	28	6,22	0,0321	46,5408	0,6665	6,216
6,57	7,341	0,764	0,236	29	6,95	0,033	42,8936	0,6863	6,945
7,341	8,201	0,7978	0,2022	30	7,77	0,0338	39,2406	0,7014	7,759
8,201	9,163	0,8317	0,1683	31	8,68	0,034	35,3358	0,7057	8,669
9,163	10,23	0,8651	0,1349	32	9,7	0,0333	31,022	0,6922	9,685
10,238	11,43	0,8966	0,1034	33	10,8	0,0315	26,2816	0,6552	10,821
11,438	12,77	0,9251	0,0749	34	12,1	0,0285	21,259	0,5921	12,09
12,779	14,27	0,9495	0,0505	35	13,52	0,0243	16,2416	0,5054	13,508
14,278	15,952	0,9689	0,0311	36	15,11	0,0194	11,5871	0,4029	15,092
15,952	17,822	0,9831	0,0169	37	16,88	0,0143	7,6201	0,296	16,861
17,822	19,912	0,9926	0,0074	38	18,86	0,0095	4,5411	0,1971	18,838
19,912	22,247	0,9982	0,0018	39	21,07	0,0056	2,3839	0,1156	21,047
22,247	24,855	1	0	40	23,55	0,0018	0,6967	0,0377	23,515
24,855	27,77	1	0	41	26,31	0	0	0	26,272
27,77	31,026	1	0	42	29,39	0	0	0	29,353
31,026	34,664	1	0	43	32,84	0	0	0	32,795
34,664	38,729	1	0	44	36,69	0	0	0	36,64
38,729	43,27	1	0	45	40,99	0	0	0	40,936
43,27	48,343	1	0	46	45,80	0	0	0	45,736
48,343	54,012	1	0	47	51,17	0	0	0	51,099
54,012	60,345	1	0	48	57,17	0	0	0	57,091
60,345	67,421	1	0	49	63,88	0	0	0	63,785
67,421	75,327	1	0	50	71,37	0	0	0	71,264
75,327	84,159	1	0	51	79,74	0	0	0	79,621
84,159	94,028	1	0	52	89,09	0	0	0	88,957
94,028	105,053	1	0	53	99,54	0	0	0	99,387
105,053	117,371	1	0	54	111,2	0	0	0	111,041
117,371	131,133	1	0	55	124,2	0	0	0	124,062
131,133	146,51	1	0	56	138,8	0	0	0	138,609
146,51	163,689	1	0	57	155	0	0	0	154,861
163,689	182,883	1	0	58	173,2	0	0	0	173,02
182,883	204,327	1	0	59	193,3	0	0	0	193,307
204,327	228,285	1	0	60	216,3	0	0	0	215,974
228,285	255,053	1	0	61	241,6	0	0	0	241,298
255,053	284,96	1	0	62	270,0	0	0	0	269,592



Figura A.3.3 Resultados del análisis granulométrico de la muestra de pulpa de la línea de 6 pulgadas.

Fritsch Particle Sizer 'analysette 22'

User Lab

Meas.No. 822	Date 05-13-2016	Time 10:45	Operator SMT	ID 16428	Serial No. 123456
--------------	-----------------	------------	--------------	----------	-------------------

PULPA PREC. 13 05 2016 KEILA ISMMM

Measuring Range	0.31 [µm] - 300.74 [µm]	Pump	100[rpm]
Resolution	62 Channels (17 mm / 114 mm)	Stirrer	3[rpm]
Absorption	17.00 [%]	Ultrasonic	100
Measurement Duration	10 [Scans]		

Modell Independant

Fraunhofer Calculation selected.

Interpolation Values... C:\Program Files\la22_32\FRITSCH\HIMNT_1.FPS

64.71 % <=	5.00 µm	84.35 % <=	10.00 µm	94.27 % <=	15.00 µm
98.42 % <=	20.00 µm	99.78 % <=	25.00 µm	100.00 % <=	30.00 µm
100.00 % <=	35.00 µm	100.00 % <=	40.00 µm	100.00 % <=	45.00 µm
100.00 % <=	50.00 µm				

Interpolation Values... C:\Program Files\la22_32\FRITSCH\10_90.FPV

10.00 % <=	0.65 µm	20.00 % <=	1.01 µm	30.00 % <=	1.45 µm
40.00 % <=	2.04 µm	50.00 % <=	2.91 µm	60.00 % <=	4.19 µm
70.00 % <=	6.06 µm	80.00 % <=	8.60 µm	90.00 % <=	12.36 µm
100.00 % <=	27.77 µm				

Mean	Values...						
D43 =	4.93 µm	D42 =	2.83 µm	D41 =	1.79 µm	D40 =	1.29 µm
D32 =	1.63 µm	D31 =	1.08 µm	D30 =	.82 µm		
D21 =	.72 µm	D20 =	.59 µm				
D10 =	.65 µm						

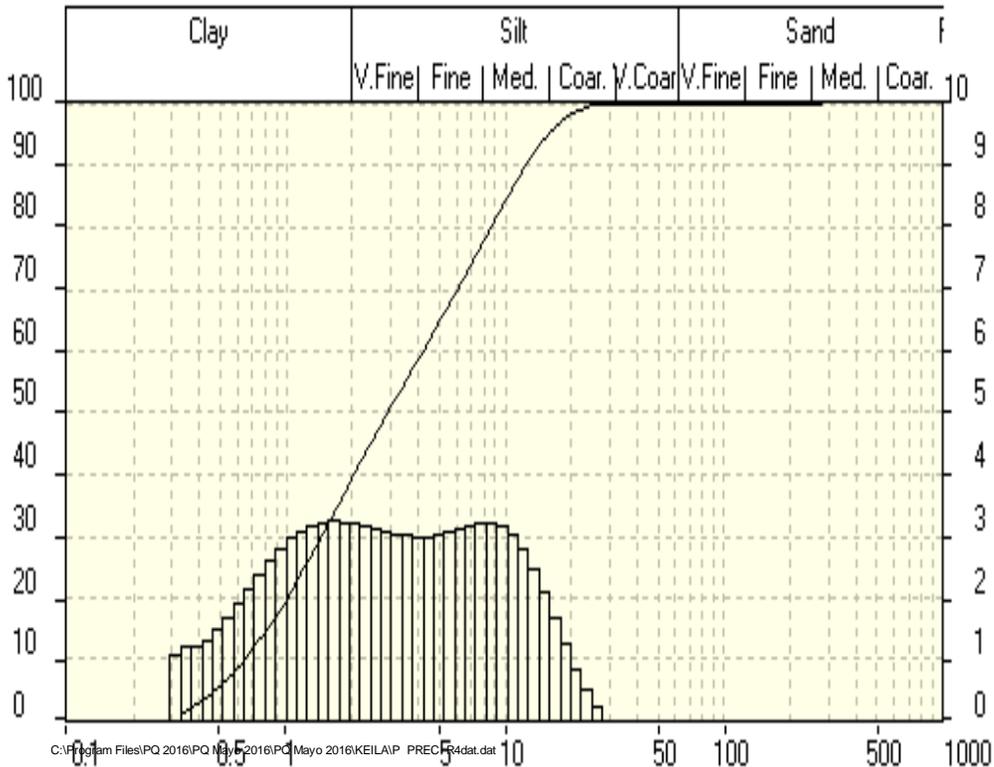


Tabla A.3.4 Mediciones reológicas L-18 a 37% de sólidos.

