

INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO DE MOA
“DR. ANTONIO NÚÑEZ JIMÉNEZ”
FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA ELÉCTRICA

**MODELACIÓN DE LOS PARÁMETROS REOLÓGICOS DE LAS PULPAS
LATERÍTICAS Y SU INFLUENCIA EN EL SISTEMA DE BOMBEO**

Tesis presentada en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas

GABRIEL HERNÁNDEZ RAMÍREZ

Holguín

2017

INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO DE MOA
“DR. ANTONIO NÚÑEZ JIMÉNEZ”
FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA ELÉCTRICA

**MODELACIÓN DE LOS PARÁMETROS REOLÓGICOS DE LAS PULPAS
LATERÍTCAS Y SU INFLUENCIA EN EL SISTEMA DE BOMBEO**

Tesis presentada en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas

Autor: Prof. Aux., Ing. Gabriel Hernández Ramírez, Ms.C

Tutores: Prof. Aux., Lic. Arístides Alejandro Legrá Lobaina, Dr. C

Prof. Tit., Ing. Leonel Rafael Garcell Puyáns, Dr. C

Prof. Tit., Ing. Ángel Oscar Columbié Navarro, Dr. C

Holguín

2017

AGRADECIMIENTOS

A mi mentor espiritual Alexis Cuza, por convencerme que soy un bendecido de Dios.

A la Revolución Cubana y a la memoria de Fidel por darme la oportunidad de formarme.

A mis queridos hijos y esposa, por estar siempre para mí.

A mis padres por darme la vida: Blanca y Anaye.

A mis padres de la vida: Nena y Nelson y muy especialmente a mi papi Nelson por enseñarme a amar a mi patria, a la pelota y los valores y principios con que debo actuar.

A las personas que estuvieron a mi lado en la etapa más difícil de mi vida: Dania, Daysi, mi tío Nené, tía Edita y Mary, mis hermanos y muy especialmente a Susy.

A la familia de mi esposa por acogerme como un hijo más y en especial a Víctor y Adonay.

A mis tutores: Dr.C. Arístides Alejandro Legrá Lobaina y su familia, por su aporte, dedicación y su acogida; Dr.C. Leonel Rafael Garcell Puyáns y al Dr.C. Ángel Oscar Columbié Navarro por sus valiosos consejos y orientaciones.

Por enseñarme el camino de la investigación a: Antonio Chang.

Por su amistad y disposición de formarme como un hombre de ciencia a Armín Mariño.

A los tecnólogos y especialistas de los Departamentos de Tecnología, Automatización, Taller Eléctrico y de las plantas de Espesadores y Lixiviación de la empresa “Comandante Pedro Sotto Alba”, Laboratorio de Lixiviación Ácida a Presión del Centro de Desarrollo de la Industria del Níquel (CEDINIQ) y el Laboratorio Químico de la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara”.

A mis diplomantes y maestrantes por toda su colaboración.

A los profesores y personal de servicio del Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, por formarme y soportarme durante todos estos años y en especial a la memoria de Grimón, Ortelio, Julio y Norge que sé que estarían felices por este resultado.

A mis amigos, que saben que soy incondicional en relación a la amistad.

En fin, a todos los que hicieron posible la realización de esta investigación.

“Cuando la sabiduría entrare en tu corazón y la ciencia fuere grata a tu alma;

La discreción te guardará, te preservará la inteligencia”.

Proverbios 2:10-11

Muchas Gracias ...

DEDICATORIA

A mi razón de ser y de existir: mis hijos Gabrielito y Carlito y a mi amada e incondicional esposa Liliana, para que les sirva de inspiración.

A toda mi familia.

A todos los que realmente me quieren.

SÍNTESIS

En el presente trabajo se realiza un estudio de la influencia de los parámetros reológicos de las hidromezclas lateríticas con los energéticos de los sistemas de bombeo que garantizan la productividad de la Planta de Lixiviación. A partir de estudios experimentales y mediante estimadores se modelan los comportamientos de la viscosidad aparente, el esfuerzo cortante inicial, el índice de consistencia y el índice de flujo, en función de los factores: temperatura, contenido de sólidos, composición química y granulométrica. A partir de una apropiada discretización del modelo del sistema de bombeo de pulpa cruda y de la aplicación de un procedimiento de Doble Búsqueda Discreta de Optimización Combinatoria se obtuvieron los parámetros de explotación de este sistema que se garantiza un caudal de 1600 m³/h y una adecuada concentración de sólidos. De forma similar se discretizó el modelo del sistema de bombeo de pulpa precalentada con el uso de un procedimiento de Búsqueda Total Discreta y se establecieron los parámetros de este sistema de bombeo para lograr una presión de descarga de la bomba volumétrica de 3619,7 kPa y un caudal de 300 m³/h, demandados en el proceso tecnológico. Se concluye que la utilización de un modelo matemático que relaciona los parámetros reológicos de la pulpa laterítica y los parámetros energéticos del sistema de bombeo, garantiza de forma energéticamente eficiente la alimentación de la pulpa requerida en el proceso de lixiviación ácida.

ÍNDICE

	Pág
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO CONCEPTUAL DE LA INVESTIGACIÓN	12
1.1 Proceso de lixiviación ácida a presión para menas lateríticas.....	12
1.2 Sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas	15
1.2.1 Generalidades sobre los sistemas de bombeo.....	15
1.2.2 Variables que influyen en la operación de bombeo de las pulpas lateríticas.....	18
1.3 Relación entre las propiedades reológicas de las hidromezclas lateríticas y sus sistemas de bombeo.....	20
1.3.1 Generalidades sobre la reología.....	21
1.3.2 Factores que definen las características reológicas en las pulpas	24
1.3.3 Modelos reológicos de las hidromezclas lateríticas.....	27
1.3.4 Influencia de las propiedades reológicas en los sistemas de bombeo.....	30
Conclusiones parciales	35
CAPÍTULO 2. MÉTODOS Y MATERIALES	37
2.1 Selección de variables a considerar en el plan experimental	37
2.1.1 Selección de los factores	38
2.1.2 Selección de variables.....	42
2.2 Experimentos a escala industrial.....	45
2.3 Equipos y Materiales.....	48
2.4 Procedimiento de optimización operacional del sistema de bombeo de pulpa cruda	51

2.5 Procedimiento de optimización operacional del sistema de bombeo de pulpa precalentada.....	62
Conclusiones parciales	65
CAPÍTULO 3. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS	67
3.1 Composición química de las muestras utilizadas.....	67
3.1.1 Distribución de tamaño de las partículas de la fase sólida de las muestras	68
3.1.2 Resultados del análisis reológico a temperatura ambiente	70
3.1.3 Resultados de análisis reológicos a diferentes temperaturas	73
3.2 Modelación matemática de las propiedades reológicas de las pulpas estudiadas	77
3.3 Validación de los modelos propuestos	78
3.3.1 Validación de los modelos reológicos mínimos cuadrados.....	78
3.3.2 Validación de los modelos de cálculo de las bombas de pulpa cruda.....	81
3.2.3 Validación de modelos para el cálculo de las bombas de pulpa precalentada	85
3.4 Aplicación informática para la operación de los sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas	88
3.4.1 Operación y optimización de sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas.....	89
3.5 Análisis Económico	94
3.6 Análisis Medioambiental	98
Conclusiones parciales	99
CONCLUSIONES GENERALES.....	100
RECOMENDACIONES.....	101
REFERENCIAS BIBLIOGRAFÍAS	102
ANEXOS	126

INTRODUCCIÓN

Para la obtención de níquel y cobalto a partir de menas oxidadas, se conocen dos tecnologías: la de Lixiviación Carbonato Amoniacal (CARON) y la de Lixiviación Ácida a Presión (HPAL) que ha resultado ser la de mayor eficiencia metalúrgica para el tratamiento de limonitas y es utilizada en la empresa cubano-canadiense “Comandante Pedro Sotto Alba-Moa Nickel S.A”. Desde la década del 90 del Siglo XX se ponen en marcha otros proyectos industriales que son variantes de la tecnología ácida: Murrin Murrin, Bulong, Cawse y Calliope en Australia, Ambatovy, Madagascar en el sur de África y Myanmar en Tagaúng Taúng en China (Foris, 1997; Venture, 1998; Cairns, 1998; Chalkley, 1998; Mick, 2001; Project, 2015). En estos procesos foráneos, la lixiviación ácida se realiza en autoclaves horizontales con agitación mecánica y en ellos no se necesita una elevada carga o altura de bombeo (International Nickel Study Group, 2015), mientras que en la variante cubana las autoclaves son verticales.

En la empresa “Comandante Pedro Sotto Alba”, históricamente ha sido imposible garantizar que el flujo de alimentación de hidromezcla en la Planta de lixiviación, se caracterice por valores suficientemente elevados y estables, de concentración y productividad por el sólido.

La referida situación provoca las siguientes consecuencias:

- Incremento del costo unitario del producto final al disminuir la concentración del producto espesado. Se produce como resultado del incremento del índice vapor/mineral que diluye la hidromezcla, disminuye la productividad por Ni+Co en lixiviación y consecuentemente incrementa los costos asociados a la obtención y transporte de agua, ácido sulfúrico y cieno carbonatado, así como al calentamiento de la suspensión y el transporte de

suspensiones tecnológicas y residuales. Todo ello incrementa el índice MWh/Ni+Co que cuantifica el consumo relativo de electricidad del Sistema Electroenergético Nacional por masa de producto final.

- Incremento de acciones nocivas al medio ambiente y a la sustentabilidad de la producción: emisión de gases de combustión, humo y calor en la termoeléctrica; la extracción de cieno carbonatado de la plataforma insular; la emisión de licor residual y emisión de yeso con las colas
- Complicación de la operación e incremento del estrés del personal de operaciones en la mina para obtener mezclas que, además de garantizar la ley de Ni (Níquel), Fe (Hierro) y Mg (Magnesio), garanticen concentraciones adecuadas de sólidos en el producto espesado y en la Planta de Lixiviación deben adecuarse las condiciones de alimentación a los cambios en las condiciones de trabajo.

De lo anterior se deriva la necesidad de encontrar vías para incrementar y estabilizar el flujo de hidromezcla alimentada a la Planta de Lixiviación y garantizar con ello el incremento de la eficacia y de la eficiencia del proceso tecnológico.

Los trabajos dirigidos a mitigar esta situación han estado orientados hacia el estudio de la influencia que sobre la sedimentación, ejercen los siguientes factores: agentes de agregación, particularidades constructivas del espesador y características internas de la suspensión (Falcón, 1985; Rojas, 1994; Almaguer, 1996; Beyris, 1997; Cerpa, 1997; Beatón, 2001; Castellanos, 2009; Castellanos, 2016). Otros autores se refieren al perfeccionamiento del control del proceso de espesamiento. En este sentido se ha propuesto predecir la concentración de sólidos en el producto espesado, a partir de la concentración de sólidos en la torta obtenida por filtración en una prueba de laboratorio Mariño (2002) y mediante el denominado Índice de Sedimentación (Beyris, 1997).

Las investigaciones que han permitido comprender mejor la influencia de los factores que determinan las características reológicas y coloides de las pulpas que alimentan al proceso productivo son las realizadas por (Garcell, 1991; Cerpa, 1996; Cerpa, 2001; Cerpa, 2003; Pérez, 2004; Pérez, 2008; Pérez, 2010b; Martínez, 2016a).

En las industrias que procesan el mineral laterítico cubano, los sistemas de transporte de fluidos son consumidores de una parte importante de la energía utilizada con fines productivos. Según (Leonhard, 1996; Londoño, 2013; Campos, 2013; Romero, 2014), más del 60 % de la energía total que se consume en la transportación de fluidos ocurre mediante los accionamientos eléctricos con motores de inducción, y de este consumo, más del 55 % se utiliza en los accionamientos de bombas. Se hace necesario entonces proponer alternativas que contribuyan a mejorar los índices de rendimientos de estos sistemas de bombeo teniendo en cuenta la variación de las características del fluido y del proceso industrial.

Al considerar lo anterior, así como otros trabajos de (Izquierdo, 1989a; Suárez, 1998) se puede resumir que, para contribuir con la solución de la problemática relacionada con la imposibilidad de obtener valores suficientemente elevados y estables de concentración y productividad por el sólido, los esfuerzos de investigadores y tecnólogos, han estado dirigidos principalmente al incremento de la productividad de los espesadores, al incremento de la concentración de sólidos en el producto espesado, al mejoramiento del control del proceso de sedimentación para garantizar la estabilidad en la descarga y al conocimiento de los parámetros reológicos y energético de la red de transporte. Estas acciones han contribuido al conocimiento sobre el tema y son el punto de partida para el perfeccionamiento en cada nueva etapa de investigación. Sin embargo, no han sido encontradas referencias de trabajos que permitan resolver las siguientes problemáticas particulares:

- El sistema de transporte no es capaz de garantizar el trasiego de la hidromezcla hasta la Planta de Lixiviación con la productividad requerida, cuando en los espesadores se consiguen concentraciones de sólidos por encima de los valores, que condicionan niveles de viscosidad que a su vez incrementan la carga requerida por la red, por encima de los niveles que pueden garantizar las bombas con la frecuencia de rotación preseleccionada
- La operación de las bombas centrífugas en la Planta de Espesadores prevé la variación de la frecuencia de rotación para garantizar la productividad requerida, sin considerar la posibilidad de garantizar el rendimiento óptimo
- Las bombas centrífugas encargadas de alimentar a las bombas de diafragma en la Planta de Lixiviación operan en condiciones energéticamente no optimizadas.

A partir de lo anterior es posible enunciar la siguiente **situación problemática**:

El sistema de transporte de la hidromezcla desde la Planta de Espesadores hasta la succión de las bombas volumétricas en la Planta de Lixiviación, no garantiza valores suficientemente elevados y estables, de concentración y productividad por el sólido, porque carece de un sistema de toma de decisiones tecnológicas que permita configurar la operación del sistema bombeo de manera eficaz y energéticamente eficiente que tome en cuenta la dinámica del proceso tecnológico y los factores reológicos de la pulpa.

A juicio del autor, para contribuir con la solución de la situación problemática resulta necesario resolver las ecuaciones que describen el comportamiento de las curvas características carga – descarga de las redes y de las bombas para, mediante el análisis conjunto de estas, obtener la frecuencia de rotación del impelente que garantiza los caudales requeridos en regímenes de operación energéticamente óptimos. Para ello debe contarse con información suficiente acerca del comportamiento de los parámetros reológicos de las hidromezclas en función de la

concentración de sólidos, la temperatura y la composición granulométrica en el intervalo de variación de estos factores en las condiciones de operación del sistema de transporte.

A nivel internacional, se han realizado diversas investigaciones con la finalidad de operar sistemas de bombeos y la estimación de las pérdidas de carga en tuberías (Cherkasski, 1986; Bastha, 1986; Nekrasov, 1990; Trapeznikov, 2011), donde se han obtenido valiosos resultados experimentales a partir del ensayo de equipos de bombeo ya construidos por firmas de reconocido prestigio internacional; la principal limitante de la mayoría de estos resultados es que fueron obtenidos con agua como fluido en los ensayos.

En el ámbito nacional, se han publicados trabajos que abordan la modelación de las bombas centrífugas (Turiño, 1996; Santos, 1999; León, 2000); los que se dedican fundamentalmente al estudio del transporte de mieles azucaradas de la Industria Azucarera Cubana donde se obtienen factores de corrección de las curvas características (Roque, 1989; Monteagudo, 1998). Los modelos matemáticos que permiten la estimación de carga y capacidad de diseño en función del ángulo del álabe de salida, la velocidad específica y la viscosidad del fluido diferente al agua, fue obtenido por Mestizo (2005). Ha sido de interés de los investigadores el estudio del transporte del combustible cubano (Laurencio, 2012; Rodríguez, 2015) a partir de modelos reológicos y su influencia en los parámetros de transporte por tuberías. Las investigaciones que contienen los modelos matemáticos que relacionan los sistemas de bombeos con las hidromezclas lateríticas (Izquierdo, 1989a; Suárez, 1998; Izquierdo, 2001; Turro, 2002; Turro, 2008; Rodríguez, 2016b), se limitan al cálculo de las caídas de presión en las tuberías. En los últimos años los estudios se han centrado en las hidromezclas de cieno carbonatado, materia prima para la neutralización del licor producto de lixiviación ácida (Breff, 2014; Martínez, 2016a; Hernández, 2016f), y han estado relacionadas con el beneficio y los modelos reológicos para su transporte.

Los caudales de las bombas utilizadas depende considerablemente de las características reológicas del fluido trasegado; sin embargo, dado el insuficiente conocimiento disponible de estas características, la selección y explotación de las mismas se realiza al considerar que el comportamiento reológico de los fluidos es newtoniano (Pérez, 2010a; Ramírez, 2015; Hernández, 2016b). Los modelos matemáticos de los parámetros reológicos viscosidad aparente, esfuerzo cortante inicial, índice de consistencia e índice de flujo de flujos obtenidos por permiten evaluar los principales factores de influencia como concentración total de sólidos, la distribución de tamaños de las partículas, el pH y la composición mineralógica tienen como principal restricción que se obtiene a temperatura ambiente y no permiten evaluar todas las variaciones a que está sometido el proceso productivo en cuanto a concentración de sólidos en la hidromezcla.

Se puede resumir que los estudios dirigidos a encontrar la influencia de los factores que determinan las características reológicas y coloidequímicas de las pulpas que alimentan al proceso productivo, han dado como resultado relaciones de influencia de carácter general, lo que obliga a realizar nuevas caracterizaciones experimentales de las propiedades de la pulpa laterítica y su influencia en los problemas de bombeos debido a la sedimentación en la tubería o, simplemente, por la alta viscosidad que llega a alcanzar, lo cual demanda una mayor carga de bombeo con su correspondiente gasto energético.

Problema científico

Insuficiente conocimiento acerca del comportamiento de los parámetros reológicos de las hidromezclas en función de la concentración de sólidos, la temperatura, la composición química y granulométrica en el intervalo de variación de estos factores en las condiciones de operación del sistema de bombeo y su influencia en los parámetros energéticos: cargas, pérdidas hidráulicas, potencia y eficiencia.

Resolver este problema permitirá obtener las ecuaciones que describen el comportamiento de las curvas características carga – descarga de las redes y de las bombas, mediante el análisis conjunto de estas, se determinará la frecuencia de rotación del impelente, que garantizará los caudales requeridos en regímenes de operación energéticamente óptimos.

Objeto de la investigación

Parámetros reológicos y energéticos de sistemas de bombeo de las hidromezclas lateríticas.

Campo de acción

Modelación de los parámetros reológicos y energéticos de sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas.

Objetivo general de la investigación

Establecer el comportamiento de los parámetros reológicos y energéticos de los sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas en función de la concentración de sólidos, la temperatura, la composición química y granulométrica que garantice la productividad de la Planta de Lixiviación con eficiencia energética.

Hipótesis de la investigación

Si:

1. Se modelan los parámetros reológicos de viscosidad aparente, esfuerzo cortante inicial, índice de consistencia e índice de flujo de las hidromezclas lateríticas cruda y precalentada, como funciones de la temperatura, contenido de sólidos y composición granulométrica y a partir de este conocimiento se resuelven las ecuaciones que describen el comportamiento de las curvas características carga – descarga de las redes y de las bombas.
2. Se modelan los parámetros energéticos que determinan la productividad de los sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas cruda y precalentada como flujos, cargas, pérdidas

hidráulicas, potencia y eficiencia como funciones de los parámetros reológicos de los fluidos que transportan.

Entonces:

Para las condiciones variables de producción existentes en la empresa “Comandante Pedro Sotto Alba”, se podrán resolver las ecuaciones que describen el comportamiento de las curvas características carga – descarga de las redes y de las bombas, y mediante el análisis conjunto de estas, se obtendrá la frecuencia de rotación del impelente, que garantizará los caudales requeridos en regímenes de operación energéticamente óptimos.

Para dar cumplimiento al objetivo general se declaran los siguientes

Objetivos Específicos

- I. Obtener modelos reológicos para las condiciones de concentración de sólidos, temperatura, composición química y granulométrica de las hidromezclas lateríticas a partir de datos recogidos en muestras de pulpas tomadas en Unidades Demostrativas de Producción.
- II. Obtener los modelos matemáticos de los parámetros energéticos de los sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas que proporcionen los caudales requeridos en regímenes de operación en correspondencia con las condiciones operativas variables.
- III. Elaborar un procedimiento de cálculo a partir de los modelos anteriores para la selección de parámetros energéticamente óptimos de operación eficaz de las bombas instaladas que los simule mediante una aplicación informática con el propósito de contribuir a la estabilidad tecnológica de la producción.
- IV. Evaluar el impacto económico y medioambiental de las propuestas de esta investigación en la empresa “Comandante Pedro Sotto Alba”.

Para garantizar la obtención de la novedad científica se desarrolla un sistema de tareas a partir de los objetivos específicos:

Tareas de la investigación

- I.a Compilación bibliográfica sobre: el proceso de lixiviación ácida, la reología y el comportamiento de los fluidos.
- I.b Sistematización de los resultados de la tarea I.a y realización de un análisis crítico que permita establecer las deficiencias e insuficiencias del conocimiento disponible.
- I.c Análisis químico, mineralógico y reológico de pulpas cruda y precalentada con el propósito de caracterizar las hidromezclas estudiadas.
- II.a Análisis de las limitaciones teórico-prácticas de los métodos de obtención del punto de funcionamiento de las bombas centrífugas en función de las características reológicas de las hidromezclas espesadas.
- II.b Determinación de parámetros para la operación eficiente de los sistemas de bombeo de hidromezclas de las pulpas cruda y precalentada.
- III.a Desarrollo de una aplicación informática para la evaluación práctica de los modelos propuestos.
- III.b Búsqueda exhaustiva y total discreta para determinar el punto de operación óptimo.
- IV Valoración de beneficios económicos e impactos ambientales asociados a la optimización de los parámetros de operación de los sistemas de bombeo en las condiciones de explotación de empresa con tecnología de lixiviación ácida.

La **Novedad científica** de la presente investigación radica en que:

Se establecen los modelos matemáticos que describen los parámetros reológicos en función de: el contenido de sólidos, el número de mineral, el coeficiente de polidispersión y la temperatura de las partículas en la suspensión y modelos matemáticos de los parámetros energéticos de los sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas que posibilitan, el cálculo, la simulación y la optimización de parámetros del sistema para garantizar la productividad y

eficiencia energética en las condiciones de explotación del proceso de lixiviación ácida de la empresa “Comandante Pedro Sotto Alba”.

Aportes Teóricos

1. Modelos reológicos característicos de los parámetros de las hidromezclas lateríticas de viscosidad aparente, esfuerzo cortante inicial, índice de consistencia e índice de flujo de la hidromezcla laterítica como funciones del contenido de sólidos, número de mineral y la temperatura de las partículas en la suspensión.
2. Modelos matemáticos de flujos, cargas, pérdidas hidráulicas, potencia y eficiencia de los sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas cruda y precalentada en función de las características reológicas de los fluidos que transportan.

Aportes Prácticos

1. Metodología para obtener los parámetros óptimos de operación eficaz de las bombas centrífugas y volumétricas de pulpas cruda y precalentada.
2. Determinación de puntos de operación energéticamente óptimos de los sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas cruda y precalentada de la empresa “Comandante Pedro Sotto Alba” y su implementación en una aplicación informática que facilita la toma de decisiones en las operaciones de estos sistemas.

Los resultados se muestran en una introducción donde se presenta el diseño de la investigación; tres capítulos donde se analiza el estado del arte del tema de la investigación, se fundamentan los procedimientos para el análisis químico, mineralógico, reológico y la modelación operacional, se muestran los resultados de la optimización de la operación de los sistemas de bombeo de hidromezcla, conclusiones, recomendaciones, bibliografía y 17 anexos que amplían y precisan algunos tópicos tratados en la tesis

CAPÍTULO 1

Marco teórico conceptual de la investigación

CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO CONCEPTUAL DE LA INVESTIGACIÓN

La revisión de la literatura en el campo de modelación de los parámetros reológicos de las pulpas lateríticas y su influencia en el sistema de bombeo se realiza en tres etapas: la primera abarca la caracterización del proceso de lixiviación ácida a presión en menas lateríticas; la segunda particulariza las características del sistema de bombeo de las hidromezclas lateríticas, dada la clasificación como fluido no newtoniano y por último, la tercera analiza la relación entre las propiedades reológicas de las hidromezclas lateríticas y el sistema de bombeo. El objetivo del capítulo es establecer las bases de la caracterización de los parámetros reológicos de las pulpas lateríticas y su influencia en los parámetros energéticos de los sistemas de bombeo de estas hidromezclas.

1.1 Proceso de lixiviación ácida a presión para menas lateríticas

A nivel mundial se reconoce que la tecnología más eficiente y económica en la obtención del níquel, es la lixiviación ácida a presión, conocida como HPAL. Dicha tecnología es un proceso que se efectúa a través de la disolución de los óxidos de níquel y cobalto en forma de sulfatos a través del reactivo químico ácido sulfúrico. Los estudios realizados sobre las diferentes tecnologías de producción de níquel (Castellanos, 2011; Chaviano, 2015), indicaron que el proceso de lixiviación ácida a presión es la alternativa más económica para el procesamiento de minerales de níquel, aún para minerales de baja ley.

En la empresa “Comandante Pedro Soto Alba”, el mineral se extrae en varios frentes de explotación y se transporta mediante camiones hasta la planta de “Preparación de Pulpa”. En esta planta se obtiene una hidromezcla que en el argot industrial particular se denomina pulpa, cuya concentración de sólidos se encuentra alrededor de 25 % en masa. Esta hidromezcla se

transporta por gravedad hasta la planta de “Espesadores”, donde se alcanzan concentraciones de sólidos que por diseño deben encontrarse entre el (47-48) %. De la planta de Espesadores, la hidromezcla se transporta mediante bombas centrífugas hasta la planta de lixiviación, donde se precalienta hasta los 82 °C, para ser alimentada mediante bombas centrífugas a la succión de bombas de diafragma, encargadas de transportarla a las autoclaves, donde ocurrirá la lixiviación del mineral con ácido sulfúrico al 98 % a la temperatura de 240 °C, que se alcanza gracias a la alimentación de vapor de agua saturado con una presión igual a 4480 kPa; este subproceso compone las operaciones unitarias iniciales de la Tecnología Ácida a Presión (Keenan, 1986; Treybal, 1990).

Las tendencias actuales en los procesos de lixiviación ácida son:

Operar las autoclaves con temperatura (260-270) °C, Proyecto Prony Nueva Celedonia, los beneficios esperados: cinética de lixiviación más rápida, menores tiempos de retención y por lo tanto autoclaves de menor tamaño, menor consumo de ácido y mayor pureza del licor de lixiviación, no obstante tiene como desventajas: gran incremento de la presión lo que implica mayor espesor de las paredes de las autoclaves, sin embargo el aumento de la temperatura en la autoclave se tendría que lograr por inyección directa de vapor. Se ha reportado que la Planta Piloto Goro va a operar a 270 °C (Chalkley, 1998; Chalkley, 2016).

Calentamiento indirecto de las pulpas de alimentación, las tres Plantas en Australia usan el sistema de flasheo de la pulpa de salida de la autoclave y el vapor producido para calentar la pulpa de alimentación por contacto directo, tiene como limitación actual la temperatura máxima de operación de las bombas de desplazamiento positivo, requiere de bombas entre cada una de las etapas, diluye la pulpa de alimentación a la autoclave y al licor lixivante y requiere de bombas de alimentación a la autoclave que trabajen a alta temperatura. El sistema precalentamiento indirecto es ventajoso cuando se quieren obtener mayores temperaturas de

lixiviación. En el proyecto de la Planta de Bulong se consideró seriamente utilizar el sistema de calentamiento indirecto por lo menos, en forma parcial, en una o dos de las últimas etapas de precalentamiento. Con esto se lograría disminuir la temperatura de operación de la bomba de alimentación a la autoclave y la dilución provocada por la inyección de vapor dentro de la autoclave.

Tecnología de preparación directa, para lograr mayores concentraciones de sólidos se utiliza de pulpa (48-50) % sólidos con el empleo de aditivos, responde de forma similar, independiente de la composición mineralógica de los minerales. La aplicación de la preparación directa para el procesamiento de minerales con alto contenido de magnesio, además de obtenerse una pulpa producto con alta concentración de sólidos (48-50) %, produce un beneficio al mineral, reporta un enriquecimiento en níquel y cobalto en la pulpa producto y pasa una gran parte del magnesio (~50 %) al rechazo, que representa un 5 % en peso del mineral inicial. La preparación directa de la pulpa se puede realizar a temperatura ambiente o alta temperatura (80-95) °C (Castellanos, 2009; Castellanos, 2016).

Empleo de agua hipersalina, el uso de agua a 70 °C permite reducir la viscosidad de la pulpa para facilitar el tamizaje, bombeo y agitación. Un proyecto de un circuito de beneficio puede eliminar el espesamiento en sedimentadores (Hernández, 2010) al obtener productos homogéneos por su contenido mineralógico, químico y granulométrico. El Centro de Investigaciones para la Industria Minero-Metalúrgica (CIPIMM) ha desarrollado alternativas de espesamiento de minerales arcillosos a escala experimental en yacimientos de pulpas productos de Moa, Pinares, San Felipe y de Murrin Murrin. Permiten lograr hasta 60 % de sólidos y pulpas bombeables con tecnologías de preparación directa (sin espesamiento) (Hernández, 2008; Castellanos, 2009; Hernández, 2013a). Se reporta que una pulpa puede ser bombeada, cuando presenta una viscosidad menor de 10 Pa·s.

En el caso de las pulpas limoníticas naturales (no tratadas) con alta concentración de sólidos, se consideran no bombeables, por lo que se requiere inyectar agua en el cono del sedimentador para su bombeo. En estas condiciones, se diluye la pulpa a la entrada del precalentador y la autoclave, lo que provoca una disminución de la producción (Hernández, 2015a; Castellanos, 2016).

Puede plantearse que el problema a resolver de esta investigación es determinar la influencia de la hidromezcla espesada en el sistema de bombeo que permita incrementar la productividad en la Planta de Lixiviación, con altas concentraciones de sólidos y temperatura hasta 90 °C, los resultados permitirán evaluar las mejoras tecnológicas en HPAL que se aplican a nivel internacional.

1.2 Sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas

La solución de problemas asociados con proyectos de diseño, 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, 2006).

1.2.1 Generalidades sobre los sistemas de bombeo

En cuanto a la operación de los sistemas de bombeo, hay que tener en cuenta los sistemas de regulación y control que permitan obtener el caudal y la presión deseados, así como los problemas de cavitación, inestabilidades y transitorios que se puedan producir (Nekrasov, 1990; Streeter, 2000). Una vez efectuado el diagnóstico a cavitación y sin detectar anomalías en cuanto a su ocurrencia, se realiza el **diagnóstico operacional** del sistema basado en la verificación que se encuentra entregando el flujo requerido al proceso (Q_{req}) para el cual se

brinda este servicio de transporte. Esto es posible siempre y cuando el flujo de operación (Q_{Op}) sea mayor o igual al flujo requerido, o sea, $Q_{Op} \geq Q_{req}$. En caso contrario el sistema no brinda los requerimientos industriales necesarios, por lo que se debe actuar para garantizar su eficiencia mediante cambios en los parámetros de operación, la selección de una nueva bomba o el rediseño del sistema. El criterio económico debe decidir entre las variantes que se formulen (Turiño, 1996).

Parte de este diagnóstico operacional es la comparación entre el flujo de operación y el flujo para el punto de máxima eficiencia (Q_d). Un equipo de bombeo se encuentra operando eficientemente cuando el flujo de operación posee una eficiencia que se diferencia hasta en un 10 % de la eficiencia máxima de la bomba (Karassik, 1968). Sin embargo, no existe un procedimiento que permita evaluar el sistema de bombeo a partir del conocimiento de las propiedades reológicas de las hidromezclas lateríticas y la relación con las curvas características carga – descarga de las redes y de las bombas.

Para la producción diaria de la Planta de Lixiviación se necesitan de 9 000 a 10 000 t/día de mineral, lo que equivale a 375 y 417 t/h, se debe extraer entre 1600 y 1800 t/día a cada espesador, para un caudal de extracción de 450 a 478 m³/h y un contenido de sólidos del 48 %. En las actuales condiciones de operación, no se toman en cuenta los parámetros reológicos y se caracteriza el fluido transportado como newtoniano, el caudal de extracción se reduce en un 60 % cuando la concentración de sólidos supera el 45 % (Hernández, 2016c).

El rendimiento es máximo en el caudal que determina el Punto de Diseño de la Bomba (PDB), y disminuye para caudales superiores e inferiores. Usualmente, tanto la potencia como el rendimiento se refieren únicamente a la bomba, sin tener en cuenta el motor que se utiliza para accionarla. Los valores máximos de rendimiento se encuentran entre el 85 y el 90 %. La eficiencia garantizada debe concordar con el punto de operación definido por el punto de

intersección entre la curva flujo-carga y la línea recta que va desde el origen y pasa a través del punto de operación (Blanco, 1994; Campos, 2013).

El estándar de las Normas ANSI (Intitute, 1994), ha editado gráficas (nomogramas) que son de gran ayuda para predecir la eficiencia de equipos de bombeo, sin embargo, solo es aplicable para el agua, por tanto, al analizar el manejo de mezclas viscosas es necesario tener en cuenta otros efectos que afectan la eficiencia.

Son característicos en la formulación del problema de racionalización del transporte de fluidos, el costo atribuible a las tuberías (costos fijos) y el costo energético en cuanto a costos de explotación (costos variables) (Aguirre, 1996; Hechavarría, 2009). El costo de bombeo en que se incurre al transportar el fluido se expresa mediante la ecuación 1.1 (Laurencio, 2010):

$$C_{bom} = \frac{t_{el} \cdot t_t}{\eta_m \cdot \eta_b} \cdot N_h \cdot 10^{-3} \quad (1.1)$$

C_{bom} : costo de bombeo de la instalación, CUC/año; N_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

Los motores eléctricos que accionan bombas centrífugas de pulpas lateríticas operan con mucha variabilidad en sus cargas, debido a las especificidades del proceso tecnológico, y su eficiencia se ven afectadas por la presencia de regímenes de cavitación en las bombas que ocasionan fuertes vibraciones mecánicas en los mecanismos de hidrot transporte (Rojas, 2006; Reyes, 2007; Hernández, 2015a; Hernández, 2015b).

La mejora del rendimiento de los accionamientos para bombas se ha tratado con el uso alternativo de accionamiento a velocidad variable por control del caudal de la bomba centrífuga (en sustitución del uso de velocidad constante y de válvulas de estrangulación), lo

cual muestra mejoras en el consumo de energía a partir del aumento del rendimiento de la bomba. Se incorpora el concepto de inteligencia artificial, como una nueva herramienta matemática, en el cálculo de las pérdidas de presión en tuberías, para lo cual manejaron fluidos de comportamiento no newtoniano, al obtener errores de predicción menores a 5,4 % (Mestizo, 2005; Rojas, 2006; Hernández, 2011; Hernández, 2013b; Rojas, 2015; Martínez, 2014), sin embargo, tienen como limitante que la única variable que toma en cuenta es la densidad. Los sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas de la empresa cuentan con un sistema de monitoreo que permitirá, a partir de la identificación de las variables que intervienen en la toma de decisión de la operación del bombeo, la realización del control automático del punto de operación que garantice la productividad de la Planta.

1.2.2 Variables que influyen en la operación de bombeo de las pulpas lateríticas

La eficacia de cualquier operación de bombeo depende de dos grandes grupos de variables:

- a. Las relacionadas con el diseño del sistema de transportación (sistemas de acceso al fluido que se transporta, tubos, codos, bombas).
- b. Las relacionadas con el fluido que se transporta.

El primer grupo de variables condiciona los componentes estacionarios del sistema de bombeo y algunos elementos dinámicos durante su explotación (tales como las válvulas y los variadores de velocidad). En esta investigación donde el objeto es un sistema de bombeo que ya está en explotación, estas variables se consideran conocidas y forman parte de los datos para el cálculo clásico de presión y caudal del sistema de bombeo en el punto de destino (Saldarriaga, 1998). Para establecer el segundo grupo de variables se considerarán las propiedades de las hidromezclas que inciden en el gasto específico de energía durante su transporte mediante sistemas de bombeo. A continuación se explican las variables de este que, según diversos autores, inciden en las pérdidas hidráulicas.

Las pulpas lateríticas constituyen hidromezclas de flujos bifásicos o trifásicos cuya estructura del movimiento depende de la fracción volumétrica del gas, de la velocidad de la fracción líquida en la mezcla y para velocidades mayores de 3,5 m/s, depende de la forma en que esta entra en la tubería (Mijailov, 1994). Son de especial valor para establecer un procedimiento de análisis integral de todo el sistema, los estudios experimentales de (Rojas, 2001) encaminados a mostrar el comportamiento electromecánico de un sistema de transporte de un fluido sobre la base de sus correlaciones con la densidad de la pulpa a transportar para determinadas condiciones de explotación.

Desde el punto de vista de la racionalidad energética, en este caso de estudio Turro (2002), tiene significación la velocidad del flujo de la pulpa y la densidad determinada por la concentración del material sólido en ella. No obstante, durante el transporte de pulpa laterítica en condiciones de tecnologías CARON y HPAL, que se realizan a diferentes temperaturas, y usualmente a través de bombas centrífugas, están presentes elementos en estado sólido, líquido y gaseoso. Estos últimos ocasionan cavidades indeseadas en las tuberías y disminuyen sensiblemente el rendimiento (Reyes, 2007; Hernández, 2015b; Reyes, 2016).

La pulpa laterítica caracterizada de acuerdo con las condiciones de la etapa del proceso, posee diversas cualidades reológicas determinadas por sus propiedades mineralógicas, químicas, granulométricas, físico-mecánicas como la densidad, viscosidad y su condición de plasticidad que determinan su comportamiento como fluidos estructurados, donde las partículas muestran un comportamiento pseudoplástico y características plásticas, fundamentalmente causado, por la concentración de sólidos (Garcell, 1991; Cerpa, 1996; Cerpa, 2001; Cerpa, 2003).

La elaboración del modelo físico-matemático del movimiento de suspensiones de serpentinita blanda por tuberías fue obtenido por Suárez (1998), basado en los resultados de las investigaciones de las propiedades reológicas, la determinación de las regularidades de la

variación de los coeficientes de resistencia hidráulica en dependencia de la concentración de sólidos. En la investigación realizada por Izquierdo (1989b) se determinan los parámetros y regímenes de hidrotransporte de mineral laterítico a partir de las propiedades físico-mecánicas de las hidromezclas, se formula el modelo físico-matemático del flujo de las pulpas lateríticas; se comprueba que el flujo depende de la velocidad de las pulpas y de la concentración de sólidos.

En el análisis de la potencia de bombeo necesaria para el transporte de hidromezclas lateríticas la concentración total de sólidos es el factor de mayor incidencia en el comportamiento reológico no newtoniano, tiene incidencia en el rendimiento del conjunto motor-bomba, cuya correcta valoración exige el conocimiento del modelo reológico, las características de la red hidráulica, potencia hidráulica (N_h) y potencia eléctrica (N_m) (Hernández, 2013b; Rodríguez, 2016a; Batista, 2016).

Al considerar que las pulpas lateríticas presentan un comportamiento reológico no newtoniano, con un incremento de la viscosidad aparente en el transporte de pulpas con un alto porcentaje de sólidos, y el análisis de las investigaciones antes relacionadas, puede asumirse que las variables principales que participan en la evaluación de la eficiencia del conjunto bomba-motor son: viscosidad aparente (μ_a), densidad determinada por la concentración del material sólido, la pérdida de presión (ΔP), el caudal (Q), potencia hidráulica (N_h) y potencia eléctrica (N_m).

1.3 Relación entre las propiedades reológicas de las hidromezclas lateríticas y sus sistemas de bombeo

Sobre la influencia de las propiedades reológicas en el comportamiento de las características operacionales de equipos de bombeo, el método más simple para la obtención de los parámetros de funcionamiento y de reconstrucción de las características al variar la

viscosidad, se basa en el empleo de coeficientes de corrección específicos para cada fluido, obtenidos por vía experimental (Bienvenido, 1973; Turiño, 1999; Santos, 1999; León, 2000; Turro, 2002; Laurencio, 2012).