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 28 ^o C		T= 40 ^o C		T= 50 ^o C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
37	645	79,88	0,12	77,23	0,12	70,49	0,11
	383	73,9	0,19	72,45	0,19	66,97	0,17
	231,6	69,81	0,30	64,67	0,28	61,34	0,26
	139	61,84	0,44	59,56	0,43	55,93	0,40
	83,3	54,59	0,66	51	0,61	50,8	0,61
	58,43	48,17	0,82	47,72	0,82	44,35	0,76
	29,92	40,02	1,34	36,96	1,24	33,64	1,12
	17,93	37,5	2,09	34,05	1,90	31,46	1,75
	10,7	22,96	2,15	25,14	2,35	21,08	1,97
	6,45	19,25	2,98	16,23	2,52	15,34	2,38

Tabla A.3.5 Mediciones reológicas L-18a 37% de sólidos. (Continuación).

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 60 ^o C		T= 70 ^o C		T= 80 ^o C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
37	645	67,94	0,11	61,69	0,10	56,6	0,09
	383	61,08	0,16	57,08	0,15	53,34	0,14
	231,6	59,13	0,26	51,76	0,22	50,04	0,22
	139	52,48	0,38	48,21	0,35	46,17	0,33
	83,3	47,67	0,57	39,78	0,48	37,67	0,45
	58,43	35,85	0,61	30,96	0,53	27,03	0,46
	29,92	29,31	0,98	19,54	0,65	18,86	0,63
	17,93	26,71	1,49	16,64	0,93	14,06	0,78
	10,7	17,92	1,67	14,06	1,31	12	1,12
	6,45	14,84	2,30	10,45	1,62	8,3	1,29

Tabla A.3.6 Mediciones reológicas L-18a 37% de sólidos. (Continuación).

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ (1/s)	T= 90°C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)
37	645	53,31	0,08
	383	50,08	0,13
	231,6	48,76	0,21
	139	42,85	0,31
	83,3	31,02	0,37
	58,43	23,79	0,41
	29,92	14,19	0,47
	17,93	9,64	0,54
	10,7	7,95	0,74
	6,45	6,84	1,04

Tabla A.3.7 Mediciones reológicas L-18 a 40% de sólidos.

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ (1/s)	T= 28°C		T= 40°C		T= 50°C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
40	645	167,08	0,26	158,73	0,25	150,3	0,23
	383	145,4	0,38	141,1	0,37	138,8	0,36
	231,6	133,3	0,58	129,6	0,56	123,7	0,53
	139	128,2	0,92	126,8	0,91	119,6	0,86
	83,3	108	1,30	102,74	1,23	91,5	1,10
	58,43	86,43	1,48	80,16	1,37	70,4	1,20
	29,92	64,61	2,16	58,39	1,95	52,2	1,74
	17,93	48,67	2,71	38,04	2,12	35,46	1,98
	10,7	38,67	3,61	33	3,08	29,82	2,79
	6,45	22,53	3,49	20,4	3,16	18,64	2,89

Tabla A.3.8 Mediciones reológicas L-18 a 40% de sólidos.

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ (1/s)	T= 60°C		T= 70°C		T= 80°C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
40	645	144,5	0,22	135,6	0,21	130	0,20
	383	135,9	0,35	116,3	0,30	107,1	0,28
	231,6	118,6	0,51	103,82	0,45	97,15	0,42
	139	102,74	0,74	90,52	0,65	82,79	0,60
	83,3	85,07	1,02	76,91	0,92	63,19	0,76
	58,43	62,91	1,08	56,57	0,97	49,38	0,85
	29,92	45,57	1,52	38,83	1,30	33,62	1,12
	17,93	32,9	1,83	29,235	1,63	21,32	1,19
	10,7	24,77	2,31	18,216	1,70	13,47	1,26
	6,45	15,75	2,44	13,738	2,13	9,1	1,41

Tabla A.3.9 Mediciones reológicas L-18 a 40% de sólidos. (Continuación).

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ (1/s)	T= 90°C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)
40	645	120,6	0,19
	383	101,2	0,26
	231,6	91,6	0,40
	139	72,6	0,52
	83,3	52,2	0,63
	58,43	42,08	0,72
	29,92	20,17	0,67
	17,93	14,43	0,80
	10,7	9,18	0,86
	6,45	7,75	1,20

Tabla A.3.10 Mediciones reológicas L-18 a 43% de sólidos.

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 28 ^o C		T= 40 ^o C		T= 50 ^o C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
43	645	297	0,46	288,6	0,45	279	0,43
	383	283,9	0,74	270,8	0,71	264,9	0,69
	231,6	276	1,19	265,2	1,15	252	1,09
	139	228,2	1,64	221,3	1,59	203,6	1,46
	83,3	186,5	2,24	161,4	1,94	141,8	1,70
	58,43	173,6	2,97	134,8	2,31	114,5	1,96
	29,92	109,6	3,66	94,98	3,17	74,61	2,49
	17,93	70,92	3,96	54,3	3,03	47,28	2,64
	10,7	49,15	4,59	42,5	3,97	37,3	3,49
	6,45	34,72	5,38	29,11	4,51	24,38	3,78

Tabla A.3.11 Mediciones reológicas L-18 a 43% de sólidos. (Continuación).

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 60 ^o C		T= 70 ^o C		T= 80 ^o C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
43	645	277	0,43	256,9	0,40	238	0,37
	383	256,4	0,67	227,5	0,59	220	0,57
	231,6	223,7	0,97	204,7	0,88	199,4	0,86
	139	190,6	1,37	168,1	1,21	160,5	1,15
	83,3	137	1,64	110,8	1,33	105,15	1,26
	58,43	89,76	1,54	85	1,45	78,88	1,35
	29,92	69,47	2,32	65,53	2,19	60,07	2,01
	17,93	44,35	2,47	40,04	2,23	36,25	2,02
	10,7	26,62	2,49	24	2,24	22	2,06
	6,45	15,14	2,35	13,94	2,16	13,38	2,07

Tabla A.3.12 Mediciones reológicas L-18 a 43% de sólidos. (Continuación).

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ (1/s)	T= 90 ⁰ C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)
43	645	236,2	0,37
	383	210,7	0,55
	231,6	184,5	0,80
	139	153,4	1,10
	83,3	95,8	1,15
	58,43	72,08	1,23
	29,92	50,7	1,69
	17,93	32,49	1,81
	10,7	20,82	1,95
	6,45	12,99	2,01

Tabla A.3.13 Mediciones reológicas L-18 a 46% de sólidos.

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ (1/s)	T= 28 ⁰ C		T= 40 ⁰ C		T= 50 ⁰ C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
46	645	429,57	0,67	415	0,64	392	0,61
	383	421,8	1,10	397	1,04	380,5	0,99
	231,6	385,2	1,66	368,7	1,59	356	1,54
	139	326,9	2,35	315,2	2,27	293,4	2,11
	83,3	275,2	3,30	258,3	3,10	226,1	2,71
	58,43	254,8	4,36	189,5	3,24	166,6	2,85
	29,92	135,2	4,52	102,3	3,42	96,8	3,24
	17,93	99,39	5,54	88,04	4,91	75,04	4,19
	10,7	60,97	5,70	68,02	6,36	56,93	5,32
	6,45	45,06	6,99	41,41	6,42	38,96	6,04

Tabla A.3.14 Mediciones reológicas L-18 a 46% de sólidos. (Continuación)

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ (1/s)	T= 60°C		T= 70°C		T= 80°C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
46	645	383	0,59	353,3	0,55	340,5	0,53
	383	377	0,98	345,4	0,90	325,8	0,85
	231,6	345	1,49	298,5	1,29	288,8	1,25
	139	284,8	2,05	244,6	1,76	233	1,68
	83,3	207,6	2,49	163,6	1,96	158,8	1,91
	58,43	159,5	2,73	131,1	2,24	114,2	1,95
	29,92	80,52	2,69	62,79	2,10	59,04	1,97
	17,93	55,41	3,09	47,28	2,64	39,82	2,22
	10,7	42,48	3,97	37,3	3,49	34,72	3,24
	6,45	26,37	4,09	25,66	3,98	23,35	3,62

Tabla A.3.15 Mediciones reológicas L-20 a 46% de sólidos. (Continuación)

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ (1/s)	T= 90°C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)
46	645	298,9	0,46
	383	259,8	0,68
	231,6	236	1,02
	139	163,8	1,18
	83,3	117,8	1,41
	58,43	85,67	1,47
	29,92	48,96	1,64
	17,93	29,73	1,66
	10,7	24,01	2,24
	6,45	18,64	2,89

Tabla A.3.16 Mediciones reológicas L-18 a 48 % de sólidos.