Los fluidos no newtonianos presentan como característica fundamental que su viscosidad es función del gradiente de velocidad y, por tanto, cambia con la variación de dicho gradiente, aún cuando se mantengan la temperatura y otras condiciones constantes, usualmente, se le denomina, viscosidad aparente.

1.3.1 Generalidades sobre la reología

Varios investigadores en el mundo han dedicado sus estudios al campo de la reología de polímeros (Mewis, 1989; Caram, 2006; McGuire, 2006; Gomes, 2013; Li, 2016) y de emulsiones de petróleo (Ohtake, 1987; Pal, 1990; Briceño, 1997; Briceño, 2001; Rodríguez, 2015; Vernáez, 2016). Otros han analizado el comportamiento reológico de suspensiones de minerales tales como bentonita (Bekkour, 2005; İşçi S, 2005), goethita (Blakey, 2003) y lateritas procedentes de distintos yacimientos (Bhattacharya, 1998; Lason, 1999; Klein, 2002; Blakey, 2003; Pérez, 2010b).

Las más recientes tendencias en la reología son los sistemas multifases, la formulación del producto, la interfaz, microreología y microfluidos y las aplicaciones, con énfasis especial en los alimentos, polímeros y biopolímeros, y cosméticos, así lo confirman las Sociedades y Grupos de Reología de España, Portugal, E.U, Canadá, Japón y Gran Bretaña. La Sociedad de Reología de México confirma estudio de minerales biolixiviados en etapa experimental en la Universidad Nacional Autónoma de México, (IBEREO'15, 2015; Grupo Español de Reología, 2016).

Para expresar la relación existente, en estado estacionario, entre el esfuerzo cortante y el gradiente de velocidad se han propuesto varias relaciones empíricas (modelos reológicos).

Existe en la literatura una gran variedad de modelos propuestos (Garcell, 1988; Malkin, 1994; He, 2006; Chhabra, 2008; De las Heras, 2011) y los más difundidos se presentan a continuación.

Modelo de Oswald de Waele:

$$\tau_{yx} = K \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^n \quad (1.2)$$

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

En esta ecuación, n es el índice de flujo, el cual es una medida del grado de comportamiento no newtoniano del material, en general n varía poco con los cambios de temperatura y concentración; en cambio, K es muy afectado por las variaciones de estas variables.

Esta expresión se conoce también como Ley de Potencia (1.5); se utiliza para describir el comportamiento de fluidos seudoplásticos y dilatantes. Para $n < 1$ el fluido es seudoplástico; para $n > 1$ el fluido es dilatante; y para $n = 1$ la ecuación se transforma en la Ley de la Viscosidad de Newton, donde $K = \mu$ (μ : viscosidad).

Modelo de Bingham:

$$\tau_{yx} = \tau_0 + \eta_p \left(-\frac{dVx}{dy} \right) \quad (1.3)$$

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

$$\gamma = \left(-\frac{dVx}{dy} \right) \quad (1.4)$$

γ es la velocidad de deformación (gradiente de velocidad)

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

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

Para $\tau_0=0$, la expresión (1.3) se transforma en la Ley de Newton, donde $\eta_p=\mu$

Modelo de Bulkley - Herschell:

$$\tau_{yx} = \tau_0 + K \left(-\frac{dV_x}{dy} \right)^n \quad (1.5)$$

Se utiliza para describir el comportamiento de los plásticos reales.

τ_0 , K y n tienen los mismos significados descritos en los modelos (1.3) y (1.5).

Al representar gráficamente la relación del esfuerzo cortante como función del gradiente de velocidad, se obtienen curvas que describen el comportamiento reológico de los fluidos newtonianos y no newtonianos, estas se denominan curvas de flujo, ver Figura 1.1.

A partir de la clasificación reológica clásica se ha descrito otra más general de los fluidos viscosos (Levenspiel, 1986; Slatter, 1997), se señala una variante a la de los fluidos de Bingham, que indica dos posibilidades más para los fluidos no newtonianos que empiezan a moverse a partir de un cierto esfuerzo cortante, pero cuyo índice de comportamiento “n” es $1 < n < 1$. Estos dos investigadores señalan otros tipos de fluidos cuyo comportamiento está relacionado con los tipos Bingham y es aplicable solo para fluidos pseudoplásticos y Bingham plásticos y en cualquier tipo de régimen de flujo; sin embargo, muchos fluidos importantes presentan otros comportamientos reológicos, por ejemplo los lodos de las aguas negras (Bulkley-Herschell), fluidos de perforación de pozos petroleros (Bulkley-Herschell, Casson), lodos de plantas industriales.

Al tener en cuenta que las caracterizaciones realizadas a las pulpas lateríticas (Garcell, 1991; Cerpa, 2001; Cerpa, 2003; Pérez, 2010b) fueron realizadas en yacimientos que difieren a los

que se encuentran en explotación y se obtuvieron los parámetros reológicos de las pulpas lateríticas en un viscosímetro rotatorio y fueron caracterizados como Bingham y Bulkley-Herschell según la concentraciones de sólidos, se hace necesario comprobar, si las nuevas caracterizaciones reológicas tienen influencia sobre los parámetros energéticos del sistema de bombeo, pues se utilizan valores que fueron obtenidos al inicio de la explotación de la empresa o considerar las hidromezclas lateríticas como fluidos newtonianos.

Se propone representar en dos nuevos tipos, ver Figura. 1.1 y son los siguientes: Bulkley-Herschell dilatante, cuando $n > 1$ y el Bulkley-Herschell pseudoplástico, cuando $n < 1$.

Es de interés de esta investigación comprobar en las actuales condiciones de explotación con yacimientos de minerales con baja ley, el comportamiento de los parámetros reológicos para concentraciones de sólidos (37-48) %, la adición de floculante y con las variaciones de temperatura, cuando $n < 1$, si el comportamiento plástico de las pulpas lateríticas se mantiene con temperatura de 90 °C.

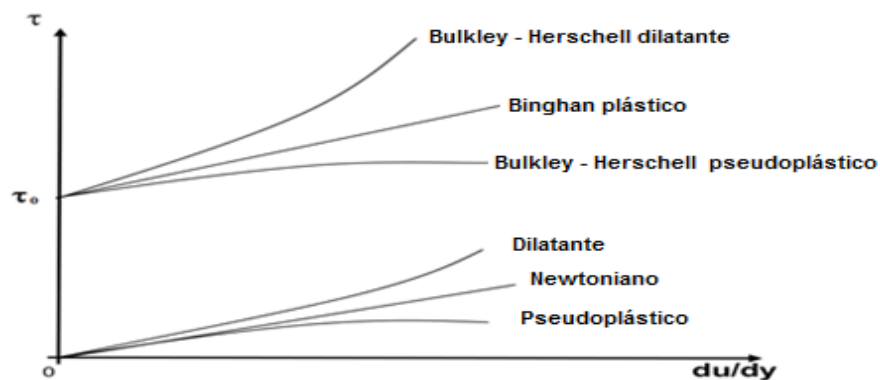


Figura 1.1. Curvas de flujo típicas

1.3.2 Factores que definen las características reológicas en las pulpas

La dispersión de un sólido en un líquido exhibe características de flujo newtoniano o no newtoniano, según las interacciones físicas y químicas que tienen lugar entre las partículas y el líquido, así como de la naturaleza y características de las fases. En la literatura

especializada se analizan diversos tipos de interacciones (Cheng, 1980). En cada tipo de interacción intervienen varios factores que determinan el comportamiento y las características reológicas de la dispersión. Los factores más importantes son las características coloido-químicas de la dispersión (estabilidad), que dependen del pH, de la naturaleza del sólido y de la superficie de las partículas, y de la composición iónica del medio dispersante; composición mineralógica; forma, tamaño y distribución granulométrica de las partículas; concentración de la fase sólida; temperatura de la dispersión.

La influencia de cada factor en particular, o de un conjunto de ellos, puede ser muy compleja sobre todo a las concentraciones requeridas para el proceso productivo que permitan separar mediante procesos hidrometalúrgicos el níquel y el cobalto que contienen (Bhattacharya, 1998; Klein, 2002; Blakey, 2003; Stickel, 2005) de ahí la necesidad de especificar claramente bajo qué condiciones se determinan las características reológicas de la suspensión.

La composición mineralógica del material es de vital importancia para el proceso y complementa la información que ofrece la composición química, puesto que las fases mineralógicas influyen notablemente sobre el comportamiento reológico de la suspensión. El contenido de cada una de ellas en el mineral determina, en gran medida, la estabilidad de las suspensiones, así como los valores del punto de carga cero y del punto isoeléctrico. La forma, tamaño y propiedades superficiales de las partículas están relacionados con las fases mineralógicas presentes en la muestra mineral (Pérez, 2008). La composición mineralógica de las fracciones, fundamentalmente las dispersas $< 37\mu\text{m}$, puede alterar las propiedades reológicas de la suspensión de la pulpa sedimentada (Puchol, 1984; Rojas, 1994; Ariosa, 2003; Agyei, 2006; Valdivia, 2013; Proenza, 2015).

El tamaño de las partículas es un factor muy importante en el comportamiento reológico de las suspensiones, probablemente por su contribución a las fuerzas de Van der Waals (Cerpa,

1996). Dada la composición granulométrica de las suspensiones de mineral laterítico, estas deben analizarse como sistemas coloidales que exhiben características reológicas específicas distintas a las de las sustancias de dispersión gruesa.

Se ha comprobado, teórica y prácticamente, que el contenido de sólidos tiene gran influencia sobre la viscosidad de las suspensiones acuosas de laterita que presentan un comportamiento reológico no newtoniano, que se describe por el modelo de Bulkley-Herschell, a concentraciones entre un 25 y 47 % de sólidos y temperatura ambiente (Avramidis, 1991; Garcell, 1991; Cerpa, 1996; Pérez, 2004; Pérez, 2008).

En principio, el comportamiento del fluido siempre que no exista ninguna reacción o proceso físico, pudiera seguir un comportamiento de acuerdo con la Ley de Arrhenius. En general, en la mayoría de los líquidos y suspensiones se ha observado una disminución de la viscosidad con el incremento de la temperatura (Balagui, 2010; Bourbon, 2010; Colby, 2010); en el caso de los fluidos pseudoplásticos el parámetro más afectado es el índice de consistencia, lo que denota poca incidencia en el índice de flujo (Dak, 2007; Laurencio, 2008a; Andrade, 2009; Vandresen, 2009).

La disminución de la viscosidad se debe a dos causas principales (Garcell, 1993; Laurencio, 2008b; Trapeznikov, 2011): disminución de la viscosidad del medio dispersante y debilitamiento de las estructuras formadas por las partículas al aumentar la temperatura. Se han realizado muy pocos estudios acerca del efecto de la temperatura en el caso de las suspensiones de laterita (Avotins, 1979; Pérez, 2004; Pérez, 2008), de acuerdo con los resultados obtenidos se confirma que el esfuerzo cortante y la viscosidad, así como otras características reológicas, disminuyen al aumentar la temperatura y este es el comportamiento típico esperado en la mayoría de los líquidos y suspensiones, este análisis fue realizado con temperaturas a (28, 35 y 40) °C. La pulpa precalentada llega a alcanzar valores hasta de 90 °C,

sin comprobarse hasta la actualidad el comportamiento de los parámetros reológicos a estos valores de temperaturas.

1.3.3 Modelos reológicos de las hidromezclas lateríticas

Refiriéndose a la viscosidad de los fluidos y en específico a los no newtonianos, muchos han sido los autores que abordan esta importante temática en el desarrollo de la investigación de flujos. En los trabajos de Caldiño (2004) y Moraga (2013), presentan una metodología para obtener funciones reológicas en forma simplificada, de utilidad para ajustar modelos de cálculo para fluidos con altas concentraciones de sólidos. 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.

La principal limitación de las investigaciones realizadas por varios autores (Dak, 2007; Andrade, 2009; Vandresen, 2009; Trapeznikov, 2011) radica en que no se tienen en cuenta las variaciones de la temperatura en el comportamiento reológico del fluido, a pesar de tener esta gran influencia en la estructura y propiedades de la materia

Algunos trabajos relacionados con fluidos seudoplásticos hacen referencia al transporte por tubería (Iakovlev, 1961; Pérez, 1974; Martínez, 2014) donde sobre la base de las investigaciones teóricas y experimentales, se determinan los parámetros y los regímenes racionales de hidrot transporte de diferentes minerales sin considerar las relaciones de las propiedades reológicas.

Estudios realizados en pulpas lateríticas han permitido determinar que para concentraciones inferiores al 18 % en peso de sólidos, las curvas de flujo prácticamente son independientes de su composición mineralógica y exhiben un comportamiento seudoplástico. Sin embargo, para concentraciones de alrededor de 22 % hasta 45 % en peso de sólidos, la viscosidad aumenta al

depender cada vez más de la mineralogía y el comportamiento reológico adquiere propiedades plásticas, de modo que puede ajustarse al modelo de Bingham, en algunos casos, o al de Bulkley-Herschell, en otros (Skelland, 1970; Garcell, 1988; Avramidis, 1991; Cerpa, 1998; Garcell, 1998; Garcell, 2001; Izquierdo, 2001; Pérez, 2004; Pérez, 2010b; Valdivia, 2013; Hernández, 2016e), las suspensiones lateríticas se comportan como flujos no newtonianos con plasticidad, debido a su carácter de materiales polidispersos, con un predominio de granulometría fina (partículas menores de 0,045 mm).

En trabajos reportados por Izquierdo (1989a, 2001) se obtiene, gráfica y analíticamente, la relación entre el coeficiente de pérdida hidráulica por rozamiento (γ) y el número generalizado de Reynolds (Re^*). El análisis se realiza para determinar los diferentes regímenes de transporte de las tuberías. De forma similar, Suárez (1998) hace referencia a la elaboración del modelo físico-matemático del movimiento de suspensiones de mineral por tuberías, basados en los resultados de las investigaciones de las propiedades reológicas y la determinación de las pérdidas específicas de presión para el movimiento de las hidromezclas de mineral en régimen turbulento.

A partir de un modelo matemático obtenido por Turro (2002), propone un sistema de correlaciones para el cálculo y evaluación de las instalaciones de hidrotransporte de colas, que provienen de los resultados de la caracterización realizada al fluido para diferentes temperaturas. En este trabajo no se tiene en cuenta el estado no estacionario del proceso, al no contemplar en el modelo el gradiente de temperatura durante el recorrido del fluido en las tuberías.

Muchos de los trabajos reportados sobre la influencia de las propiedades reológicas se limitan al análisis del comportamiento de las tuberías, sin embargo, no existen resultados que

permitan determinar la influencia de estas propiedades en la característica operacional de sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas.

La mayor parte de los modelos de viscosidad relativa reportados, prácticamente solo contemplan el efecto de la fracción volumen de los sólidos en suspensión (Quemada, 2002) y el modelo más avanzados que logra introducir el efecto de la distribución de tamaños de las partículas lo obtuvo (Senapati, 2009). Se destacan los resultados obtenidos por Pérez (2010a) al obtener los modelos matemáticos que correlacionan los principales factores de influencia sobre el comportamiento reológico de las pulpas lateríticas a temperatura ambiente en la Tabla A3.6 presentada en los Anexos del informe de la investigación, se muestran los valores promedios de estas propiedades reológicas como respuestas experimentales cuando varían ciertas propiedades de las pulpas (ver Anexo 1).

La valoración de los efectos de cada una de las variables, sobre el valor del esfuerzo cortante inicial (τ_0), a medida que se incrementa la concentración de sólidos de la pulpa, aumenta el valor de τ_0 , como un aumento en la diferencia de pH, da lugar a una disminución del esfuerzo cortante inicial, al aumentar el valor del número de mineral, disminuye el valor de τ_0 y a medida que aumenta la concentración de sólidos de la pulpa, disminuye el valor (n).

Los modelos obtenidos fueron los siguientes.

Modelo para la viscosidad

$$\mu = a + b_1 \cdot s + b_2 \cdot \Delta pH + b_3 \cdot Nr \text{ min} + b_{12} \cdot s \cdot \%S + b_{13} \cdot s \cdot \Delta pH + b_{14} \cdot s \cdot Nr \text{ min} + b_{34} \cdot \Delta pH \cdot Nr \text{ min} + b_{123} \cdot s \cdot \%S \cdot \Delta pH + b_{124} \cdot s \cdot \%S \cdot Nr \text{ min} + b_{234} \cdot \%S \cdot \Delta pH \cdot Nr \text{ min} + b_{134} \cdot s \cdot \Delta pH \cdot Nr \text{ min} \quad (1.6)$$

Modelo para el esfuerzo cortante inicial

$$\tau_0 = a + b_1 \cdot s + b_2 \cdot \%S + b_3 \cdot \Delta pH + b_4 \cdot Nr \text{ min} + b_{23} \cdot \%S \cdot \Delta pH + b_{24} \cdot \%S \cdot Nr \text{ min}$$

$$+ b_{34} \cdot \Delta pH \cdot Nr \min + b_{234} \cdot \%S \cdot \Delta pH \cdot Nr \min \quad (1.7)$$

Modelo para el índice de consistencia

$$K = a + b_1 \cdot s + b_2 \cdot \%S + b_3 \cdot \Delta pH + b_4 \cdot Nr \min + b_{13} \cdot s \cdot \Delta pH + b_{14} \cdot s \cdot Nr \min \\ + b_{34} \cdot \Delta pH \cdot Nr \min + b_{23} \cdot \%S \cdot \Delta pH + b_{123} \cdot s \cdot \%S \cdot \Delta pH + b_{124} \cdot s \cdot \%S \cdot Nr \min \quad (1.8)$$

Modelo para el índice de flujo

$$n = a + b_1 \cdot s + b_2 \cdot \%S + b_3 \cdot \Delta pH + b_4 \cdot Nr \min + b_{13} \cdot s \cdot \Delta pH + b_{14} \cdot s \cdot Nr \min + b_{34} \cdot \Delta pH \cdot Nr \min \\ + b_{23} \cdot \%S \cdot \Delta pH + b_{123} \cdot s \cdot \%S \cdot \Delta pH + b_{124} \cdot s \cdot \%S \cdot Nr \min + b_{234} \cdot \%S \cdot \Delta pH \cdot Nr \min \\ + b_{12} \cdot s \cdot \%S + b_{134} \cdot s \cdot \Delta pH \cdot Nr \min + b_{24} \cdot \%S \cdot Nr \min \quad (1.9)$$

Los resultados obtenidos son válidos en el dominio de operación del proceso a temperatura ambiente, a niveles de concentración 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 polidispersión entre 0,74 y 0,79. Estas limitantes no permiten establecer relaciones entre los factores que caracterizan las pulpas cruda y precalentada y las operaciones del sistema bombeo a concentración de sólidos desde 35 a 48 %, temperatura de la hidromezcla precalentada superior a 82 °C y número de mineral entre 3 y 16.

1.3.4 Influencia de las propiedades reológicas en los sistemas de bombeo

Según lo planteado por Turiño (1996) no existe una teoría que permita predecir el comportamiento exacto de una bomba cuando manipula un fluido viscoso. El método más simple para determinar 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, específicos para cada fluido, obtenidos por vía experimental.

Investigaciones experimentales desarrolladas por (Roque, 1989) en relación con el bombeo de soluciones azucaradas de naturaleza no newtonianas, propuso coeficientes de corrección que

permiten pronosticar la curva característica de estos equipos de bombeo en función de las propiedades reológicas de los fluidos ensayados.

Diversos autores (Stepanoff, 1959; Bienvenido, 1973; Talwar, 1983; Walton, 1986) brindan un modelo sencillo expresado a través de la ecuación (1.10) para describir la característica operacional de carga-capacidad de las bombas centrífugas de diseño radial. Las constantes a, b y c de este modelo deben obtenerse a partir de un ajuste de las curvas características que brinda el fabricante de estos equipos. Generalmente esta información, publicada en catálogos comerciales (Sihi, 1995), es para agua limpia en condiciones de presión y temperatura normales, así como para un diámetro exterior y velocidad de giro constantes. Por lo que dicho modelo no contempla la operación a otras velocidades de giro y diámetro exterior del impelente ni la aplicación de estos equipos en el bombeo de fluidos viscosos.

$$H = a + b \cdot Q - c \cdot Q^2 \quad (1.10)$$

Q: flujo a la velocidad n_r , m³/s; H: carga desarrollada por la bomba, m

En la generalidad de las aplicaciones en función de las demandas fluctuantes del proceso, se necesita establecer una regulación del flujo de fluidos que se transporta, para lo cual, sin dudas, la vía más económica resulta ser el cambio en la velocidad de giro del equipo de bombeo (Mestizo, 2004; Martínez, 2007; De las Heras, 2011). Para cambios moderados en la velocidad de giro, y constante el diámetro exterior del impelente, el rendimiento de la bomba prácticamente permanece constante, con lo cual se garantizan las relaciones de afinidad de Newton, referidas por Cherkasski (1986) y (Ramos, 1994).

Estas relaciones pueden no ser precisas para grandes cambios de velocidad, especialmente en incrementos (Karassik, 1968). Si la velocidad se incrementa lo suficiente de forma tal que el límite de operación de las condiciones de succión sea excedido (cavitación), la carga y la capacidad se reducirán (Pérez, 1974). En caso de reducción excesiva de la velocidad, la

eficiencia disminuye de forma tal que la potencia de entrada no variaría con el cubo de la relación de velocidad.

Mediante la sustitución de las leyes de semejanza (Mestizo, 2004) en el modelo de la característica de la bomba, se obtiene la relación (Turiño, 1996) que describe el modelo para una nueva velocidad n .

$$H = a \cdot \left(\frac{n}{n_1} \right)^2 + b \cdot \left(\frac{n}{n_1} \right) \cdot Q - c \cdot Q^2 \quad (1.11)$$

n_r : nueva velocidad de giro deseada, r/min; n_{r1} : velocidad de giro para las que se conocen las características operacionales, r/min

Al obtener los coeficientes de corrección de carga y capacidad de las bombas centrífugas para fluidos viscosos, es posible corregir la característica operacional de estos equipos mediante las conocidas relaciones siguientes:

$$\frac{H_{EXP}}{H_{agua}} = C_H \quad (1.12)$$

$$\frac{Q_{EXP}}{Q_{agua}} = C_Q \quad (1.13)$$

H_{Exp} : carga experimental con fluido viscoso, m; H_{agua} : carga con agua, m; Q_{exp} : flujo experimental con fluido viscoso, m^3/s ; Q_{agua} : flujo con agua, m^3/s

Cuando solo se cambia el tipo de fluido la expresión 1.11 se transforma en:

$$H = a \cdot C_H + b \cdot \frac{C_H}{C_Q} \cdot Q - c \cdot \frac{C_H}{C_Q^2} \cdot Q^2 \quad (1.14)$$

Después de integrar las expresiones 1.11 y 1.14 se obtiene:

$$H = a \cdot \left(\frac{n}{n_1} \right)^2 \cdot C_H \pm b \cdot \left(\frac{n}{n_1} \right) \cdot \frac{C_H}{C_Q} \cdot Q - c \cdot \frac{C_H}{C_Q^2} \cdot Q^2 \quad (1.15)$$

Al tener los coeficientes de corrección de la carga y la capacidad de las bombas centrífugas para diversos fluidos newtonianos y no newtonianos, según las fuentes de información analizadas, es posible corregir la característica operacional, sin embargo, los coeficientes de corrección reportados son para el petróleo, pulpas de alimentos, pulpas papeleras, pastas químicas y soluciones azucaradas, los que no permite obtener cuáles son los coeficientes de corrección de las pulpas lateríticas a diferentes concentraciones.

Las bombas de desplazamiento positivo, por su parte, muestran características operacionales diferentes a las de las bombas centrífugas, en la curva de presión vs. capacidad de una bomba de desplazamiento positivo, la cual es esencialmente una recta si se considera una variación lineal de las fugas con la presión (Turiño, 1996; Fernández, 2012), cuya ecuación general toma la forma:

$$P = b - mQ \quad (1.16)$$

b: es el término independiente; m: es la pendiente.

Del análisis de la curva se obtiene:

$$P = \frac{P_d \cdot Q_T}{q} - \frac{P_d}{q} Q \quad (1.17)$$

Pd: presión de diseño para la cual se establece q: gasto en fuga.

Por su parte, el flujo teórico (Q_T) está relacionado linealmente con la velocidad de giro (n_r) y el volumen de trabajo (q_w), los que al cambiar provocan variaciones solamente en el primer término de la siguiente ecuación:

$$P = \frac{P_d \cdot q_w \cdot n}{q} - \frac{P_d}{q} Q \quad (1.18)$$

La forma de determinar el volumen de trabajo está en dependencia del tipo de bomba de desplazamiento positivo. En la planta de Lixiviación las bombas son de pistones radiales se calculan según:

$$q_w = \frac{\pi d^2 h Z}{4}, \text{ m}^3 \quad (1.19)$$

d: diámetro del pistón, mm; h: carrera del pistón; Z: número de pistones

Las variaciones de las fugas con la viscosidad del fluido (para $\leq 0,01 \text{ Pa}\cdot\text{s}$) pueden tenerse en cuenta y a partir de la ecuación 1.17 se obtiene:

$$P = \frac{P_d q_w n}{q_1 \left(\frac{\mu_1}{\mu}\right)^{me}} - \frac{P_d}{q_1 \left(\frac{\mu_1}{\mu}\right)^{me}} Q \quad (1.20)$$

El punto de operación de los sistemas de bombeo queda establecido cuando la energía que la bomba le suministra al fluido (carga de la bomba, H) se iguala a la energía necesaria (Hnec) para que el líquido se transporte por el sistema de tuberías, para un mismo flujo o caudal (Q) cuando supera las resistencias hidráulicas que el sistema de tuberías le impone, así como los niveles energéticos de los depósitos de succión y descarga.

Las investigaciones realizadas (Goudar, 2008; Papaevangelou, 2010; Brkić, 2011), permitieron evaluar los antecedentes de las pérdidas de carga hidráulica desde el siglo XIX y principios del XX donde se propusieron numerosas fórmulas empíricas, cada una válida tan solo para las series de tuberías ensayadas. La mayoría se ajusta a expresiones del tipo $H = a L D^b Q^c$.

La fórmula de Colebrook-White es actualmente la más exacta y universal conocida, válida para tubos de pequeño y gran diámetro, superficies lisas y rugosas, caudales bajos y altos, y fluidos de cualquier viscosidad (agua limpia, agua residual, aceites, aire), sin embargo, es la más difícil de aplicar, pues aparte de la complejidad de su expresión, el cálculo de f se realiza sobre una expresión implícita que requiere métodos matemáticos iterativos.

Conclusiones parciales

1. Los modelos matemáticos de los parámetros reológicos de las pulpas lateríticas se conocen para temperatura ambiente, concentraciones de sólidos (43 y 45) %, número de mineral entre 10 y 20, índice de estabilidad entre 0,03 y 0,12, coeficiente de polidispersión entre 0,74 y 0,79; estos modelos no permiten evaluar el comportamiento en todo el intervalo operacional del sistema de bombeo con concentraciones de sólidos (37 a 48) %, variaciones de temperatura de (28 a 90) °C y número de mineral entre 3 y 16.
2. No se han reportado resultados de investigaciones previas que expliquen el comportamiento de los parámetros reológicos de las hidromezclas lateríticas hasta 90 °C y su influencia en la productividad, en la potencia de bombeo, carga dinámica, eficiencia energética o si mantienen sus propiedades plásticas a partir de las variaciones de índice de flujo.
3. En las referencias bibliográficas consultadas no existe evidencia de la obtención de coeficientes de corrección de la carga y la capacidad de las bombas para fluidos no newtonianos de hidromezclas lateríticas, lo que ocasiona el inconveniente de asumir que la pulpa posee un comportamiento newtoniano que conlleva a una incorrecta selección y explotación de los sistemas de bombeos.

CAPÍTULO 2

Métodos y Materiales

CAPÍTULO 2. MÉTODOS Y MATERIALES

Una vez determinado el alcance de la investigación, preseleccionados los factores que pueden influir en los parámetros reológicos, se requiere de trabajo de laboratorio y procesamiento matemático de los valores experimentales obtenidos, así como de un gran volumen de datos históricos del proceso de espesamiento y precalentamiento de pulpas que permitan la caracterización de las principales suspensiones minerales que se manipulan en esta etapa del proceso productivo. Se plantea como objetivo de este capítulo: fundamentar la selección de los métodos, procedimientos y condiciones experimentales para la solución del problema planteado, para lo cual se describe la metodología y procedimientos experimentales desarrollados.

2.1 Selección de variables a considerar en el plan experimental

Para lograr este conocimiento ha sido necesario utilizar las bases de datos de operaciones de las Plantas de Espesadores y Lixiviación, Casa Bomba, reportadas durante 6 años (2010-2015), así como los reportes de las características mecánicas y operacionales de las bombas utilizadas en el proceso. En la empresa “Comandante Pedro Sotto Alba” se ha medido históricamente las propiedades físicas del mineral que están estrechamente relacionadas con la modelación de las propiedades reológicas de las hidromezclas lateríticas cruda y precalentada. Estas mediciones se realizan bajo el cumplimiento de las normas técnicas establecidas por la empresa.

2.1.1 Selección de los factores

Entre los factores involucrados en el proceso de transporte de hidromezclas del proceso de lixiviación ácida se pueden analizar los efectos de la concentración total de sólidos, la distribución de tamaños de las partículas, el pH, y la composición mineralógica y como factor principal, la temperatura de la suspensión.

Distribución de tamaños de las partículas: En las Plantas no se determina la distribución granulométrica de las partículas, sólo gravillas (+0,841 mm), arena (+0,149 mm) y (- 0,044 mm) como fracciones para el control del proceso.

Concentración total de sólidos: el contenido de sólidos de la pulpa, expresado en por ciento en peso, es una de las variables más controlada y supervisada cada una hora en los puntos de toma de muestras de las Plantas, pues de ella depende la eficiencia del proceso de extracción, así como el consumo de ácido requerido para ello. En las Plantas dicha variable se determina mediante la norma NEIB 050302 y a través de la Balanza Secadora RADWAG, MAX 50 SX/1.

Para definir la concentración de sólidos, se procesaron los datos de operación de las Plantas de Espesadores y Lixiviación, como resultado de este análisis se determinó que la concentración de sólidos de la pulpa cruda oscila entre (36-46) % de sólidos, aunque el valor de mayor frecuencia se encuentra alrededor del 43 %, por cambios en la característica del mineral alimentado, de modo que no se alcanza el valor deseado por diseño de 48 % de contenido de sólidos a la descarga de los espesadores, que debe enviarse a Planta de Lixiviación. Al precalentar la pulpa cruda, a causa de la adición de vapor de agua, el contenido de sólido disminuye de (1,5-3) %, el 40 % de sólidos es el valor de mayor frecuencia, lo cual afecta negativamente la relación ácido/mineral y el por ciento níquel y cobalto extraído en la planta, ver Tabla 2.1 y Anexo 2.

Composición mineralógica: resulta un factor importante para alcanzar los índices técnico-económicos adecuados en el proceso de extracción. Se ha llegado a establecer que sobre los procesos de sedimentación de estas pulpas influyen varios factores, entre los que se encuentran la composición granulométrica, composición iónica, pH y la composición mineralógica. Sin embargo, la mayoría de los trabajos referidos a la influencia de la composición mineralógica, analiza la pulpa alimentada al proceso sin tener en cuenta el origen y las características del mineral que la compone.

Tabla 2.1. Histórico de la concentración de sólidos en la pulpa cruda y en la precalentada

Análisis Estadístico	Pulpa Cruda		Pulpa precalentada	
	Valor	%	Valor	%
Valor Mínimo	36,97	-	34,44	-
Valor Máximo	46,85	-	45,33	-
Valor Promedio	43,17	-	40,90	-
Desviación Estándar	1,62	-	1,646	-
Coefficiente de Variación	3,76	-	4,02	-
Mayor que 45	99	12	4	0,5
Menor que 40	383	47,9	238	29,8
Entre 40 y 45	421	40,1	559	69,7
Total		100		100

Para predecir el comportamiento de la pulpa cruda en la sedimentación, se utiliza la variable número de mineral, representativa de la composición química de las pulpas lateríticas. La composición se obtiene mediante análisis químico que se realiza en el Laboratorio Central de la empresa, por la técnica de fluorescencia de rayos X.

La materia prima mineral que ingresa al proceso HPAL posee contenidos de hierro en el orden de (35,5 a 53,4) %, incluyendo otros componentes como el aluminio (2,23-5,99) % y el magnesio de (0,1 a 3,3) %, esto confirma la naturaleza ferruginosa de las muestras de laterita típica, en las que abundan los óxidos de hierro. En la composición mineralógica de los materiales de mala sedimentación se detecta una marcada diferencia entre la fracción gruesa y la fina, pues mientras que la fracción (< 0,074 mm) está constituida por fases mineralógicas

tradicionalmente conocidas en las lateritas como goethita, hematina y magnetita; en la clase granulométrica gruesa están presentes los silicatos de magnesio y sílice: clorita, olivino y cuarzo, que son minerales de metales ligeros que le proporcionan una baja densidad; su presencia en la pulpa constituye un factor desfavorable para la sedimentación (Rojas, 1994; Almaguer, 1996).

El número de mineral determinado por la ecuación 2.1, caracteriza el comportamiento de la pulpa en la sedimentación (Colectivo, 2010). Se ha comprobado que cuando $7 < N_{\min} < 14$, la pulpa tiene buena sedimentación en el proceso porque existe una correlación adecuada entre los metales ligeros y los pesados (ferrosos).

$$N_{\text{Mineral}} = \frac{\%Mg + \%SiO_2}{\%Co + \%Mn} \quad (2.1)$$

El comportamiento histórico muestra que este valor ha estado 97,5 % de las veces en el intervalo deseado, ver Tabla 2.2 y Anexo 2.

Tabla 2.2. Valores históricos del número de mineral

Análisis Estadístico	Valor	%
Valor Mínimo	3,36	-
Valor Máximo	16,98	-
Valor Promedio	7,33	-
Desviación Estándar	2,26	-
Coefficiente de Variación	10,81	-
Mayor que 14	41	2,11
Menor que 7	7	0,39
Entre 7 y 14	1895	97,5
Total		100

El pH: aunque en el proceso lo que se controla es el pH en el agua de reboso de los espesadores de pulpa, se han realizado estudios del efecto de la diferencia del Punto de Carga Cero (p.c.c-pH), porque se ha determinado que en el p.c.c de las suspensiones industriales de

laterita se encuentran valores de pH entre 5,25 y 6,75. Hay suspensiones con valores de pH próximos a sus p.c.c y otras alejadas de él.

Se toman como referencia los resultados obtenidos por Pérez (2010a) en los cuales se aprecian los valores de los puntos de carga cero en los valores de densidad de carga $\sigma_0=0$, para valores del pH < p.c.c, la carga neta superficial del sólido es positiva, y para pH > p.c.c, es negativa, los resultados de los parámetros, calculados a partir de las mediciones experimentales, que le permitieron obtener los valores de σ_0 vs pH y demostrar que a medida que aumenta la diferencia de pH, disminuye la viscosidad aparente.

Temperatura: se han realizado muy pocos estudios acerca del efecto de la temperatura en el caso de las suspensiones de laterita, entre ellos están los ejecutados por (Avotins, 1979; Pérez, 2004; Pérez, 2006), de acuerdo con los resultados obtenidos se confirma que el esfuerzo cortante y la viscosidad, así como los demás parámetros reológicos, disminuyen al aumentar la temperatura y este es el comportamiento típico esperado en la mayoría de los líquidos y suspensiones. No existe referencia de investigaciones previas del comportamiento de los parámetros reológicos de la pulpa precalentada que es procesada en la Planta de Lixiviación.

En la base de datos de la Planta se observa que el proceso de precalentamiento no se realiza a los 82 °C como indica el manual de operaciones, ver Tabla 3 y Anexo 2.

Tabla 2.3. Valores históricos de la temperatura

Análisis Estadístico	Valor	%
Valor Mínimo	75,48	-
Valor Máximo	94,07	-
Valor Promedio	90,02	-
Desviación Estándar	1,88	-
Coefficiente de Variación	2,10	-
Mayor que 90	434	54,32
Menor que 82	8	1
Entre 82 y 90	357	44,68
Total		100

2.1.2 Selección de variables

Propiedades reológicas o variables dependientes que son de especial interés para diseñar adecuadamente la operación eficiente del sistema de bombeo:

- a. μ_a : viscosidad aparente de la suspensión (denominada también Y_{1i} , Pa·s)
- b. τ_0 : esfuerzo cortante inicial (denominado también Y_{2i} , Pa)
- c. K : índice de consistencia (denominado también Y_{3i} , Pa·sⁿ)
- d. n : índice de flujo (denominado también Y_{4i} , adimensional)

Variables independientes caracterizadas por los factores que definen las características reológicas de las hidromezclas lateríticas:

- a. s : parámetro característico de la granulometría (coeficiente de polidispersión), identificada como X_1 .
- b. %S: concentración de sólidos (por ciento másico de sólidos en la pulpa), identificada como X_2 .
- c. pH: identificada por X_5 .
- d. N_{\min} : número de mineral, identificada como X_4 .

Debido a la complejidad para controlar las variables X_1 y X_4 se diseñó un Experimento Factorial Completo 5×7 para las variables o factores X_2 y X_3 . Para garantizar suficiente representatividad de las variables X_1 y X_4 , se seleccionaron muestras compósitos en cuatro puntos del objeto de estudio de manera que el número de muestras experimentales sumó 140. Las variables, coeficiente de polidispersión y número de mineral, al igual que las variables dependientes fueron medidas en las muestras, y los resultados reflejan que sus valores cubren los rangos históricos de las mismas obtenidas durante el control que realiza la empresa mediante el sistema de control automatizado que tiene implementado.

En el viscosímetro se utilizó un sensor estándar tipo SV DIN y no un sensor del tipo SV2 de elipse ya que no estuvo disponible, se consideró la posibilidad de que la pulpa sedimentara durante el proceso de medición y disminuyera la precisión. Para establecer que las mediciones son precisas se realizaron tres réplicas para cada uno de los 140 muestreos. En las respectivas variables medidas se calculó la media aritmética tomadas como valor muestral y la desviación estándar, que por sus intervalos argumentaron positivamente la precisión del proceso de muestreo. En resumen, el muestreo tiene 420 muestras físicas y se caracteriza por:

- Un experimento factorial completo 5×7
- Cuatro muestras compósitos para garantizar la representatividad de las otras dos variables independientes
- Tres repeticiones para cada caso como vía para asegurar la precisión de los resultados

Para argumentar la necesidad de usar estas propiedades como variables independientes de modelos que permitan explicar el comportamiento de las propiedades reológicas de las pulpas, variables dependientes, a partir de los datos obtenidos, se determinaron modelos lineales (r es el coeficiente de correlación) y se comprobó mediante pruebas de hipótesis la validez del nivel de influencia de las variables independientes sobre las variables dependientes, ver Tabla 2.4.

Aún cuando para el modelo desarrollado por Pérez (2010a) para el índice de flujo n se percibe un bajo nivel de dependencia, en la presente investigación serán mantenidos como factores importantes las variables X_1 , X_2 y X_4 . Además, a partir de los argumentos explicados en el Capítulo 1, será incorporada como un nuevo factor la temperatura de la pulpa, identificada como X_3 .

Tabla 2.4. Modelos que describen las variables independientes sobre las dependientes

VD	Modelo Lineal	r	Prueba de los coeficientes Valor teórico de t de Student, $t = 1,70329$ a un 95% de nivel de confianza Significativo si $t \leq t_i $
μ_a	$Y_1 = -1302,9584 + 863,8558 X_1 + 42,7306 X_2 - 35,1688 X_5 - 57,0978 X_4$	0,988	$t_1 = 2,3805$, significativo $t_2 = 5,1084$, significativo $t_5 = -1,2613$, no significativo $t_4 = -33,857$, significativo
τ_0	$Y_2 = -385,6339 + 170,1464 X_1 + 7,7656 X_2 - 8,40625 X_5 - 3,83002 X_4$	0,924	$t_1 = 2,3493$, significativo $t_2 = 4,6519$, significativo $t_5 = -1,5107$, no significativo $t_4 = -11,3798$, significativo
K	$Y_3 = -30,4878 + 13,9642 X_1 + 0,5844 X_2 - 0,1979 X_5 - 0,2716 X_4$	0,905	$t_1 = 2,3695$, significativo $t_2 = 4,3019$, significativo $t_5 = -0,4371$, no significativo $t_4 = -9,915$, significativo
n	$Y_4 = 2,8256 + -0,5423 X_1 - 0,0375 X_2 - 0,0208 X_5 - 0,00126 X_4$	0,638	$t_1 = -1,3306$, no significativo $t_2 = -3,9918$, significativo $t_5 = -0,6653$, no significativo $t_4 = -0,6653$, no significativo

Intervalos de variación de las variables independientes

Se decidió evaluar y tomar como referencias los históricos de cada variable. Cinco intervalos de coeficiente de polidispersión: 0,1 a 0,3; 0,31 a 0,5; 0,51 a 0,7; 0,71 a 0,9; 0,91 a 1. Cinco valores de concentración de sólidos: (37, 40, 43, 46 y 48) %. Siete valores de temperaturas: (28, 40, 50, 60, 70, 80 y 90) °C. Tres intervalos de número de mineral: 0 a 6,9; 7 a 14; 14,1 a 20. Los valores de las variables independientes se clasifican en intervalos que se describen en la Tabla 2.5, que garantiza la representatividad.