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 28 ⁰ C		T= 40 ⁰ C		T= 50 ⁰ C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
48	645	561,3	0,87	500	0,78	489	0,76
	383	558,4	1,46	489	1,28	466	1,22
	231,6	537,4	2,32	456,9	1,97	402,03	1,74
	139	454,7	3,27	402,2	2,89	339,3	2,44
	83,3	365,7	4,39	330,9	3,97	287	3,45
	58,43	289,5	4,95	277,3	4,75	205,4	3,52
	29,92	158,5	5,30	147,7	4,94	107,8	3,60
	17,93	117,8	6,57	94,24	5,26	89,13	4,97
	10,7	71,37	6,67	57,99	5,42	57,21	5,35
	6,45	49,86	7,73	46,17	7,16	37,61	5,83

Tabla A.3.17 Mediciones reológicas L-18 a 48 % de sólidos. (Continuación).

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 60 ⁰ C		T= 70 ⁰ C		T= 80 ⁰ C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
48	645	480	0,74	462	0,72	439,6	0,68
	383	443	1,16	436	1,14	426,2	1,11
	231,6	392,3	1,69	373	1,61	366,4	1,58
	139	298,1	2,14	287,4	2,07	274,4	1,97
	83,3	236,4	2,84	213,1	2,56	186,1	2,23
	58,43	174	2,98	161,4	2,76	142,5	2,44
	29,92	92,37	3,09	83,08	2,78	65,01	2,17
	17,93	71,32	3,98	52,82	2,95	49,86	2,78
	10,7	48,36	4,52	40,29	3,77	35,09	3,28
	6,45	32,42	5,03	29,89	4,63	26,71	4,14

Tabla A.3.18 Mediciones reológicas L-18 a 48 % de sólidos. (Continuación).

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ (1/s)	T= 90 ⁰ C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)
48	645	336	0,52
	383	313	0,82
	231,6	294,7	1,27
	139	222,6	1,60
	83,3	156,56	1,88
	58,43	122,4	2,09
	29,92	68,02	2,27
	17,93	48,39	2,70
	10,7	29,15	2,72
	6,45	25,38	3,93

Tabla A.3.19 Mediciones reológicas Pulpa precalentada a 37% de sólidos.

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ (1/s)	T= 28 ⁰ C		T= 40 ⁰ C		T= 50 ⁰ C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
37	645	43	0,07	38,81	0,06	34,24	0,05
	383	41,48	0,11	34,92	0,09	30,01	0,08
	231,6	39,74	0,17	28,81	0,12	23,64	0,10
	139	35	0,25	26,96	0,19	21,18	0,15
	83,3	31,57	0,38	24,07	0,29	18,53	0,22
	58,43	25,48	0,44	20,68	0,35	16,38	0,28
	29,92	20,07	0,67	17,16	0,57	12,55	0,42
	17,93	18,89	1,05	15,1	0,84	11,45	0,64
	10,7	17,7	1,65	12,126	1,13	9,6	0,90
	6,45	15,88	2,46	10,8	1,67	6,54	1,01

Tabla A.3.20 Mediciones reológicas Pulpa Precaentada a 37% de sólidos.(Continuación).

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ (1/s)	T= 60°C		T= 70°C		T= 80°C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
37	645	30,3	0,05	23,74	0,04	18,46	0,03
	383	25,06	0,07	21,79	0,06	16,99	0,04
	231,6	21,79	0,09	18,46	0,08	14,25	0,06
	139	19,18	0,14	17,55	0,13	12,62	0,09
	83,3	16,1	0,19	14,34	0,17	10,19	0,12
	58,43	13,64	0,23	11,86	0,20	9,08	0,16
	29,92	9,86	0,33	9,27	0,31	7,126	0,24
	17,93	8,76	0,49	6,54	0,36	5,544	0,31
	10,7	6,12	0,57	4,69	0,44	3,69	0,34
	6,45	4	0,62	3,22	0,50	2,84	0,44

Tabla A.3.20 Mediciones reológicas Pulpa Precaentada a 37% de sólidos. (Continuación).

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ (1/s)	T= 90°C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)
37	645	12,68	0,02
	383	10,34	0,03
	231,6	8,71	0,04
	139	7,23	0,05
	83,3	6,64	0,08
	58,43	5,43	0,09
	29,92	3,32	0,11
	17,93	2,07	0,12
	10,7	1,5	0,14
	6,45	1	0,16

Tabla A.3.21. Mediciones reológicas Pulpa Precaentada a 40% de sólidos.

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 28 ^o C		T= 40 ^o C		T= 50 ^o C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
40	645	81,1	0,13	73,16	0,11	71,66	0,11
	383	75	0,20	69,84	0,18	66,12	0,17
	231,6	70,55	0,30	68,73	0,30	64,75	0,28
	139	67,91	0,49	65,04	0,47	62,79	0,45
	83,3	63,14	0,76	61,51	0,74	55,75	0,67
	58,43	59,35	1,02	56,91	0,97	51,34	0,88
	29,92	53,07	1,77	49,54	1,66	44,69	1,49
	17,93	48,77	2,72	46,93	2,62	39,89	2,22
	10,7	37,73	3,53	34,72	3,24	32,93	3,08
	6,45	33,66	5,22	26,22	4,07	20,33	3,15

Tabla A.3.21. Mediciones reológicas Pulpa Precaentada a 40% de sólidos.
(Continuación)

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 60 ^o C		T= 70 ^o C		T= 80 ^o C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
40	645	67,8	0,11	64,27	0,10	61,32	0,10
	383	64,03	0,17	59,47	0,16	51,71	0,14
	231,6	62,12	0,27	57,36	0,25	44,46	0,19
	139	59,42	0,43	50,23	0,36	42,87	0,31
	83,3	50,5	0,61	45,8	0,55	37,02	0,44
	58,43	45,74	0,78	38,41	0,66	32,55	0,56
	29,92	39,74	1,33	35,09	1,17	30,07	1,01
	17,93	34,93	1,95	31,39	1,75	28,59	1,59
	10,7	25,61	2,39	26,22	2,45	25,48	2,38
	6,45	18,18	2,82	17,74	2,75	16	2,48

Tabla A.3.21. Mediciones reológicas Pulpa Precaentada a 40% de sólidos.
(Continuación)

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 90 ⁰ C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)
40	645	55,79	0,09
	383	46,91	0,12
	231,6	41,37	0,18
	139	38,41	0,28
	83,3	33,61	0,40
	58,43	30,5	0,52
	29,92	29,29	0,98
	17,93	26,44	1,47
	10,7	20,85	1,95
	6,45	12,64	1,96

Tabla A.3.22 Mediciones reológicas Pulpa precalentada a 43% de sólidos.