El diseño experimental se basa en el control de las variables independientes X_2 (% de sólidos); X_3 (temperatura) mientras que las variables X_1 (coeficiente de polidispersión); X_4 (número de mineral) serán obtenidas para cada muestra al igual que los valores de las variables dependientes Y_1 (viscosidad aparente de la suspensión); Y_2 (esfuerzo cortante inicial); Y_3 (índice de consistencia); Y_4 (índice de flujo) según corresponda el modelo reológico.

Tabla 2.5. Intervalos de los factores considerados en el diseño de experimentos

Factores	Variable Codificada	Variable	Muestras Compósitos seleccionadas				n
			MC#1	MC#6	MC#11	MC#4	
Granulometría	X ₁	s	s ₁₁ [0,1;0,3] s ₁₂ [0,31;0,5] s ₁₃ [0,51;0,7] s ₁₄ [0,71;0,9] s ₁₅ [0,91;1,0]	s ₁₁ [0,1;0,3] s ₁₂ [0,31;0,5] s ₁₃ [0,51;0,7] s ₁₄ [0,71;0,9] s ₁₅ [0,91;1,0]	s ₁₁ [0,1;0,3] s ₁₂ [0,31;0,5] s ₁₃ [0,51;0,7] s ₁₄ [0,71;0,9] s ₁₅ [0,91;1,0]	s ₁₁ [0,1;0,3] s ₁₂ [0,31;0,5] s ₁₃ [0,51;0,7] s ₁₄ [0,71;0,9] s ₁₅ [0,91;1,0]	5
Contenido de sólidos (%)	X ₂	%S	%S ₁₁ [35;37] %S ₁₂ [38;40] %S ₁₃ [41;43] %S ₁₄ [44;46] %S ₁₅ [47;49]	%S ₂₁ [35;37] %S ₂₂ [38;40] %S ₂₃ [41;43] %S ₂₄ [44;46] %S ₂₅ [47;49]	%S ₃₁ [35;37] %S ₃₂ [38;40] %S ₃₃ [41;43] %S ₃₄ [44;46] %S ₃₅ [47;49]	%S ₄₁ [35;37] %S ₄₂ [38;40] %S ₄₃ [41;43] %S ₄₄ [44;46] %S ₄₅ [47;49]	5
Temperatura	X ₃	T	t ₁₁ [28;39] t ₁₂ [40;49] t ₁₃ [50;59] t ₁₄ [60;69] t ₁₅ [70;79] t ₁₆ [80;89] t ₁₇ [90;99]	t ₂₁ [28;38] t ₂₂ [39;49] t ₂₃ [50;59] t ₂₄ [60;69] t ₂₅ [70;79] t ₂₆ [80;89] t ₂₇ [90;99]	t ₃₁ [28;38] t ₃₂ [39;49] t ₃₃ [50;59] t ₃₄ [60;69] t ₃₅ [70;79] t ₃₆ [80;89] t ₃₇ [90;99]	t ₄₁ [28;38] t ₄₂ [39;49] t ₄₃ [50;59] t ₄₄ [60;69] t ₄₅ [70;79] t ₄₆ [80;89] t ₄₇ [90;99]	7
Número de mineral (N _{min})	X ₄	Nm	Nm ₁₁ [0;6,9] Nm ₁₂ [7;14] Nm ₁₃ [14,1;20]	Nm ₂₁ [0;6,9] Nm ₂₂ [7;14] Nm ₂₃ [14,1;20]	Nm ₃₁ [0;6,9] Nm ₃₂ [7;14] Nm ₃₃ [14,1;20]	Nm ₄₁ [0;6,9] Nm ₄₂ [7;14] Nm ₄₃ [14,1;20]	3

2.2 Experimentos a escala industrial

Para el desarrollo de los experimentos se determinó el rango de operación de las Plantas de Espesadores y Lixiviación, según el programa utilizado en la empresa para el control del proceso (CITECT). El trabajo experimental se desarrolló en los Laboratorios del Departamento de Tecnología y Central de la empresa “Comandante Pedro Sotto Alba” Moa Nickel S.A, laboratorio de Lixiviación Ácida a Presión del Centro de desarrollo de la Industria del Níquel (CEDINIQ) y Laboratorio Químico de la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara”.

Para realizar los experimentos se cumple con el procedimiento y el programa de muestreo establecidos en cada Planta. Se seleccionaron cuatro Unidades Demostrativas Productivas (UDP) (Chang, 2009) ver Figura 2.1.

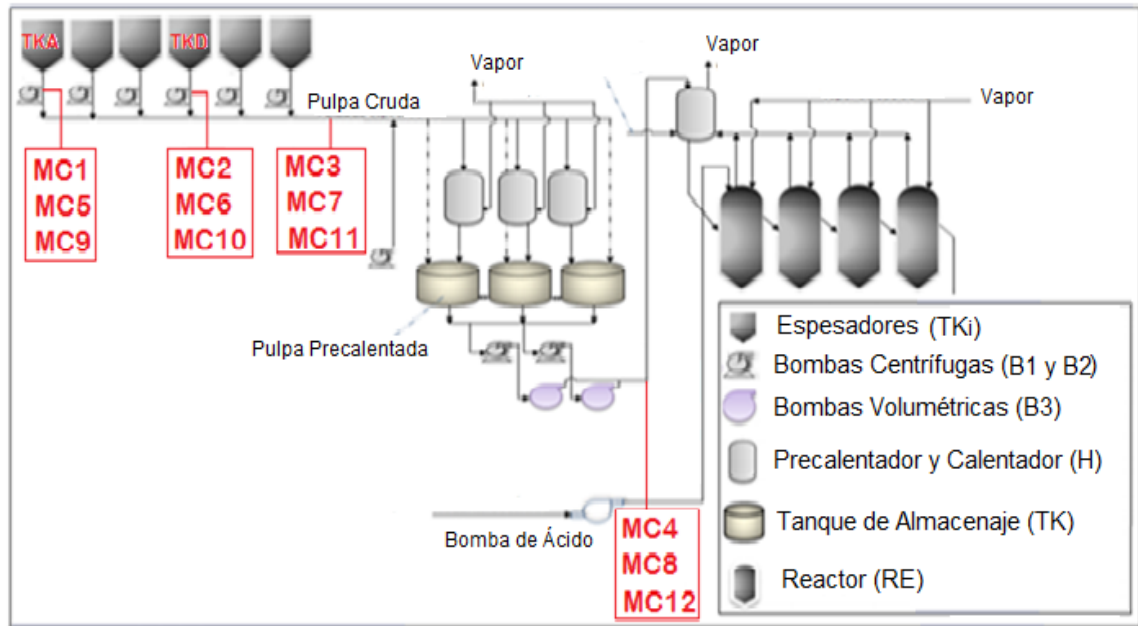


Figura 2.1. Diagrama que representa las tomas de muestras en la UDP

Para el análisis experimental de la pulpa laterítica se tomaron cuatro puntos de muestreos:

Punto No. 1, pulpa laterítica a temperatura ambiente extraída del fondo del espesador convencional (TK-1A) donde ocurre el proceso de sedimentación, donde debe lograrse un contenido de sólidos en el cono del espesador entre (46 y 48) % por diseño.

Punto No. 2, pulpa laterítica a temperatura ambiente extraída en el espesador de alta capacidad (TK-1D) que se pone en funcionamiento cuando hay problemas de baja disponibilidad en los restantes espesadores, ya que en un tiempo de espesamiento está entre 8 y 12 horas, se logra espesar la pulpa hasta una concentración de (39 a 41) % de sólidos con la adición de un floculante.

Punto No. 3, pulpa laterítica a temperatura ambiente extraída en la línea de transferencias (508 mm) de la pulpa espesada hacia la Planta de Lixiviación, esta muestra representa el resultado de la pulpa laterítica espesada en los seis espesadores de la empresa.

Punto No. 4, pulpa laterítica con una temperatura de más de 90 °C, alcanzada esta

temperatura en los precalentadores por contacto directo con vapor de 103,42 kPa a contracorriente. La muestra se toma en la descarga de las bombas B3i (bombas volumétricas).

Durante ocho semanas alternas, según el frente minero de explotación y cada una hora de 7 am a 7 pm, se recogieron muestras en los puntos seleccionados de 500 mL de pulpa en un volumétrico de 1000 mL para preparar 12 compósitos en recipientes de 20 L. Se prepararon en total cinco muestras de 200 g con tres réplicas para las concentraciones de sólidos seleccionados de las Muestras Compósitos por UDP, contenidas en frascos tapados de 250 mL, ver Tabla 2.6.

Tabla 2.6. Concentración de sólidos en las muestras tomadas

Puntos de Muestreo	Muestras compósitos	Concentración de sólidos, %	Número de mineral
Punto 1. Descarga Espesador A	MC1	44,70	3,97
	MC5	45,41	9,74
	MC9	44,11	9,16
Punto 2. Descarga Espesador D	MC2	39,34	9,07
	MC6	37,64	9,65
	MC10	37,23	9,23
Punto 3. Línea de transferencia de 508 mm	MC3	43,56	9,75
	MC7	43,28	9,41
	MC11	42,54	9,48
Punto 4. En la succión de la bomba volumétrica	MC4	40,28	12,19
	MC8	41,17	9,21
	MC12	40,78	9,06

A cada muestra compósito se le realizó un análisis químico, granulométrico y se le determinó el número de mineral. Como las composiciones química y granulométrica se mantienen en los valores históricos de la empresa, se seleccionaron cuatro compósitos MC1, MC6, MC11, MC4 para realizar el análisis reológico, por las diferencias entre sus números de mineral. Quedan como bases de datos para validar los modelos matemáticos obtenidos, las muestras MC5, MC2, MC9, MC7, MC12.

Para alcanzar la concentración de 48 %, como límite superior en los experimentos las muestras se dejaron en reposo para que sedimentaran y se les extrajo el agua por decantación.

Para obtener las concentraciones de sólidos seleccionadas (37, 40, 43, 46 y 48) %, se diluyó con agua del proceso cada una de las muestras, como se aprecia en el procedimiento descrito en el Anexo 3; se conoce que la densidad de la laterita es $3,55 \text{ g/cm}^3$ y la del agua $0,9963 \text{ g/cm}^3$.

2.3 Equipos y Materiales

Los equipos utilizados para realizar los experimentos según la hipótesis científica fueron los siguientes:

Para determinar características físicas y químicas de las muestras seleccionadas: espectrómetro de Fluorescencia de Rayos-X, analizador de tamaño de partículas del tipo “Analysette 22” COMPACT, balanza secadora Ohaus.

Para determinar propiedades reológicas: viscosímetro HAAKE VT 550, balanza técnica digital Mettler Toledo, balanza secadora Ohaus, agitador con impelente mecánico IKA RW 28, plancha térmica Cimarec, bomba de agua Master Flex Modelo 77601-10.

Además se utilizaron los utensilios: probetas de 500 mL, beakers de 500 mL, recipiente de 20 L, jeringuillas de 20 mL, frascos de 250 y 1000 mL.

Equipamiento empleado para el análisis de las muestras

- Técnica de fluorescencia de Rayos X para determinar la composición química

La composición química de las muestras fue determinada en el laboratorio Central de la empresa “Comandante Pedro Sotto Alba”, por el método de fluorescencia de Rayos-X, también conocido como Método FRX en un PW 1480 (Philips). Este espectrómetro secuencial automático de rayos es un instrumento compacto y de alta velocidad que se usa para el análisis de los elementos desde Bromo hasta Uranio. Es de alta flexibilidad, 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.

- 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 de la empresa Comandante Ernesto Che Guevara.

Datos técnicos del equipo: rango de tamaños de partículas desplegado: 0,3µm-300 µm, tiempo de medición: aproximadamente 10 segundos, 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 400 ml 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).

- Procedimiento para la obtención del valor del coeficiente de polidispersión (s)

Existen varios modelos para describir la distribución granulométrica de partículas sólidas en procesos de reducción y de clasificación de tamaño. Entre ellos se encuentran los modelos de Gaudin-Schuhmann, de Rosin-Rammler-Sperling, de Gaudin-Meloy, en investigaciones recientes (Álvarez, 2016), se ha determinado que el método más efectivo para el análisis granulométrico es el de Rosin-Rammler-Sperling, pero se ha comprobado que ninguno es capaz de describir la granulometría de las materias primas del proceso de lixiviación ácida, por lo que se escoge el modelo matemático utilizado por Pérez (2006, 2009, 2010a) capaz de describir según esta autora la distribución granulométrica de estas suspensiones.

$$Y_N = \left(\frac{D_N}{(1 - B_N) \cdot D_N + B_N} \right)^s \quad (2.2)$$

$D_N = D_p / D_{50}$ y $Y_N = Y_B / Y_{50}$; D_N : Diámetro normalizado; Y_N : Su correspondiente fracción normalizada; D_{50} : Es la mediana de la distribución acumulativa; $Y_{50} = 0,5$ (50 %) es la fracción de sólidos correspondiente a la mediana de la distribución; B_N : Coeficiente adimensional.

En este caso es imposible realizar un Ajuste Mínimos Cuadrados tradicional, esto se debe a que el modelo no se puede hacer lineal respecto a s y a B_N . Según (Hyams, 1997) el método de elección es el de Levenberg-Marquardt, el cual es de compleja implementación computacional y necesita de asistencia humana permanente para garantizar su convergencia en cada caso, lo que constituye un obstáculo importante para que el valor de (s) pueda intervenir en la toma de decisiones en la práctica productiva diaria. Se desarrolló una aplicación informática que permite el ajuste del modelo (Hernández, 2016a), su aplicación en este trabajo demuestra que este modelo es adecuado para la modelación de la polidispersión de cieno carbonatado y de pulpa laterítica cruda, materias primas del proceso de lixiviación ácida.

- Mediciones de propiedades reológicas

Las mediciones de las propiedades reológicas se realizaron en el laboratorio de Tecnología de la empresa “Comandante Pedro Sotto Alba” con el viscosímetro HAAKE VT 550 del Centro de Investigaciones para la Industria Minero-Metalúrgica (CIPIMM), al cual se le conectó una bomba de flujo Master Flex Modelo 77601-10 para hacer recircular el agua a diferentes temperaturas para precalentar la pulpa. Este equipo 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 es según DIN, ISO y ASTM.

El HAAKE VT 550 tiene programadas 10 velocidades diferentes y reporta los valores de gradiente de velocidad en 1/s, el esfuerzo cortante en Pa, la viscosidad en mPa·s y la temperatura en °C. Su rango de velocidad es de (0,5 a 800) r/min con un error de + / - 0,1 %. El rango de fuerza de torsión hasta 400 r/min es de (0,01 a 3) Ncm y hasta 800 r/min de (0,01 a 2) Ncm, con un error de + / - 0,5 %. Para las mediciones realizadas se utilizó un sensor estándar tipo SV DIN, que se emplea para las mediciones con líquidos de alta viscosidad.

Se diseñó una aplicación informática para la modelación de las curvas de flujos mediante ajustes mínimos cuadrados, a partir de graficar los valores de esfuerzo cortante y gradiente de velocidad, se determina por coeficiente de correlación a cual modelo reológico se ajusta la curva, a los modelos de Newton, Oswald de Waele, Bingham o Bulkley-Herschell y se obtienen los parámetros reológicos (esfuerzo cortante inicial, índice de consistencia e índice de flujo) según corresponda.

2.4 Procedimiento de optimización operacional del sistema de bombeo de pulpa cruda

Desde el punto de vista operacional básico, el sistema de bombeo puede describirse tal como se muestra en la Figura 2.2. El subsistema de bombeo de pulpa cruda, precalentamiento y almacenaje en los tanques TK1A, TK1B y TK1C; el subsistema de bombeo de pulpa precalentada hasta los calentadores y los reactores.

A continuación se precisan los elementos principales:

- A. Los tanques de espesamiento: TKA,..., TKF. Se conoce que para cada tanque TK_i se tiene su volumen V_i y la correspondiente concentración de sólidos a su salida P_i (i=A,..., F). La temperatura T_o en estos tanques es la del ambiente.
- B. Las bombas centrífugas B1A,..., B1F. Para cada una de ellas se configuran los flujos de trabajo F_j (j=A,...,F) en virtud de lograr en la tubería concentradora CP (dos líneas de

transferencia) el flujo total solicitado FT y una concentración de sólidos PTo (que se conoce que debe estar entre (47 y 48) % por diseño).

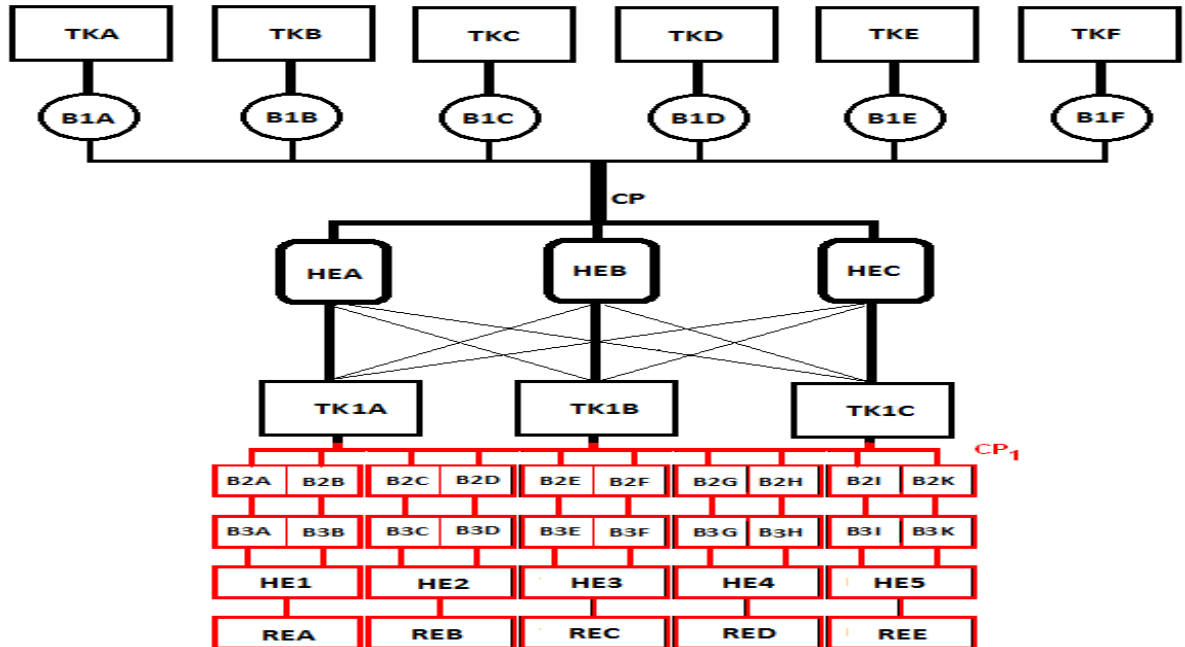


Figura 2.2. Sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas en el proceso de lixiviación ácida

- C. HEA, HEB y HEC son los precalentadores donde la temperatura del fluido sube de T_0 hasta T_1 y la concentración de sólidos se reduce de P_{T0} hasta P_{T1} (generalmente la diferencia entre ambas concentraciones es hasta de un 3 %). Las pulpas precalentadas se almacenan en los tanques TK1A, TK1B y TK1C que unen sus contenidos para suministrar pulpa a las bombas centrífugas que siguen.
- D. Las bombas centrífugas B_{2i} ($i=A, \dots, K$) por parejas y las bombas de desplazamiento positivo B_{3i} ($i=A, \dots, K$), también por parejas, garantizan el volumen y la presión necesarias de la pulpa precalentada que llegan a los calentadores HE_i ($i=1, \dots, 5$), donde el fluido debe elevar su temperatura de T_1 hasta T_2 (alrededor de $240\text{ }^\circ\text{C}$).
- E. Las pulpas concentradas y calentadas pasan de los calentadores a los reactores RE_i ($i=A, \dots, F$).