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 28 ⁰ C		T= 40 ⁰ C		T= 50 ⁰ C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
43	645	122	0,19	115	0,18	109,07	0,17
	383	116,4	0,30	106,43	0,28	98,26	0,26
	231,6	103	0,44	99,8	0,43	96,41	0,42
	139	99,36	0,71	92,79	0,67	88,28	0,64
	83,3	93,85	1,13	83,51	1,00	73,87	0,89
	58,43	76,46	1,31	69,01	1,18	62,42	1,07
	29,92	69,58	2,33	61,81	2,07	52,08	1,74
	17,93	57,62	3,21	49,13	2,74	43,95	2,45
	10,7	44,35	4,14	37,85	3,54	33,98	3,18
	6,45	35,64	5,53	29,09	4,51	21,48	3,33

Tabla A.3.22 Mediciones reológicas Pulpa precalentada a 43% de sólidos. (Continuación)

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 60 ^o C		T= 70 ^o C		T= 80 ^o C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
43	645	96,8	0,15	89,3	0,14	77,57	0,12
	383	87,54	0,23	76,86	0,20	69,44	0,18
	231,6	82,37	0,36	73,53	0,32	66,49	0,29
	139	72,03	0,52	59,25	0,43	57,62	0,41
	83,3	65,58	0,79	52,08	0,63	47,28	0,57
	58,43	60,65	1,04	47,28	0,81	40,63	0,70
	29,92	44,32	1,48	42,48	1,42	36,57	1,22
	17,93	38,78	2,16	33,9	1,89	31,39	1,75
	10,7	30,35	2,84	27,33	2,55	25,41	2,37
	6,45	19,18	2,97	18,11	2,81	16,74	2,60

Tabla A.3.22 Mediciones reológicas Pulpa precalentada a 43% de sólidos. (Continuación).

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 90 ^o C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)
43	645	63,48	0,10
	383	56,51	0,15
	231,6	52,08	0,22
	139	44,69	0,32
	83,3	40,63	0,49
	58,43	37,3	0,64
	29,92	33,24	1,11
	17,93	28,7	1,60
	10,7	24,48	2,29
	6,45	16	2,48

Tabla A.3.23 Mediciones reológicas Pulpa precalentada a 46% de sólidos.

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 28 ^o C		T= 40 ^o C		T= 50 ^o C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
46	645	404,2	0,63	354,6	0,55	331,5	0,51
	383	400	1,04	341,5	0,89	295,2	0,77
	231,6	364,3	1,57	282,6	1,22	269,3	1,16
	139	282,5	2,03	244,9	1,76	225,3	1,62
	83,3	236,3	2,84	208	2,50	191,4	2,30
	58,43	208	3,56	186,5	3,19	163,3	2,79
	29,92	185,9	6,21	131,5	4,40	117,91	3,94
	17,93	162,8	9,08	106,07	5,92	97,99	5,47
	10,7	114,8	10,73	86,91	8,12	74,67	6,98
	6,45	77	11,94	50,23	7,79	40,43	6,27

Tabla A.3.23 Mediciones reológicas Pulpa precalentada a 46% de sólidos.
(Continuación).

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 60 ^o C		T= 70 ^o C		T= 80 ^o C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
46	645	308,9	0,48	281,5	0,44	279,6	0,43
	383	283,6	0,74	265,2	0,69	265,9	0,69
	231,6	248,6	1,07	229,3	0,99	228,2	0,99
	139	215,3	1,55	185,3	1,33	137,7	0,99
	83,3	185,8	2,23	161,4	1,94	110,8	1,33
	58,43	156,2	2,67	133,3	2,28	94,19	1,61
	29,92	102,6	3,43	76,91	2,57	73,87	2,47
	17,93	76,68	4,28	47,99	2,68	46,91	2,62
	10,7	56,51	5,28	34,67	3,24	36,2	3,38
	6,45	33,14	5,14	22,43	3,48	23,46	3,64

Tabla A.3.23 Mediciones reológicas Pulpa precalentada a 46% de sólidos. (Continuación).

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 90 ⁰ C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)
46	645	165,6	0,26
	383	157,9	0,41
	231,6	134	0,58
	139	120,6	0,87
	83,3	99,7	1,20
	58,43	86,5	1,48
	29,92	48,2	1,61
	17,93	30,14	1,68
	10,7	25,7	2,40
	6,45	16,04	2,49

Tabla A.3.24 Mediciones reológicas Pulpa precalentada a 48% de sólidos.

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 28 ⁰ C		T= 40 ⁰ C		T= 50 ⁰ C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
48	645	545,9	0,85	530	0,82	400,7	0,62
	383	517,1	1,35	498	1,30	390,4	1,02
	231,6	434,6	1,88	380	1,64	342	1,48
	139	377,7	2,72	316,9	2,28	290,7	2,09
	83,3	308,2	3,70	294	3,53	244,1	2,93
	58,43	266	4,55	233,4	3,99	200,9	3,44
	29,92	197	6,58	167,7	5,60	135,5	4,53
	17,93	164,8	9,19	127	7,08	97,89	5,46
	10,7	123,14	11,51	80,52	7,53	70,18	6,56
	6,45	80,97	12,55	58,36	9,05	46,51	7,21

Tabla A.3.24 Mediciones reológicas Pulpa precalentada a 48% de sólidos. (Continuación)

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 60 ^o C		T= 70 ^o C		T= 80 ^o C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)	τ (Pa)	μ (Pa · s)
48	645	343	0,53	291,6	0,45	306	0,47
	383	304	0,79	275,2	0,72	231,9	0,61
	231,6	268,7	1,16	239,3	1,03	202,4	0,87
	139	237	1,71	195,3	1,41	177,4	1,28
	83,3	209,7	2,52	171,4	2,06	121,9	1,46
	58,43	172,5	2,95	143,3	2,45	79,79	1,37
	29,92	113,4	3,79	87,91	2,94	49,49	1,65
	17,93	90,18	5,03	57,99	3,23	39,18	2,19
	10,7	66,88	6,25	44,67	4,17	37,2	3,48
	6,45	41,74	6,47	30,43	4,72	25,57	3,96

Tabla A.3.24 Mediciones reológicas Pulpa precalentada a 48% de sólidos. (Continuación)

% de Sólido	$\dot{\gamma}$ ($1/s$)	T= 90 ^o C	
		τ (Pa)	μ (Pa · s)
48	645	172,4	0,27
	383	164,2	0,43
	231,6	153,9	0,66
	139	140,3	1,01
	83,3	109,7	1,32
	58,43	99,8	1,71
	29,92	64	2,14
	17,93	39,01	2,18
	10,7	33,93	3,17
	6,45	23,76	3,68

Anexos 4

Figura A.4.1 Curvas de flujo a 37% de sólido y diferentes temperaturas de la muestra de Pulpa Precaentada.

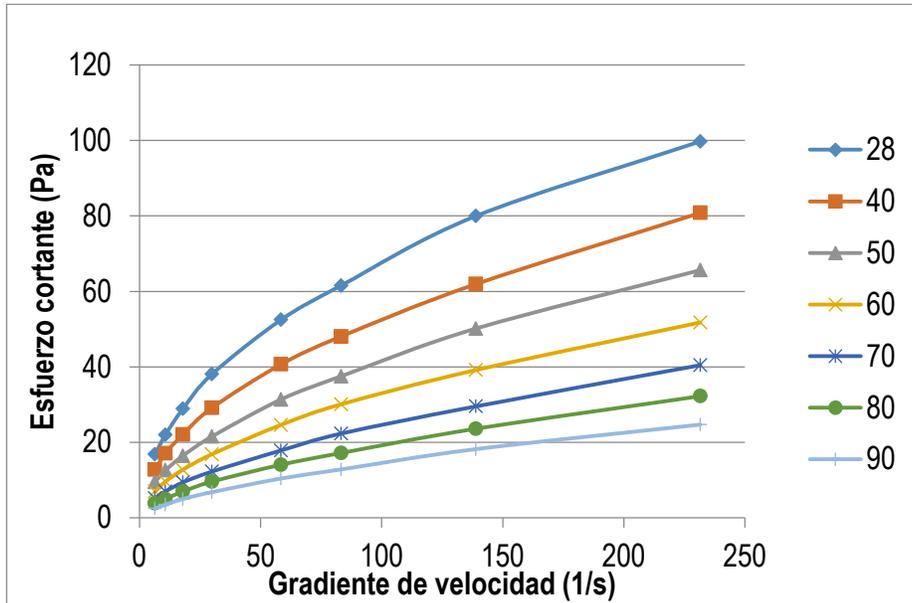


Figura A.4.2 Curvas de flujo a 40% de sólido y diferentes temperaturas de la muestra de Pulpa Precaentada.

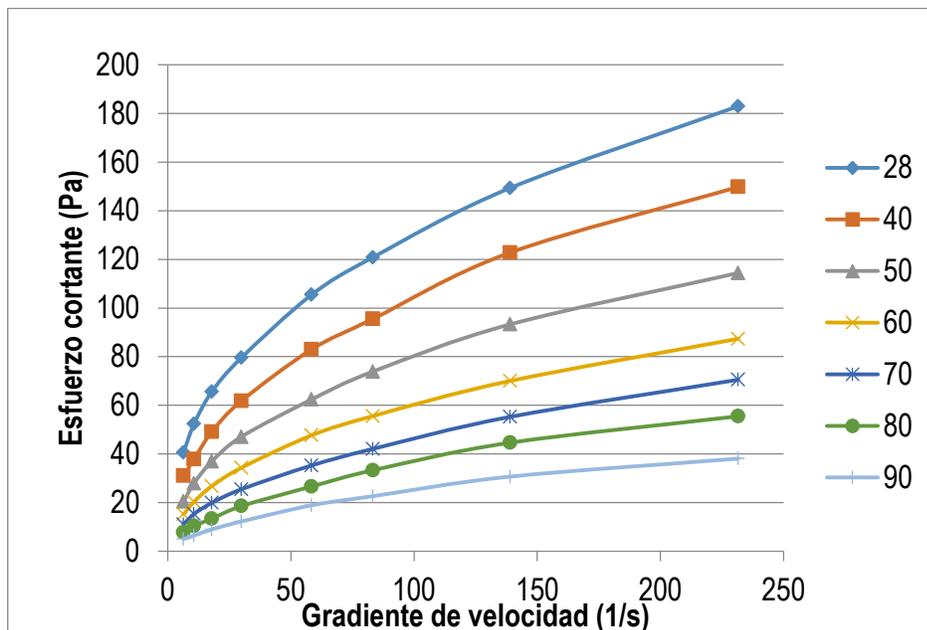


Figura A.4.2 Curvas de flujo a 43% de sólido y diferentes temperaturas de la muestra de Pulpa Precaentada.

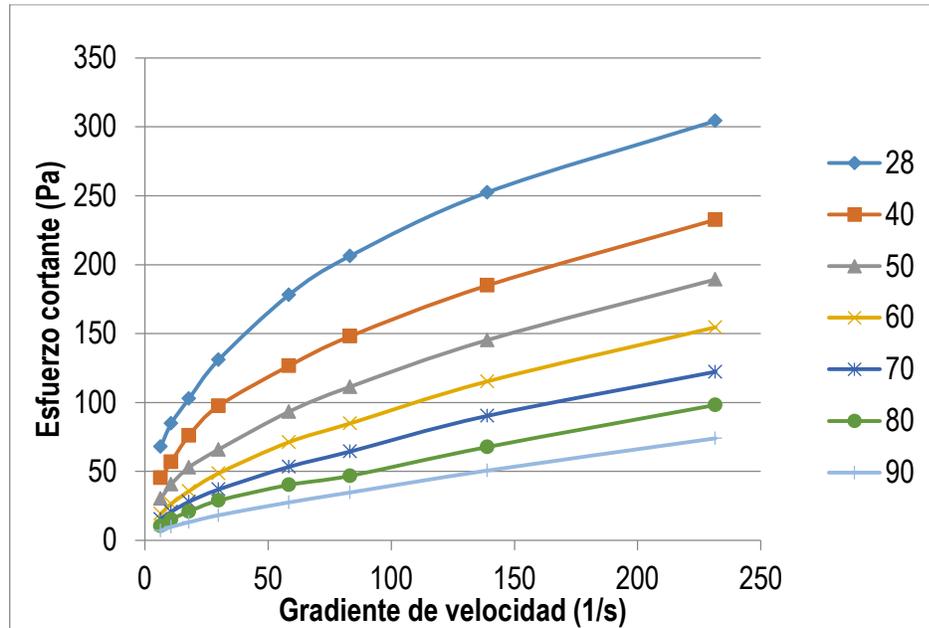
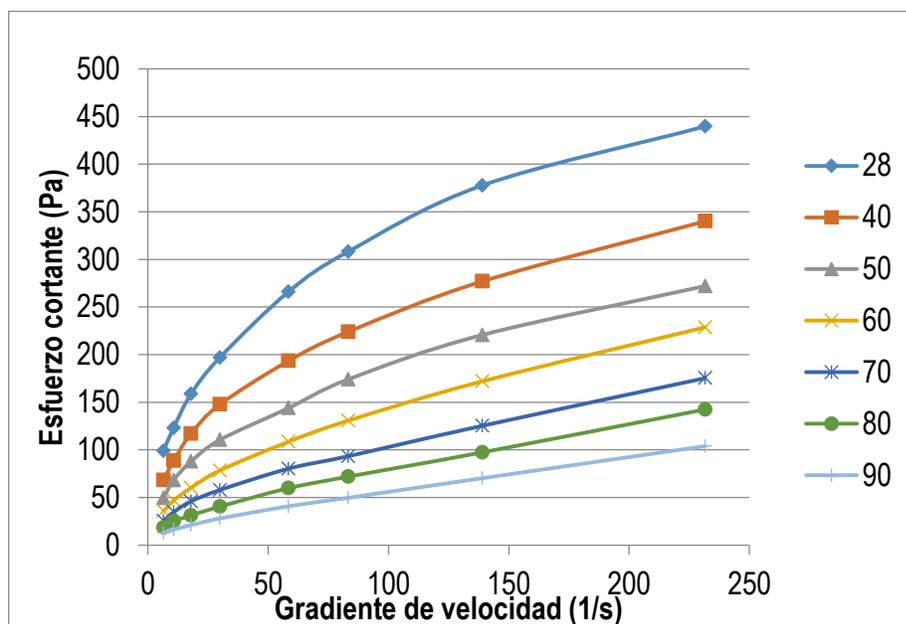


Figura A.4.3 Curvas de flujo a 46% de sólido y diferentes temperaturas de la muestra de Pulpa Precaentada.



Anexo 5

Figura A.5.1 Curvas de rendimiento, curva de la bomba a 1000 rev/min y de la red a 43% de sólido y diferentes temperaturas, (28, 70, 80 y 90 °C) como se muestra en la figura.