El estudio se dividió en dos partes:

- a. El sistema de bombeo que va desde los espesadores hasta los tanques TK1A, TK1B y TK1C donde intervienen las bombas B1i (i=A,..., F).
- b. El sistema de bombeo que va desde los tanques TK1A, TK1B y TK1C hasta los reactores REi (i=A,..., F).

El bombeo desde los depósitos de succión de TKA,..., TKF hasta los depósitos de descargas TK1A, TK2B y TK2C, debe garantizar la productividad de la Planta de Lixiviación con los requerimientos esenciales de estabilizar el flujo solicitado (FT) y la concentración de sólidos (PTo %). También debe ser eficiente al considerar criterios energéticos.

Para cada tanque TKi (i=A, B, C, D, E y F) se conocen los siguientes datos:

Va_i: Volumen actual, m³; Vu_i: Volumen actual útil, m³; CS_i: Concentración de sólidos en el volumen actual útil, %; T_i: Temperatura, °C; N_{min}: Número de mineral, adimensional; s_i: Coeficiente de polidispersión, adimensional

Determinar los parámetros a partir del modelo reológico obtenido:

μ_{ai}: viscosidad aparente de la suspensión; τ_{0i}: esfuerzo cortante inicial; K_i: índice de consistencia; n_i: índice de flujo

Además se calculan las densidades ρ_i (Colectivo, 2010) mediante la expresión 2.3:

$$\rho_i = \left(\frac{\frac{CS_i}{100}}{\rho_{\text{mineral}}} + \frac{1 - \frac{CS_i}{100}}{\rho_{\text{agua}}} \right)^{-1} \quad (2.3)$$

Para cada bomba centrífuga B1i se conocen los siguientes datos:

n_{rei}: Velocidad estándar, r/min; n_{rmi}: Velocidad máxima, r/min

Ecuación característica para la altura:

$$H = a_i + b_i Q - c_i Q^2 \quad (2.4)$$

a. Ecuación característica para la potencia:

$$N=d_i + e_i Q + f_i Q^2 \quad (2.5)$$

b. Nomograma suministrado por fabricante con los valores de eficiencia R en función de los valores de Q y H.

Para cada tramo j de cada red hidráulica i se conoce: diámetro de la tubería: dt_{ij} , m; longitud de la tubería: lt_{ij} , m; coeficiente de resistencia de los accesorios: ξ_i , adimensional (Crane, 1976); altura de descarga y succión de la red hidráulica i: H_{di} y H_{si} , m

Si se considera que todo este análisis se realiza para una hora de trabajo puede ser sustituido el volumen (dado en m^3) por el flujo dado en m^3/h . Entonces, se tiene que los flujos Q_1, \dots, Q_6 son numéricamente iguales a sus correspondientes volúmenes V_1, \dots, V_6 .

Conociéndose la velocidad límite del depósito y la de sedimentación, se calculan las velocidades del fluido vf_i (Bird, 1992; Gardea, 2008) para cada red hidráulica i mediante la expresión:

$$vf_i = \frac{4 Q_i}{\pi df_i^2}, \text{ m/s} \quad (2.6)$$

El problema de optimización puede enunciarse así:

¿Qué volúmenes de pulpa V_i (tal que $V_i \leq V_{u_i}$) debería aportar el correspondiente tanque TK_i con la concentración de sólidos requerida en una hora de trabajo, las que se denominan ecuaciones de enlace del problema de optimización (CF):

$$CF1. \quad \sum_{i=A}^F V_i = FT \quad (2.7)$$

$$CF2. \quad \frac{\sum_{i=A}^F CS_i V_i}{\sum_{i=A}^F V_i} = PTO \quad (2.8)$$

CF3. Y, además, sean óptimas las condiciones de eficiencia prefijadas, las cuales constituyen las funciones objetivos del problema de optimización?. Nótese que pueden ser una o varias condiciones cuantitativas o cualitativas.

Este problema cuyas variables de decisión V_i (los valores están acotados entre 0 y V_{u_i}) son continuas, es de significativa complejidad, por lo que se propone la discretización de las variables de decisión para convertirlo en un problema de optimización combinatoria.

El Paso I es discretizar con paso h_1 los intervalos de búsqueda de los valores de V_i en cada espesador. De esta manera se obtiene un Problema de Optimización Combinatoria sobre un espacio de búsqueda formado por todas las combinaciones posibles de los volúmenes tomados de cada Espesador. La solución de este problema se realizará mediante un procedimiento que se denominará de Doble Búsqueda Discreta que se describe en los siguientes pasos:

El Paso II es obtener el conjunto de soluciones factibles SF que son aquellas combinaciones de $C = (V_1; V_2; V_3; V_4; V_5; V_6)$ que cumplen las condiciones CF1 y CF2. Para ello se propone el método de búsqueda exhaustiva que prueba todas las combinaciones posibles y selecciona como factibles aquellas que cumplen dichas condiciones.

En el Paso III, para cada elemento del conjunto de Soluciones Factibles hallar de las velocidades n_i , las potencias N_i y las eficiencias R_i para el caso en que se transporten pulpas.

Cálculo de las alturas de carga exigidas por la red para cada depósito

a. Calcular las alturas:

$$H_{ai} = a_i + b_i Q_i - c_i Q_i^2 \quad (2.9)$$

b. Calcular el número de Reynold (Shames, 1995; Garcell, 2001; Gardea, 2008) mediante la expresión:

Para fluidos plásticos $Re_i = \frac{\rho_i dt_i v f_i}{K_i}$ (2.10)

Para fluidos pseudoplásticos $Re_i = \frac{(\rho_i 8^{1-n_i} dt_i^{n_i} v f_i^{2-n_i})}{K_i} \left(\frac{4n_i}{3n_i + 1} \right)^{n_i}$ (2.11)

c. Calcular el número de Hedstrom (Garcell, 2001) mediante la expresión:

$$He_i = \frac{dt_i^2 \rho_i \tau_{0i}}{\eta_{pi}^2} \quad (2.12)$$

d. Calcular el número de Fanning fa_i (Crane, 1976; Levenspiel, 1986; Garcell, 2001) mediante el algoritmo:

Si $He_i < 10$ entonces $fa_i = 16/Re_i$, en caso contrario resolver la ecuación:

$$fa_i = \frac{16}{Re_i} \left[1 + \frac{1}{6} \frac{He_i}{Re_i} - \frac{1}{3} \frac{He_i^4}{fa_i^3 Re_i^7} \right] \quad (2.13)$$

También puede usarse el método gráfico basado en los nomogramas (Garcell, 2001).

e. Calcular el número de Darcy como:

$$f_i = 4fa_i \quad (2.14)$$

f. Calcular coeficiente de resistencias mecánicas por donde se transporta el fluido R_c mediante la expresión:

$$Rc_i = \frac{8}{g \pi^2 dt_i^4} \sum_j \left(\xi_{ij} + \frac{f_i lt_{ij}}{dt_i} \right) \quad (2.15)$$

g es la aceleración de la gravedad, m/s^2

g. Calcular ΔZ_i como la diferencia entre la altura de descarga menos la altura de succión.

h. Calcular la altura de la red (valor que se quiere alcanzar al bombear la pulpa)

$$H_{ri} = \Delta Z_i + R c_i (Q_i/3600)^2 \quad (2.16)$$

i. Calcular la altura H_{pi} que se obtendría si se bombea pulpa a la velocidad n_{rei} :

$$H_{pi} = H_{ai} - R C_i (Q_i/3600)^2 \quad (2.17)$$

Cálculo de la nueva ecuación de las curvas características de cada bomba

Se calcula el coeficiente de corrección C_{Hi} por el modelo matemático obtenido a partir de la relación de la altura del agua y la pulpa a temperatura ambiente y se toma $C_{Qi}=1$ para cada bomba (según las ecuaciones 1.12 y 1.13 respectivamente).

Mediante la ecuación 1.15 se obtienen las nuevas ecuaciones de cada bomba para el cálculo de H en función de Q , válidas respectivamente para las velocidades n_{rei} :

$$H_i = C_{Hi} (a_i + b_i Q_i - c_i Q_i^2) \quad (2.18)$$

Cálculo de las velocidades de giros n_{di}

Mediante la ecuación de semejanza se calculan:

$$n_{rdi} = n_{rei} \sqrt{\frac{H_{ri}}{H_{pi}}} \quad (2.19)$$

El principio metodológico que es la base de este paso se ilustra en la Figura 2.3, que evidencia la disminución de la altura de carga cuando se bombea agua y un fluido viscoso, conociendo el coeficiente de corrección y las relaciones de semejanza se determina la velocidad de giro necesaria para bombear a una altura y caudal deseado.

En este momento conviene eliminar del conjunto SF a las combinaciones C que no cumplan que $n_i \leq n_{mi}$ para algún valor de $i=A, B, \dots, E$.

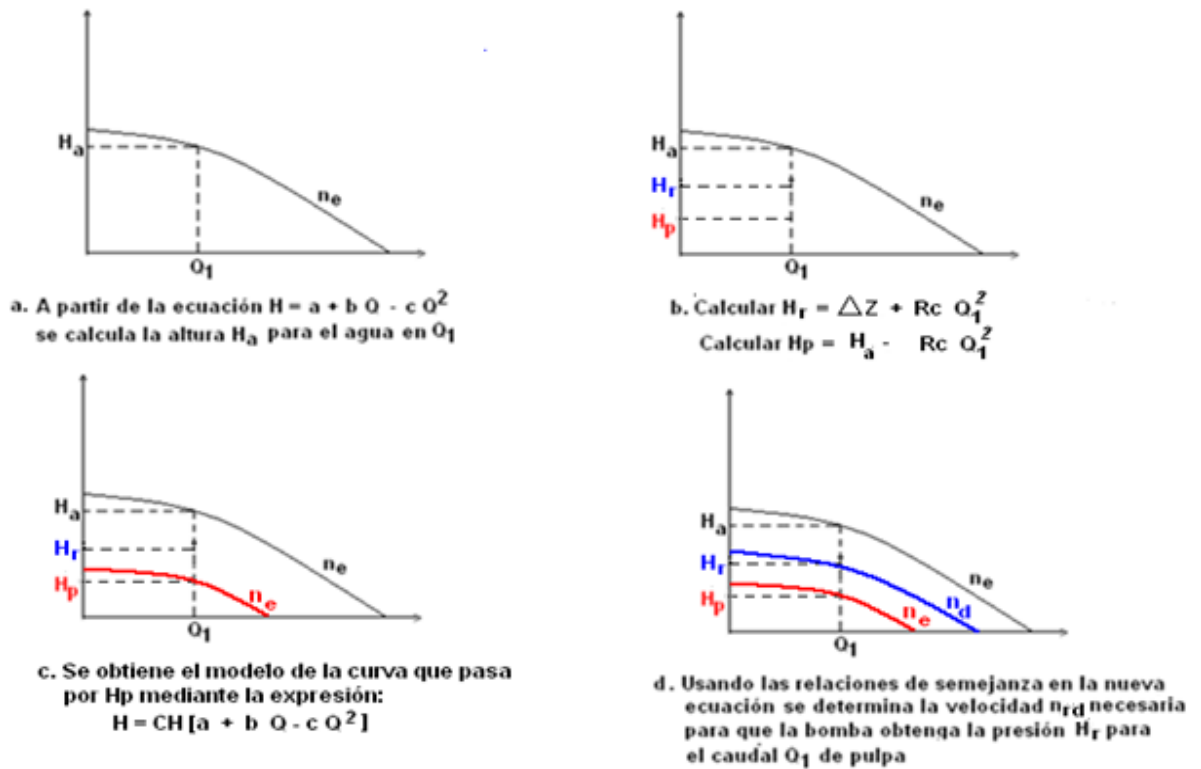


Figura 2.3. Ilustración del principio metodológico para determinar la velocidad necesaria n_{rd}

Cálculo de las eficiencias de la bomba R_i

Se estiman los valores de R_i mediante el modelo de Mínimos Cuadrados obtenido a partir del nomograma de la bomba suministrado por fabricante.

Cálculo de la potencia de bombeo

Mediante la expresión:

$$N_i = \frac{\rho_i g Q_i H_{ri}}{3600000 R_i} \quad (2.20)$$

se calculan los valores de potencia en kW que son válidos para las velocidades n_{rdi} .

El Paso IV es obtener para cada combinación C de SF el valor de las funciones objetivos y seleccionar cuál combinación es la más conveniente para garantizar la eficiencia deseada.

Para concretar este último paso deben definirse las posibles opciones para establecer las funciones objetivos. Algunas propuestas son las siguientes:

FO1. Minimizar suma de potencia $\sum_{i=A}^F N_i$

FO2. Minimizar Dispersión de Flujos $\sqrt{\frac{\sum_{i=A}^F (Q_i - Q_{a_i})^2}{j-1}}$ donde j es el número de depósitos que se utilizan y Q_{a_i} puede tomarse como:

- Para todas las redes hidráulicas como la media aritmética $\sum_{i=A}^F Q_i$
- Un valor deseado Q_d que se asume para todas las redes hidráulicas según criterios tecnológicos del proceso real.
- El valor particular para cada red hidráulica i que resulta de calcular: $FT \frac{Vu_i}{\sum_{i=A}^F Vu_i}$

FO3. Minimizar Dispersión de Velocidades $\sqrt{\frac{\sum_{i=A}^F (n_{rdi} - n_r a_i)^2}{j-1}}$ donde n_{a_i} puede tomarse de maneras análogas a las explicadas en el inciso anterior.

FO4. Minimizar Dispersión de Potencias $\sqrt{\frac{\sum_{i=A}^F (N_i - N_{a_i})^2}{j-1}}$ donde N_{a_i} puede tomarse de maneras análogas a las explicadas en el inciso anterior.

FO5. Maximizar el promedio de Eficiencia Mínima, o sea, tomar la combinación cuyo valor

$$\frac{\sum_{i=A}^F R_i}{j} \text{ sea máximo.}$$

El Paso V consiste en refinar la solución anterior. Para las mejores soluciones seleccionadas se aplica un procedimiento de refinamiento que consiste en:

- Establecer una FO para este paso, escogida entre las mencionadas anteriormente. Seleccionar un nuevo paso h_2 menor que h_1 y definir una nueva malla en las vecindades de cada solución seleccionada en el paso anterior. Se evalúa la FO de este paso en cada punto de las mallas. Las soluciones factibles se ordenan de acuerdo con los resultados de la nueva FO y se toma como solución óptima la mejor de esta lista.

Después de los pasos IV y V la solución óptima obtenida mediante la primera búsqueda discreta es una combinación de volúmenes V_i , tomados de cada espesador i , tal que cumple los requerimientos metalúrgicos CF1 y CF2 y además es energéticamente óptimo en el sentido de las FO escogidas.

Los resultados de la primera búsqueda discreta son refinados mediante la aplicación de una segunda búsqueda discreta en mallas definidas por particiones densas de las vecindades de las mejores soluciones de la primera búsqueda. Este razonamiento se ilustra en la Figura 2.5, donde se muestra el refinamiento para el caso de solo dos depósitos de succión.

Para seleccionar los mejores puntos de la segunda partición pueden considerarse las mismas funciones objetivos que se consideraron en la primera partición o pueden considerarse funciones objetivos diferentes. Por ejemplo podrían establecerse las funciones objetivos:

FO6. Primera partición: FO2 + Segunda partición: FO1

FO7. Primera partición: FO2 + Segunda partición: FO5

FO8. Primera partición: FO5 + Segunda partición: FO2

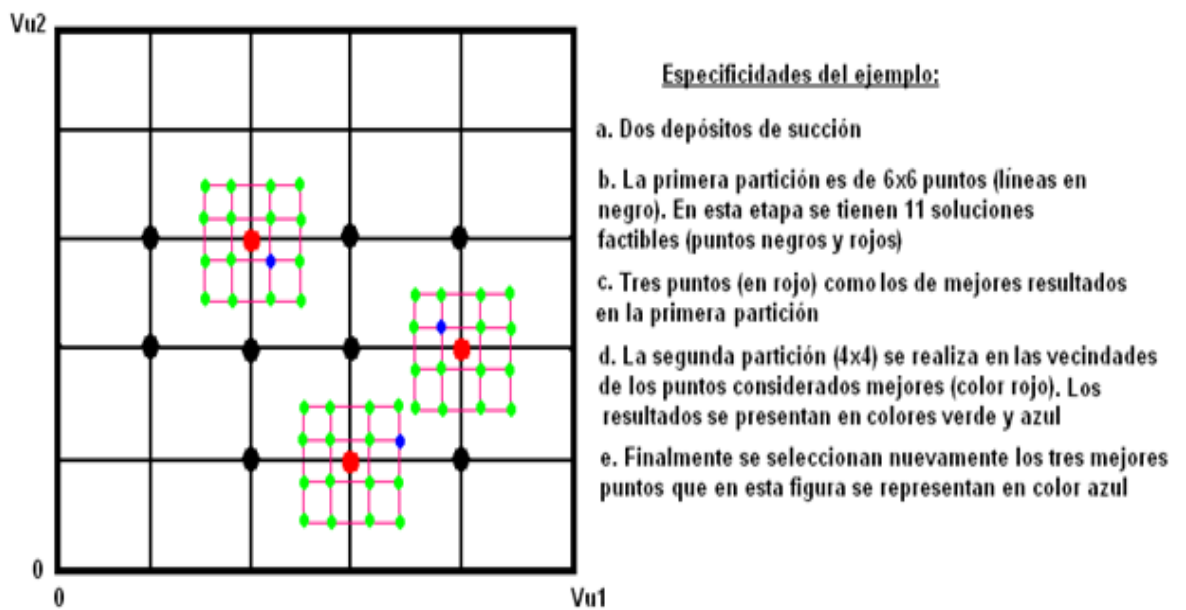


Figura 2.5. Ejemplo de doble partición del espacio de soluciones de la optimización

Son los requerimientos tecnológicos de productividad y concentración de sólidos, y los relacionados con la eficiencia energética, los factores que definen la selección de cada función objetivo.

En el proceso de bombeo de pulpa cruda puede notarse que en la tubería concentradora CP se produce un proceso de mezclado que homogeniza las propiedades de la pulpa. En el proceso de precalentamiento (HEA, HEB y HEC) varían en cada uno de ellos la temperatura y la concentración de sólidos de las pulpas y estos tres flujos de pulpa precalentada se envían a los tanques TK1A, TK1B y TK1C lo cual inicia cierta mezcla y homogenización que se completa en la red única CP₁ desde donde succionan las 10 bombas B2_i (i=A,B,..., K). Puede asumirse entonces que tienen valores únicos las propiedades concentración de sólidos, temperatura y número de mineral en CP₁. En el Anexo 4.1, se muestra el algoritmo de optimización operacional del sistema de bombeo de pulpa cruda del fondo de los Espesadores hasta el precalentador.

2.5 Procedimiento de optimización operacional del sistema de bombeo de pulpa precalentada

Esta operación se realiza desde la tubería CP_1 (donde se conocen las propiedades concentración de sólidos, número de mineral y temperatura de la pulpa precalentada) hasta los reactores RE_i ($i=A, B, \dots, E$). Las demandas de cada reactor con los correspondientes flujos Q_i , presión P_i y temperatura T_{2i} . Estas temperaturas se obtienen en los correspondientes calentadores HE_i ($i=1,2,\dots,5$) y para la presente investigación se asume que este subproceso tecnológico está adecuadamente resuelto.

Puesto que el trabajo de cada reactor es independiente respecto a los demás, en lo que sigue y sin perder generalidad, se desarrollará el modelo para el sistema calentador-reactor: HE1-RA (cuyas demandas son Q_A y P_A) y el correspondiente sistema formado por las bombas centrífugas B2A y B2B y las bombas volumétricas B3A y B3B.