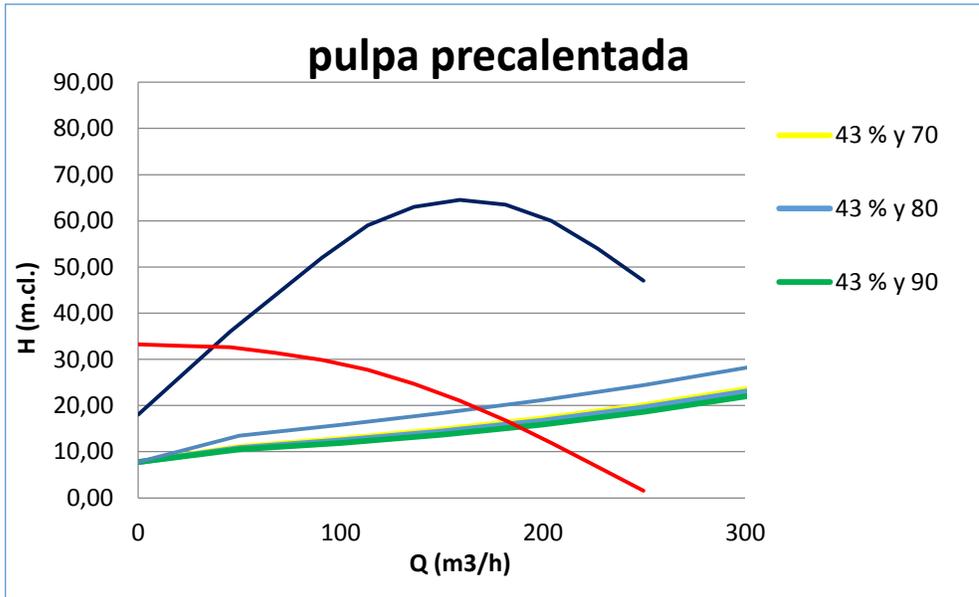


Figura A.5.2 Curvas de rendimiento, curva de la bomba a 1000 rev/min y de la red a 46% de sólido y diferentes temperaturas, (28, 70, 80 y 90 °C).

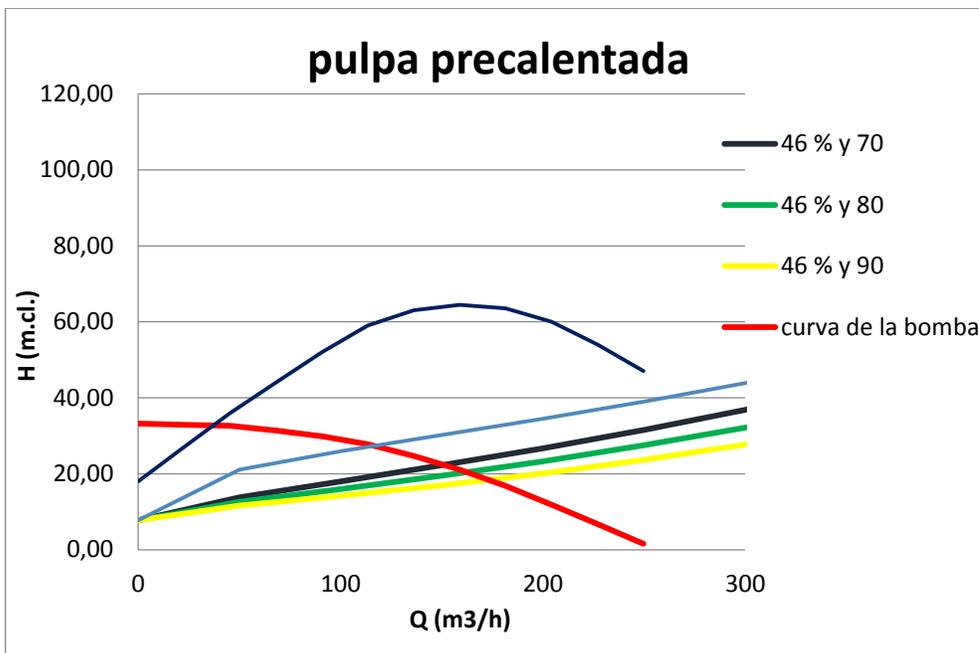


Tabla A.5.1 Parámetros reológicos de la pulpa de la muestra de la Línea de 18 pulgadas.

Muestra L-18		Modelo de Herschel Bulkley: $\tau = \tau_0 + K\dot{\gamma}^n$						
% Sólido	Parámetros	T=28 ^o C	T=40 ^o C	T=50 ^o C	T=60 ^o C	T=70 ^o C	T=80 ^o C	T=90 ^o C
37	τ_0	2,895	1,812	2,116	2,049	2,035	1,571	0,952
	K	8,649	7,194	4,554	3,526	2,357	2,292	1,587
	n	0,5	0,5	0,52	0,55	0,56	0,58	0,6
40	τ_0	3,008	2,882	2,37	2,346	2,194	1,814	1,138
	K	12,606	7,859	6,347	5,014	3,125	1,989	1,521
	n	0,5	0,5	0,5	0,5	0,54	0,55	0,6
43	τ_0	5,653	3,511	3,315	3,021	3,002	1,861	1,485
	K	18,23	14,824	9,409	9,465	4,643	3,878	3,337
	n	0,45	0,45	0,5	0,5	0,53	0,54	0,58
46	τ_0	16,293	7,071	7,0439	4,617	4,597	3,919	1,648
	K	21,171	16,795	10,478	8,48	6,382	4,21	3,513
	n	0,45	0,45	0,46	0,48	0,5	0,52	0,56
48	τ_0	20,145	8,618	7,225	5,099	4,619	4,247	1,721
	K	29,766	16,654	15,415	9,92	7,589	5,662	4,701
	n	0,44	0,45	0,45	0,48	0,5	0,52	0,55

Tabla A.5.2 Parámetros reológicos de la pulpa de la muestra de Pulpa Precalentada.

Muestra P.Precal.		Modelo de Hershel Bulkley: $\tau = \tau_0 + K\dot{\gamma}^n$						
% Sólido	Parámetros	T=28 ^o C	T=40 ^o C	T=50 ^o C	T=60 ^o C	T=70 ^o C	T=80 ^o C	T=90 ^o C
37	τ_0	1,157	0,928	0,888	0,735	0,691	0,433	0,241
	K	6,583	3,926	3,27	2,604	1,509	1,224	0,716
	n	0,5	0,55	0,55	0,55	0,6	0,65	0,75
40	τ_0	2,776	2,438	1,936	1,8	1,499	0,599	1,697
	K	12,118	6,983	5,509	3,059	1,742	1,433	0,739
	n	0,47	0,48	0,5	0,55	0,6	0,62	0,73
43	τ_0	8,451	4,638	4,443	3,445	2,354	1,727	1,181
	K	15,238	12,313	9,464	2,253	4,758	4,525	3,37
	n	0,45	0,46	0,47	0,53	0,58	0,61	0,71
46	τ_0	10,881	7,341	6,7	4,118	3,698	3,665	2,397
	K	25,921	19,327	9,171	5,741	4,428	2,068	1,198
	n	0,45	0,45	0,46	0,53	0,56	0,6	0,7
48	τ_0	17,677	15,652	11,583	5,721	4,921	3,988	2,748
	K	37,694	29,141	17,439	11,084	10,944	3,974	2,2
	n	0,4	0,4	0,45	0,5	0,55	0,6	0,7

Figura A.5.3 Pasaporte de la bomba centrífuga Denver 5x4.

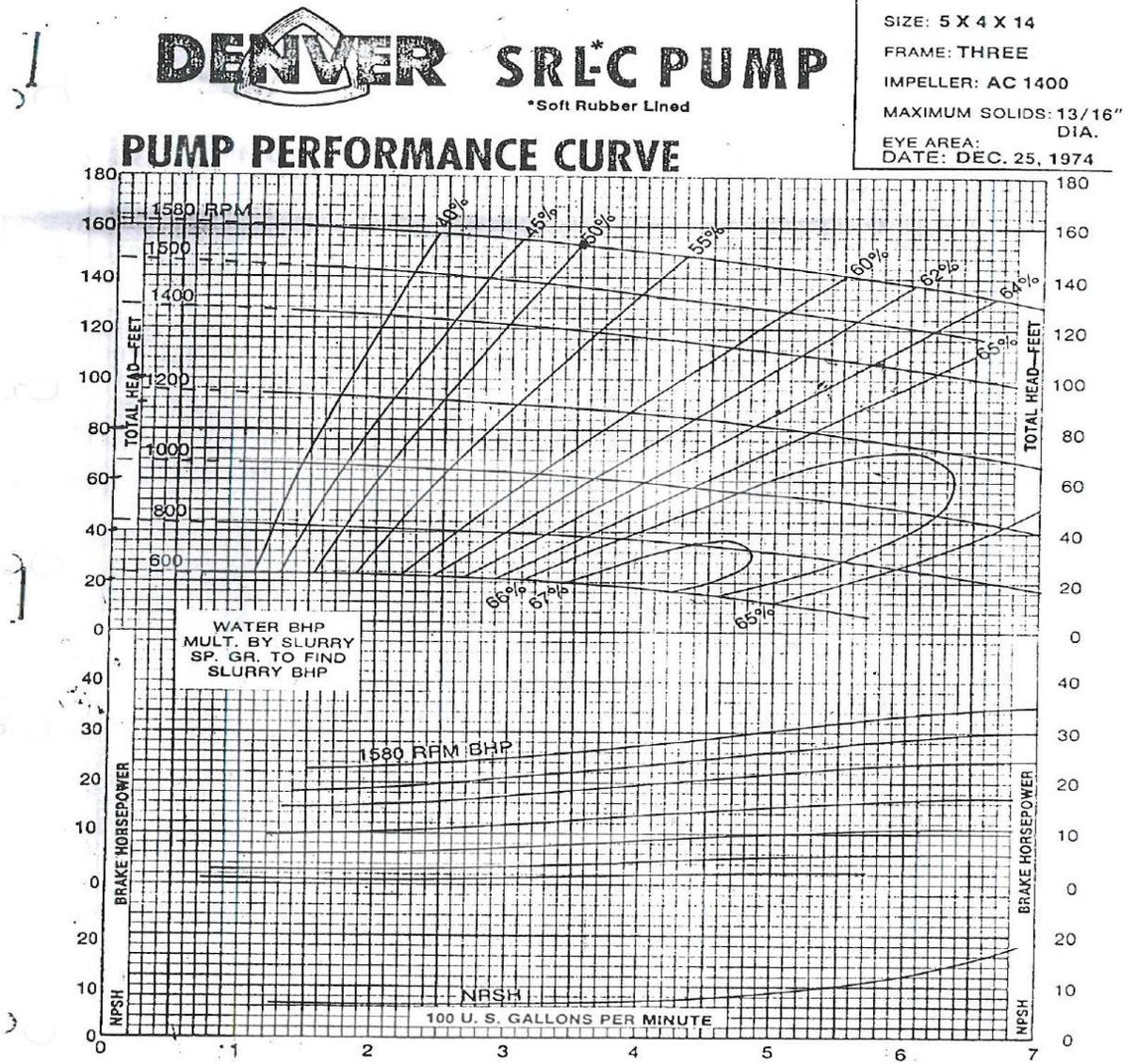
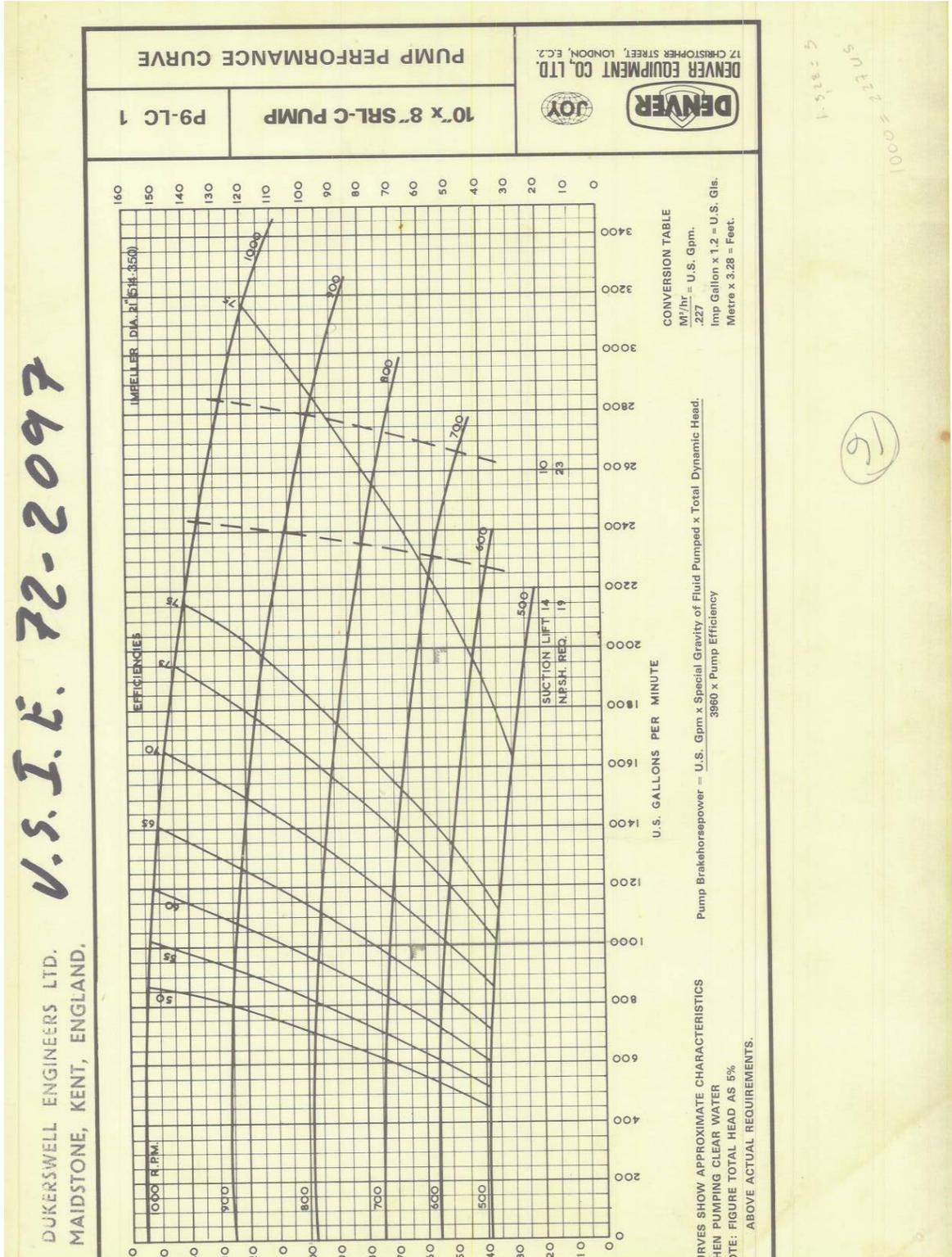


Figura A.5.4 Pasaporte de la bomba Denver 10x8.