La configuración operacional de cada una de las bombas centrífugas se realiza al asumir H_d como un valor prefijado ($H_d < P_A$) y se considera los pasos explicados en el epígrafe anterior:

1. Se conocen las características concentración de sólidos, número de mineral y temperatura de la pulpa y se calculan los parámetros reológicos: μ_a , τ_0 , K y n .
2. A partir de las características principales de la red hidráulica se calculan la presión H_a (evaluar el valor Q_A en la ecuación del fabricante $H = a + b Q - c Q^2$) y el valor de H_p para Q_A en correspondencia con características reológicas de la pulpa.
3. Se determina C_H por modelo matemático obtenido a partir de la relación de la altura del agua y la pulpa precalentada y la nueva ecuación $H = C_H (a + b Q - c Q^2)$

4. Se obtiene el valor de la velocidad n_d , necesaria para bombear el caudal Q_A de pulpas que garantice la productividad, hasta la altura H_d mediante la ecuación:

$$n_{rd} = ne \sqrt{\frac{H_d}{H_p}} \quad (2.21)$$

5. Se calcula la potencia de bombeo N_c a partir del modelo $N_a = d + e Q + f Q^2$ y la relación de semejanza:

$$N_c = Na \left(\frac{n}{ne} \right)^3 \quad (2.22)$$

6. Se estima el valor de la eficiencia de la bomba R_c a partir de modelo matemático obtenido del nomograma suministrado por el fabricante

De las bombas B3A y B3B se deben conocer. La presión de succión: P_d , kPa; el volumen de trabajo: q_w , m³/h/r/min, la velocidad de giro: n_r , r/min; el rendimiento volumétrico: η_v , %; la viscosidad del agua: μ , Pa·s; la viscosidad de la hidromezcla laterítica: μ_1 , Pa·s; la velocidad real de trabajo: n_r , r/min; caudal demandado: Q , m³/h

La ecuación 1.20 describe en esta bomba la relación entre la presión P (kPa) y el flujo Q que

también se puede escribir: $P = b - m Q$, donde $b = \frac{P_d q_w n_r}{q_1 \left(\frac{\mu_1}{\mu} \right)^{me}}$, $m = \frac{P_d}{q_1 \left(\frac{\mu_1}{\mu} \right)^{me}}$ y

$q_1 = q_w n_g (1 - \eta_v)$ que se denomina Gasto de fugas. El coeficiente me se asume como 0,5 (Nekrasov, 1990).

Nótese que la velocidad n_r debe estar acotada por ciertos valores que satisfagan la condición

$$P \geq 0 \text{ o sea que; } n_r \geq \frac{Q}{q_w}$$

La configuración de este sistema de bombeo es conocida para el caso de estudio pues se toma tradicionalmente n_r , de manera que el valor de P sea la presión demandada pero no se analizan variantes para que sea eficiente. Puede, entonces, enunciarse el problema de optimización:

¿Qué velocidades deberán aplicarse a las bombas B2A, B2B, B3A y B3B para garantizar eficientemente que el flujo que llega a RA sea Q_A y la presión sea P_A ?

El procedimiento que puede ser nombrado: **De Búsqueda Total Discreta** se muestra en Anexo 4.2. Debe señalarse que este procedimiento es muy dependiente del tamaño del paso de búsqueda dP , razón por la cual este paso debe tomarse muy pequeño respecto a las escalas de trabajo de los volúmenes. En este caso la función objetivo puede asumirse:

$$\text{FO1. Mininizar } \sum_{i=1}^2 (N_c + N_d)$$

FO2. Maximizar $(R_c + R_d)/2$: la media aritmética de las eficiencias de ambas bombas donde R_c es la eficiencia de la bomba centrífuga y R_d es la eficiencia de la bomba de desplazamiento positivo. La variable de decisión es el valor de la presión H de salida de la bomba centrífuga que debe tener el mismo valor que la presión de succión P_s de la bomba volumétrica.

Para poder implementar en la práctica tecnológica e investigativa los resultados de los modelos matemáticos de los parámetros reológicos y la optimización de la operación del sistema de bombeo, se hace necesario diseñar y desarrollar una aplicación informática (Hernández, 2016a; Hernández, 2016e; Hernández, 2016d) que automatice los principales procedimientos, la cual ha sido diseñada y programada en Delphi 7.0 (Borland., 2002) en colaboración con miembros del Departamento de Matemáticas del Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, ver Anexo 5.

Conclusiones parciales

1. Se describen los procedimientos para el análisis químico, mineralógico y reológico de pulpas cruda y precalentada que permiten obtener información experimental sobre su temperatura, contenido de sólidos, granulometría, número de mineral, viscosidad aparente, esfuerzo cortante inicial, índice de consistencia e índice de flujo.
2. Se seleccionó el método de diseño factorial completo en la planificación matemática de los experimentos que permitió determinar la influencia de los factores concentración de sólidos y temperatura en la potencia de bombeo, carga dinámica y eficiencia energética.
3. Se propone el principio metodológico para determinar el coeficiente de corrección cuando se bombea agua y un fluido viscoso y la velocidad de giro necesaria para bombear a una altura y caudal deseado.
4. El procedimiento propuesto para la modelación operacional a partir de combinar la información reológica y el enfoque de optimización combinatoria utilizando como procedimiento básico el de Búsqueda Total Discreta, permite determinar regímenes de operación del sistema de bombeo de pulpas bajo diversos criterios de productividad, presión demandada y eficiencia energética.

CAPÍTULO 3

Análisis y discusión de los resultados

CAPÍTULO 3. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS

Se ha profundizado en la investigación de las propiedades de la pulpa laterítica cruda y precalentada, sobre la base del experimento y estudio de sus principales características de transportación; así se pudo determinar el uso de modelos matemáticos específicos que se ajustan al fluido estudiado. Los objetivos del presente capítulo son: Obtener los modelos reológicos y de los parámetros energéticos del sistema de bombeo para las condiciones de concentración de sólidos y temperatura de las hidromezclas lateríticas; Evaluar e implementar el procedimiento operacional con datos conocidos del proceso real; Establecer en una aplicación informática la utilidad para la toma de decisiones tecnológicas de los resultados obtenidos a partir de simulaciones y pronósticos.

3.1 Composición química de las muestras utilizadas

Como se puede apreciar, en la Tabla 3.1, la pulpa de las cuatro muestras compósitos poseen un alto contenido de hierro, característica típica de las lateritas cubanas, en las que abundan los óxidos de hierro (Agyei, 2006; Proenza, 2015), los cambios en el mineral de alimentación son producto a la explotación del yacimiento Camarioca Norte, la velocidad de sedimentación estuvo por debajo de 134 mm/2h y la concentración de sólidos real fue generalmente de 43 %. Por este mismo motivo, se han incrementado los nocivos sílice, magnesio y aluminio (Muñoz, 2015; Martínez, 2016b); lo cual perjudica el proceso al tener que operar con relaciones ácido/mineral (RAM) más altas para mantener buenos valores de extracción de níquel y cobalto. Esto provoca incremento del consumo de ácido sulfúrico y del costo de producción por este concepto.

Tabla 3.1. Composición química y número de mineral de las muestras

Elemento, %	Concentración de cada elemento en las muestras			
	MC1	MC6	MC11	MC4
Ni	1,21	1,28	1,22	1,23
Co	0,79	0,3	0,115	0,20
Fe	42,9	43,9	43,2	43,3
Mg	1,69	1,94	1,72	2,6
Al	4,41	4,32	4,42	4,44
SiO ₂	2,25	7,12	6,39	6,52
Cr	1,51	1,63	1,56	1,57
Mn	0,38	0,75	0,74	0,73
Cu	0,027	0,04	0,028	0,028
Zn	0,034	0,036	0,036	0,036
Ni + Co	2,00	1,53	1,335	1,53
Nrmin	3,97	9,65	9,48	12,19

En las actuales condiciones de explotación resulta de interés evaluar la composición mineralógica de la mena por el papel importante que juega en la sedimentación de las pulpas de minerales lateríticos, y comprobar si en estas se presentan como fases secundarias la gibbsita, cuarzo, antigorita, que son de bajas densidades y que generan baja velocidad de sedimentación en tanto que la presencia de fases minerales densas como la hematita, magnetita, maghemita, aumentan la velocidad de sedimentación.

3.1.1 Distribución de tamaño de las partículas de la fase sólida de las muestras

Las distribuciones granulométricas de las cuatro muestras compósitos se presentan en las Figuras y Tablas del Anexo 6, donde se aprecia que todas están constituidas por partículas pequeñas, inferiores a 50 μ_m , que son las que le confieren propiedades plásticas a las pulpas. Existe un predominio de las fracciones finas de forma general y el D₈₀ se corresponde con el de partículas menores a 7 μ_m , lo cual indica que el 80 % de la muestra presenta un diámetro inferior a este valor como se muestra en la Figura 3.1, 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.

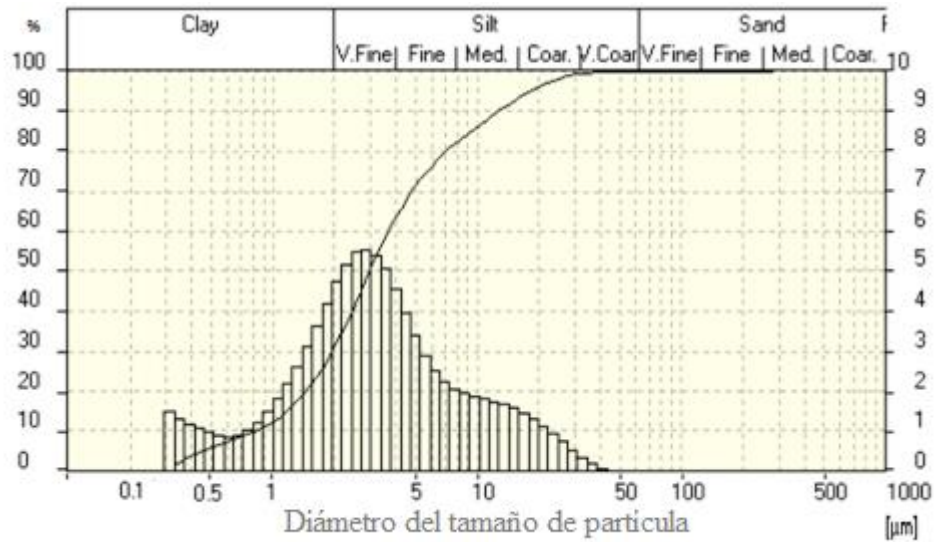


Figura 3.1. Distribución de tamaño de partículas de la muestra MC1

Se pudo comprobar que el modelo de polidispersión describe la distribución granulométrica de todas las muestras con elevados coeficientes de correlación Tabla 3.2, a pesar de las pequeñas diferencias existentes entre ellas. La magnitud (s) tiene relación con el grado de polidispersión de las muestras, la MC4 corresponde a la pulpa precalentada que en los tanques de almacenaje se somete a proceso de agitación mecánica y neumática, que puede ser la causa de que se refleje un mayor coeficiente de polidispersión.

Tabla 3.2. Parámetros granulométricos que describen el modelo

Muestras	$D_{50} \mu_m$	B_N	s	R
MC1	2,980	0,1738	0,55	0,9918
MC6	3,087	0,3792	0,61	0,9963
MC11	2,818	0,4595	0,66	0,9941
MC4	2,907	0,4354	0,85	0,9949

Las características granulométricas, químicas y mineralógicas de las menas definidas por el tipo de basamento, determinan el comportamiento de la mena en el proceso de lixiviación ácida, por lo que se requiere de un mayor estudio de la relación entre la roca madre, la mena y el comportamiento industrial de la misma, para determinar las regularidades existentes entre

la mineralización resultante de las litologías del basamento y el comportamiento de los parámetros industriales en yacimientos de la empresa.

3.1.2 Resultados del análisis reológico a temperatura ambiente

Para obtener los valores de esfuerzo cortante se determinó una media aritmética de las tres réplicas por cada gradiente de velocidad con su desviación estándar y el coeficiente de variación no excedió del 5 %, ver Tabla 3.3 y Anexo 7.

Tabla 3.3. Valores de esfuerzo cortante por réplicas con el HAAKE VT 550

Variables controladas			Esfuerzo cortante τ					
% S	Temp (°C)	Gradiente de velocidad	Réplica 1 τ_1	Réplica 2 τ_2	Réplica 3 τ_3	Media τ	Desviación Estándar	Coefficiente de variación (%)
37	28	231,6	93,37	92,98	93,39	93,25	0,23	0,25
37	28	139	70,38	71,56	68,95	70,30	1,31	1,86
37	28	83,3	52,94	52,69	53,3	52,98	0,31	0,58
37	28	58,43	42,63	43,33	43,02	42,99	0,35	0,82
37	28	29,92	28,41	29,39	29,19	29,00	0,52	1,79
37	28	17,93	21,07	21,21	20,73	21,00	0,25	1,18
37	28	10,7	14,89	15	14,82	14,90	0,09	0,61
37	28	6,45	10,9	11,2	10,9	11,00	0,17	1,57

A partir del análisis de los gráficos de los valores de esfuerzo cortante y gradiente de velocidad se infiere que todas las muestras se ajustan al modelo de Bulkley-Herschell pseudoplástico y se obtienen los parámetros reológicos (esfuerzo cortante inicial, índice de consistencia e índice de flujo) con ayuda de la aplicación informática para la modelación de las curvas de flujo. Los resultados obtenidos presentan el comportamiento típico de las suspensiones no newtonianas para concentraciones de sólidos de (37 a 48) %, lo que permitirá determinar la influencia de los parámetros reológicos en el sistema de bombeo de hidromezclas lateríticas.

Los resultados obtenidos en el análisis de la muestra del espesador TKA se observan en la Figura 3.2 y la Tabla 3.4, se evidencia la tendencia de los parámetros reológicos al aumentar

las concentraciones de sólidos a temperatura ambiente, se incrementa la viscosidad aparente, el esfuerzo cortante inicial y el índice de consistencia y disminuye el índice de flujo, este comportamiento es el esperado, demuestra las propiedades plásticas de las hidromezclas lateríticas y la influencia en la potencia de bombeo.

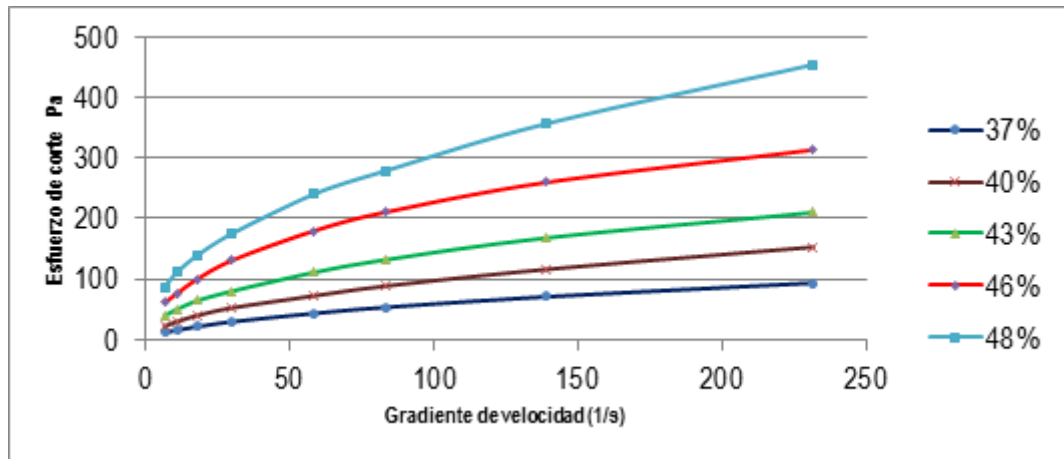


Figura 3.2. Curvas de flujo a diferentes concentraciones de sólidos a 28 °C, para la MC1

Para evaluar el comportamiento del factor concentración de sólidos se muestran los modelos, ajustados con los parámetros reológicos.

Tabla 3.4. Influencia de la concentración de sólidos en los parámetros reológicos TKA

Concentración de sólidos, %	Viscosidad aparente, Pa·s	Modelo ajustado	R
37	0,402	$\tau = 5,08 + 1,70 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,74}$	0,9997
40	0,660	$\tau = 9,96 + 3,73 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,68}$	0,9998
43	0,907	$\tau = 22,99 + 5,33 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,67}$	0,9999
46	1,299	$\tau = 38 + 7,94 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,66}$	0,9999
48	1,965	$\tau = 49,74 + 12,67 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,65}$	0,9999

En la Tabla 3.5 y la Figura 1.A8 del Anexo 8, se muestra el análisis de la MC6 perteneciente al TKD de alta productividad que se caracteriza por el uso de floculante razón por la que se distingue del resto de las muestras, se evidencia la tendencia de los parámetros reológicos al aumentar las concentraciones de sólidos a temperatura ambiente con la diferencia de que sus valores son mayores que los del sedimentador TKA por la adición del floculante, se incrementa la viscosidad aparente, el esfuerzo cortante inicial y el índice de consistencia y disminuye el índice de flujo, este comportamiento es el esperado, lo cual demuestra que las propiedades plásticas son mayores a pesar de que la viscosidad aparente tiene un incremento discreto por el procedimiento de preparación de la muestra de adición de agua de reboso para alcanzar las concentraciones de sólidos y no con floculante.

Tabla 3.5. Influencia de la concentración de sólidos en los parámetros reológicos TKD

Concentración de sólidos, %	Viscosidad aparente, Pa·s	Modelo ajustado	R
37	0,477	$\tau = 34,59 + 3,94 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,56}$	0,9999
40	0,600	$\tau = 42,64 + 5,46 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,54}$	0,9995
43	0,964	$\tau = 59,38 + 7,96 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,52}$	0,9974
46	1,338	$\tau = 96,77 + 10,79 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,50}$	0,9988
48	2,00	$\tau = 105,40 + 19,94 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,49}$	0,9990

Con el análisis de la MC11, perteneciente a la línea de transferencia de la pulpa de la Planta de Espesadores hasta Lixiviación se evalúa el comportamiento de los parámetros reológicos cuando son mezcladas las pulpas de los seis Espesadores.

En la Tabla 3.6 y la Figura 2.A8, se observa la misma tendencia de los parámetros reológicos: al aumentar la concentración de sólidos a temperatura ambiente, se incrementa la viscosidad aparente, el esfuerzo cortante inicial y el índice de consistencia y disminuye el índice de flujo, las concentraciones de sólidos de operación promedio fueron de 43 %.

Tabla 3.6. Influencia de la concentración de sólidos en los parámetros reológicos MC11

Concentración de sólidos, %	Viscosidad aparente, Pa·s	Modelo Ajustado	R
37	0,43	$\tau = 9,06 + 4,07 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,659}$	0,9967
40	0,61	$\tau = 13,65 + 5,46 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,653}$	0,9955
43	0,88	$\tau = 18,83 + 8,85 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,61}$	0,9955
46	1,40	$\tau = 35,87 + 9,58 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,595}$	0,9989
48	1,97	$\tau = 46,66 + 13,24 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,590}$	0,9979

Las suspensiones más diluidas como la de los Espesadores convencionales exhiben menores valores de esfuerzo cortante inicial e índice de consistencia debido a una menor interacción entre las partículas, ya que son mayores las fuerzas de repulsión; sin embargo, en las suspensiones más concentradas como es el caso del espesador D, las partículas se encuentran cerca unas de otras; condición que hace prevalecer las fuerzas de Van der Waals, lo que contribuye a la formación de flóculos y agregados que dan lugar a estructuras más fuertes y, por lo tanto, a mayores valores de esfuerzo cortante inicial e índice de consistencia.

3.1.3 Resultados de análisis reológicos a diferentes temperaturas

En la Figura 3.3, se representan las curvas de flujo correspondientes a la MC4 de pulpa precalentada a 43 % de sólidos; porque es el valor que se puede alcanzar en las condiciones

actuales de operación. Estos experimentos se realizaron al variar la temperatura desde (28 a 90) °C, para un valor de concentración de sólidos fijo.