Aplicación Auxiliar de la Tesis Doctoral de GHR

Modelos para la Distribución Porcentual de la Granulometría

Modelo de Polidispersión Experimento 1 con Modelos de Polidispersión

Concentración de Sólidos en %

Modelo de S para un segmento de h en un tanque

Número de mineral

Mg	0,1	Sílice	4	Co	0,053	Mn	0,078	C NM	Min	
	3,3		6		1,08		1,44		Max	
Mg	1	Sílice	5,19	Co	0,129	Mn	0,80	C NM	NM	

Modelo de T_0 (Esfuerzo Cortante Inicial), n (Índice de Flujo), k (Índice de Consistencia), MA (Viscosidad Aparente)

Determinar T_0 , n , k , MA a partir de un juego de datos

Salir

Figura A.5.5 Vista de la aplicación informática desarrollada para la descripción de la polidispersión de hidromezclas y la determinación de los modelos matemáticos.

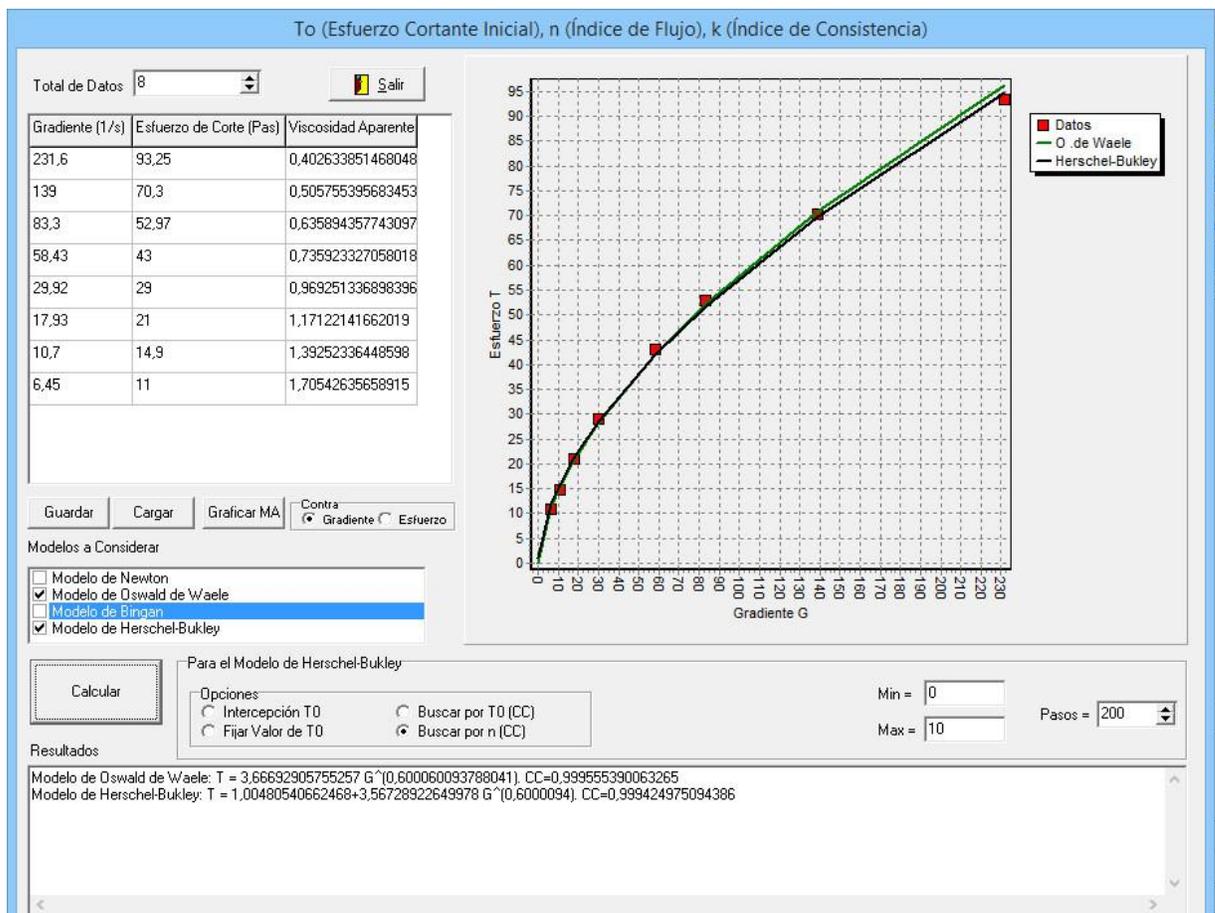


Figura A.5.6 Vista de la aplicación informática desarrollada utilizada para la determinación de los modelos matemáticos a los que se ajusta la pulpa laterítica.

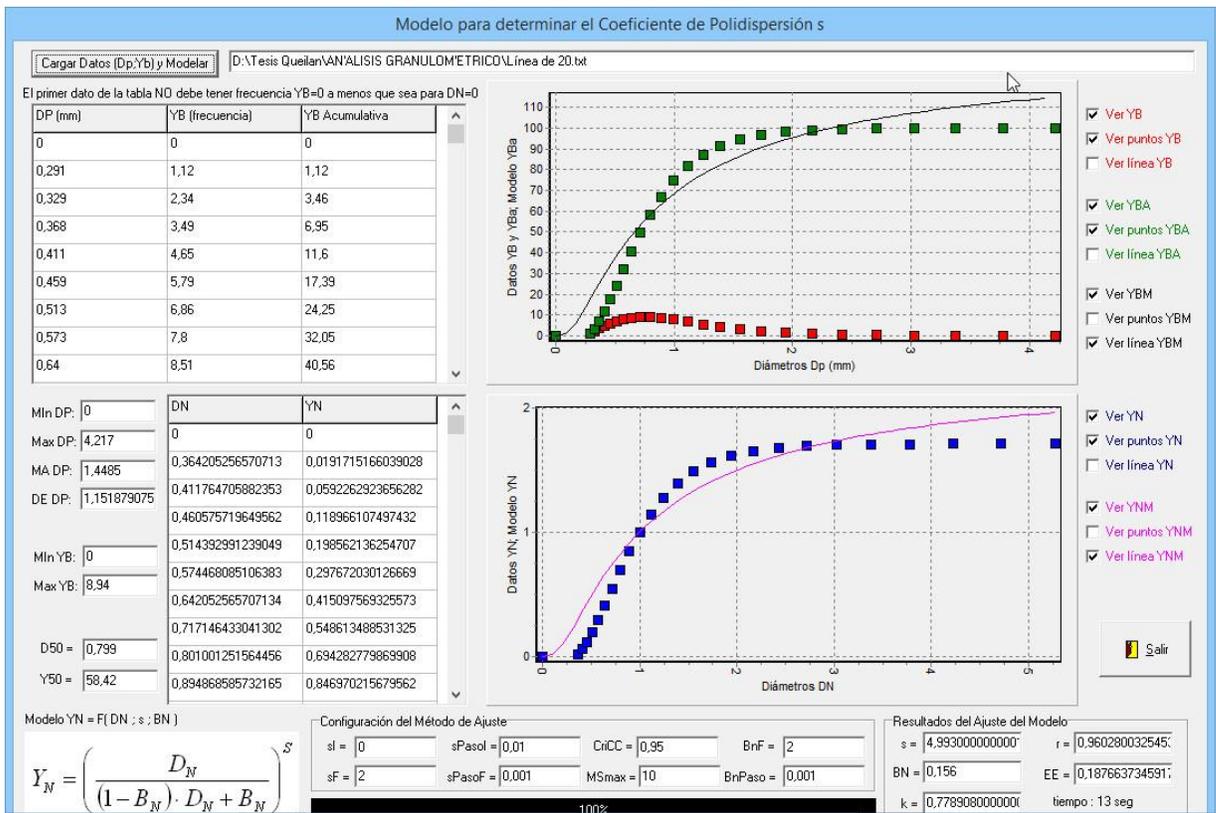


Figura A.5. Vista de la aplicación informática desarrollada utilizada para la determinación del coeficiente de polidispersión.