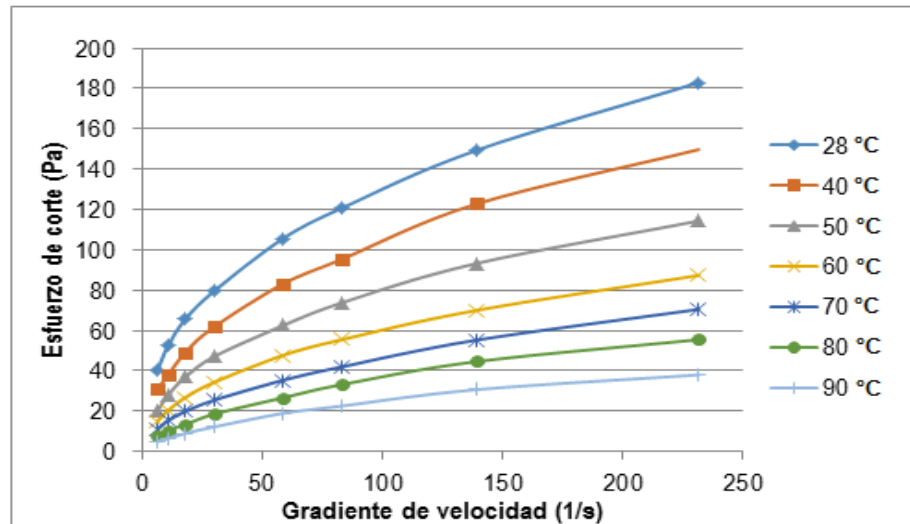


Figura 3.3. Curvas de flujo de la MC4 de pulpa precalentada a 43 % de sólidos

Las curvas de flujos para (37, 40, 46 y 48) % de sólidos a diferentes temperaturas presentan similar comportamiento. Para estas condiciones los resultados experimentales responden al Modelo de Bulkley-Herschell pseudoplástico, donde los coeficientes de regresión de los modelos mínimos cuadrados son mayores que 0,99.

En la Tabla 3.7, se nota que los valores de viscosidad aparente, el esfuerzo cortante inicial y el índice de consistencia, disminuyen cuando aumenta la temperatura, mientras que los valores de índice de flujo aumentan, este es el comportamiento típico esperado en la mayoría de los líquidos y suspensiones.

Se confirma entonces que a altas temperaturas las propiedades plásticas de las pulpas lateríticas disminuyen, porque presentan un comportamiento con tendencia a materiales pseudoplásticos, de ahí que los problemas de alta viscosidad que en ocasiones se presentan con las pulpas lateríticas ocurren a temperatura ambiente. En la Tabla del Anexo 9 se muestran los

resultados experimentales del comportamiento de las variables en estudio y a partir de ellos se pueden calcular los resultados estadísticos que se muestran en la Tabla 3.8.

Tabla 3.7. Influencia de la temperatura en los parámetros reológicos

Temperatura, °C	Viscosidad Aparente, Pa·s	Modelo Ajustado	R
28	0,60	$\tau = 8,45 + 15,23 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,45}$	0,9992
40	0,40	$\tau = 4,63 + 12,31 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,46}$	0,9999
50	0,35	$\tau = 4,44 + 9,46 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,47}$	0,9996
60	0,28	$\tau = 3,44 + 2,25 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,53}$	0,9998
70	0,27	$\tau = 2,35 + 4,75 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,58}$	0,9998
80	0,23	$\tau = 1,72 + 4,52 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,61}$	0,9996
90	0,16	$\tau = 1,18 + 3,37 \left(-\frac{dVx}{dy} \right)^{0,71}$	0,9996

Los valores de viscosidad aparente obtenidos están en correspondencia con el gradiente de velocidad del viscosímetro HAAKE VT 550. Se toma como referencia el gradiente de velocidad de 231,6 1/s para la viscosidad aparente de la MC1 a 46 % de sólidos.

En la Figura 3.4, se resalta que la viscosidad aparente de la pulpa laterítica disminuye con el aumento de la temperatura. En la misma se puede apreciar que para los menores valores del gradiente de velocidad se manifiesta un mayor cambio de la viscosidad, lo que coincide con lo planteado por la literatura (Laurencio, 2008a; Trapeznikov, 2011; Laurencio, 2012).

Tabla 3.8. Resultados estadísticos de las variables del experimento

VARIABLES	Valor Mínimo	Valor Máximo	Rango	Media Aritmética	Desviación Estándar	Coefficiente de Variación
Coefficiente de polidispersión	0,55	0,85	0,30	0,67	0,11	0,16
Concentración de sólidos, %	37	48	11	42,8	3,98	9,31
Temperatura, °C	28	90	62	59,71	20,50	34,35
Número de mineral	3,97	12,19	8,22	8,82	3,01	34,13
Viscosidad aparente, Pa·s	0,085	2,00	1,91	0,56	0,41	74,34
Esfuerzo cortante inicial, Pa	0,033	38,462	38,43	4,673	5,95	127,82
Índice de consistencia, Pa·s ⁿ	0,324	65,563	65,23	9,55	11,18	117,03
Índice de flujo	0,3	0,8	0,5	0,53	0,11	21,24

Los resultados obtenidos justifican el objetivo de la investigación de conocer los parámetros reológicos de las pulpas lateríticas para diseñar y evaluar sus sistemas de transporte, aspecto muy importante al trabajar con este tipo de fluido.

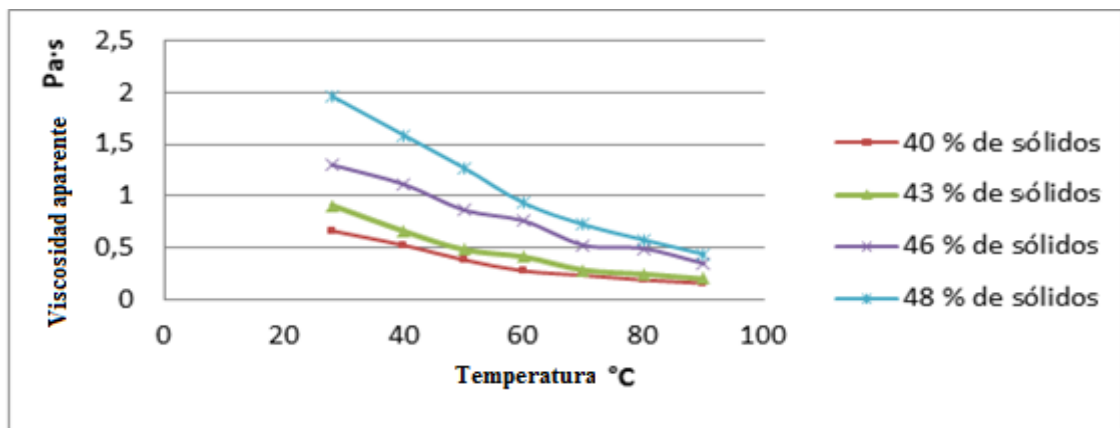


Figura 3.4. Relación de la viscosidad con la temperatura MC1

La influencia de la temperatura en la viscosidad aparente se considera relevante, pues en la literatura consultada se reportan análisis hasta 40 °C; en el estudio para la rehabilitación de la empresa (Colectivo, 1971), se propone en las investigaciones tecnológicas determinar las variaciones de la viscosidad de la pulpa a 48 % de concentración de sólidos, de temperatura ambiente hasta 82 °C, no se encuentran evidencias de resultados con estos fines. Con este

análisis de temperatura se pueden considerar mejoras tecnológicas en el proceso de lixiviación ácida como el calentamiento indirecto de las pulpas o uso de agua a 70 °C.

3.2 Modelación matemática de las propiedades reológicas de las pulpas estudiadas

Se necesitan obtener expresiones concretas que permitan explicar el comportamiento de los parámetros reológicos en función de los factores reológicos coeficiente de polidispersión, concentración de sólidos, temperatura y número mineral. Con los resultados de los experimentos Factorial Completo realizados, se confeccionó una base de datos que permite evaluar el comportamiento de los parámetros reológicos en correspondencia con los factores reológicos, se propone la modelación matemática de Mínimos Cuadrados mediante el software TIERRA Versión 2.0 que cumplen con este propósito (Legrá, 2002). Sean los n datos $(P_i; Y_i)$ donde $p=(X_1, X_2, \dots, X_V)$, se quiere encontrar un modelo descrito por una ecuación $Y_i=f(P)$ y en particular hallar una función f tal que para cualquier índice i , los valores de $f(P_i)$ sean “cercaños” a los valores Y_i (Legrá, 2011). Se determinaron modelos cuadráticos (r es el coeficiente de correlación) y se obtuvo mediante pruebas de Fisher, Tabla 3.9, la validez del nivel de confianza de la variable.

Tabla 3.9. Prueba F de Fisher

Modelo	Coeficiente de Correlación	Prueba F de Fisher para el modelo con un 95% de nivel de confianza (Se acepta si $F_c > F_t$)	
		FC	Decisión
Viscosidad aparente	0,93	Valor de F_c para el ajuste: 161,6571 Valor de F_t por la tabla: 2,0797	Ajuste significativo ya que $F_c > F_t$
Esfuerzo cortante inicial	0,79	Valor de F_c para el ajuste: 37,8683 Valor de F_t por la tabla: 2,0797	Ajuste significativo ya que $F_c > F_t$
Índice de consistencia	0,88	Valor de F_c para el ajuste: 82,2264 Valor de F_t por la tabla: 2,0797	Ajuste significativo ya que $F_c > F_t$
Índice de flujo	0,83	Valor de F_c para el ajuste: 49,6087 Valor de F_t por la tabla: 2,0797	Ajuste significativo ya que $F_c > F_t$

Modelos matemáticos de Mínimos Cuadrados obtenidos:

$$\mu_a = -1,8231510 - 0,0245581 s + 0,0757792 \%S - 0,0124297 t + 0,0077888 N_{\min} \quad (2.23)$$

$$\tau_0 = -7,5155524 - 12,5114987 s + 2,0090722 \%S - 0,4978136 t + 5,5938357 N_{\min} \quad (2.24)$$

$$K = -7,7626341 - 0,5617544 s + 0,4372325 \%S - 0,1077145 t + 0,3126353 N_{\min} \quad (2.25)$$

$$n = 0,4832387 + 0,0416324 s + 0,0007904 \%S + 0,0022183 t - 0,0262450 N_{\min} \quad (2.26)$$

3.3 Validación de los modelos propuestos

En esta investigación se considera necesario validar:

- A. Los modelos reológicos de Mínimos Cuadrados
- B. Los modelos de cálculo de las bombas propuestos:
 - i. Bombas centrífugas pulpa cruda B1i (i=A, B, ..., F)
 - ii. Bombas centrífugas pulpa precalentada B2i (i=A, B, ..., K)
 - iii. Bombas volumétricas B3i (i=A, B, ..., K)

3.3.1 Validación de los modelos reológicos mínimos cuadrados

La validez de los modelos reológicos tiene su explicación principal en el hecho de que el procedimiento para su obtención se basa en la integración del conjunto de tareas reconocidas por la práctica científica precedente. Los modelos dependen esencialmente del uso correcto de los instrumentos mencionados para obtener datos y de la selección de los parámetros del método en cada caso.

Tiene especial interés comprobar la sensibilidad de todo el procedimiento y para ello se demostró a partir de datos medidos en la etapa experimental, que con pequeños cambios en los datos de entrada se producen cambios de igual escala en los pronósticos hechos por los modelos de los parámetros reológicos propuestos. Esto se realizó en dos etapas:

1. En la Tabla 3.10, se visualizan las réplicas experimentales de la MC1 a 37 % de sólidos a temperatura ambiente del TKA Y_{ij} ($i=1,2,3,4$ y $j=1,2,3$) de las cuales se obtuvieron las tablas de valores medios Y_{im} de cada variable, para obtener sus correspondientes modelos.

Tabla 3.10. Error medio absoluto porcentual de réplicas experimentales

MC1	Viscosidad aparente, Pa·s	Esfuerzo cortante inicial, Pa	Índice de consistencia, Pa·s ⁿ	Índice de flujo
Y_{im}	0,402634	5,081176	1,701825	0,745594
	Réplica 1			
	0,402677	5,106353	1,695565	0,746282
	Réplica 2			
	0,402634	5,040824	1,714324	0,744174
	Réplica 3			
	0,402591	5,096353	1,695609	0,746332
Error, %	0,01	0,53	0,49	0,13

Al calcular para cada variable Y_j el error medio absoluto porcentual e (con respecto al valor Y_{im} del modelo): $e_i = 100 \frac{|Y_{i1} - Y_{im}| + |Y_{i2} - Y_{im}| + |Y_{i3} - Y_{im}|}{3 Y_{im}}$ se comprueba que a pequeños cambios en los valores experimentales, no se producen cambios significativos en los resultados del procesamiento de los mismos y por tanto los pronósticos obtenidos mediante los modelos comprueban su efectividad, las comprobaciones de otras MC se relacionan en el Anexo 10.

2. Para determinar la eficacia general de los modelos se tomaron cinco mediciones de las muestras que se seleccionaron en el diseño de experimento MC5, MC2, MC9, MC7, MC12; en la Tabla 3.11 y 3.13, se muestran los resultados de las mediciones reológicas de la MC5, MC9 utilizados en la etapa experimental. A continuación se muestran dos

análisis que argumentan la eficacia de los modelos a partir del cálculo del error absoluto

$$\text{relativo } e = 100 \frac{|Y_{\text{mod}} - Y_{\text{calc}}|}{Y_{\text{calc}}}$$

Tabla 3.11. Resultados de experimentos de la muestra compósito MC5

Toma de Muestra	Variables Medidas	Variables controladas			
	Nrmin	% S	Temperatura, °C	Gradiente de velocidad, 1/s	Esfuerzo cortante, Pa
MC5	4,97	46	28	231,6	301,33
				139	243,6
				83,3	191,11
				58,43	158,79
				29,92	115,24
				17,93	92,86
				10,7	76,87
				6,45	61,43

Tabla 3.12. Evaluación de la eficacia de los modelos

Variables	Viscosidad aparente, Pa·s	Esfuerzo cortante inicial, Pa	Índice de consistencia, Pa·s ⁿ	Índice de flujo
Modelo	1,299655	38,09259	7,943202	0,668911
Cálculo	1,301079	37,99753	7,643914	0,667578
Error %	0,11	0,25	3,92	0,20

En la Tabla 3.12, se realiza la comprobación con el mismo procedimiento con la muestra compósito MC5 del tanque TKA a 46 % de sólidos y 28 °C, por ser la concentración que en las condiciones actuales de los yacimientos en explotación se puede alcanzar. Se evidencia que el modelo propuesto es capaz de estimar los parámetros reológicos en la pulpa laterítica con mayor contenido de magnesio y sílice y velocidades de sedimentación menores a (140 mm/2h).

La segunda comprobación, Tabla 3.14, se realiza con la muestra compósito MC9 que corresponde a la línea de transferencia desde la Planta de Espesadores hasta la Planta de Lixiviación con un promedio de concentración de sólidos de 43 % y 28 °C.

Tabla 3.13. Resultados de experimentos de la muestra compósito MC9

Toma de Muestra	Variables Medidas	Variables controladas			
	Nrmin	% S	Temperatura, °C	Gradiente de velocidad, 1/s	Esfuerzo cortante, Pa
MC9	9,65	43	28	231,6	228,18
				139	197,13
				83,3	165,64
				58,43	146,65
				29,92	124,21
				17,93	118,86
				10,7	97,07
				6,45	82,14

Tabla 3.14. Evaluación de la eficacia de los modelos

Variabes	Viscosidad aparente, Pa·s	Esfuerzo cortante inicial, Pa	Índice de consistencia, Pa·s ⁿ	Índice de flujo
Modelo	0,964594	59,38624	10,79257	0,527516
Cálculo	0,985233	59,48153	10,5073	0,522997
Error %	2,09	0,16	2,71	0,86

Los modelos de Mínimos Cuadrados presentan inconsistencias predictivas cuando los valores de las variables independientes se alejan suficientemente de los rangos de los datos (Hernández, 2017a), o sea, estos modelos son válidos para pulpas lateríticas con concentraciones de sólidos de (37 a 48) %, temperatura de (28 a 90) °C, número de mineral entre 3 y 16 y coeficiente de polidispersión entre 0,5 y 0,9.

3.3.2 Validación de los modelos de cálculo de las bombas de pulpa cruda

Aunque está bien establecida la teoría empleada en el desarrollo de los modelos matemáticos para el cálculo de bombas centrífugas, al aplicar el procedimiento descrito en el epígrafe 2.4, se determina el modelo matemático de las bombas centrífugas para hidromezclas lateríticas al considerar como referencia la velocidad de giro 800 r/min, las características de la pulpa y los parámetros reológicos mostrados en la Tabla 3.15, para diferentes concentraciones de sólidos.

Tabla 3.15. Características de la pulpa y parámetros reológico por los modelos

Concentración de sólidos, %	Temperatura, °C	Número de mineral	Coefficiente de Polidispersión	Viscosidad aparente, Pa·s	Esfuerzo cortante inicial, Pa	Índice de consistencia, Pa·s ⁿ	Índice de flujo
37	28	7,6	0,5	0,42	5,99	3,16	0,62
40	27	7,9	0,5	0,65	12,49	5,23	0,63
43	28	8	0,6	0,91	17,63	7,48	0,64
46	29	8,3	0,5	1,42	35,04	9,67	0,65
48	28	9,2	0,7	1,95	45,14	13,02	0,66

Las características de la red hidráulica de la Planta de Espesadores hasta los tanques de almacenaje de la Planta de Lixiviación se muestran en la Tabla 3.16; esta red está dividida en dos tramos, el primero desde el fondo de los Espesadores hasta el colector común y el segundo desde el colector común hasta los tanques de almacenaje.

Tabla 3.16. Características de la red

Características de la red	Tramo 1	Tramo 2
Coefficiente de resistencia de la red, adm	6,85	9,6
Altura geométrica de impulsión, m	15,35	14,85
Diámetro de la tubería, mm	0,4064	0,508
Longitud de tubería, m	112	314

Se presentan los principales resultados en la Tabla 3.17 del Balance de Energía Mecánica (BEM) (Rabinovich, 1987; Garcell, 2001) y se aprecia que para diferentes concentraciones de sólidos y parámetros reológicos hay una variación de las características de los parámetros de la red hidráulica con una mayor potencia de bombeo para garantizar el caudal deseado.

Tabla 3.17. Resultados del BEM con n=1

Concentración de sólidos, %	Número de Reynolds	Número de Hedstrom	Factor fricción de Darcy	Altura requerida red, m	Altura de carga bomba, m	Potencia de la bomba, kW
37	4691,04	952028,8	0,52	14,72	24,70	73,18
40	1311,42	75754,38	0,6	16,99	26,97	83,88
43	585,20	21668,55	0,72	20,39	30,37	99,42
46	573,95	36559,29	1,08	30,59	40,57	140,18
48	303,52	7778,59	1,4	39,65	49,63	178,10

Para analizar la influencia de los parámetros reológicos se propone descomponer el Bingham pseudoplástico en dos: un Bingham plástico, con $n=1$ en los modelos Bulkley-Herschel obtenidos, Tabla 3.18 y un Seudoplástico simple, con $\tau_0 = 0$ en la misma ecuación, Tabla 3.18.

Varios autores, por ejemplo (Vlasak, 2004) aseguran que en régimen laminar se tienen menores pérdidas de energía y menor desgaste de las tuberías, como se puede observar en la Tabla 3.18, el número de Reynolds para concentraciones de sólidos al 40 % disminuye y aparece la sedimentación que obstruye el flujo, en las actuales condiciones de operación hay que lavar la línea para eliminar las incrustaciones.

Tabla 3.18. Resultados del BEM con $\tau_0 = 0$

Concentración de sólidos, %	Número de Reynolds Generalizado	Factor de fricción de Fanning	Factor fricción de Darcy	Altura requerida red, m	Altura de carga bomba, m	Potencia de la bomba, kW
37	259,78	0,0615	0,2463	6,97	16,95	43,11
40	145,09	0,1102	0,4410	12,49	22,47	58,87
43	89,89	0,1779	0,7119	20,16	30,14	81,43
46	79,62	0,2009	0,8037	22,76	32,74	91,32
48	75,05	0,2131	0,8526	24,15	34,13	97,27

Si no se consideran las pulpas lateríticas como Bulkley-Herschel y con un esfuerzo cortante inicial necesario para que el fluido entre en movimiento, como se muestra en las Tablas 3.17 y 3.18, se seleccionan incorrectamente las bombas para el trasiego de este tipo de fluido; en la empresa objeto de estudio, se asumen parámetros reológicos de la década del 60 o consideran este flujo como newtoniano (Pérez, 2010a), son significativos los cambios en la altura dinámica en que debe estar seleccionado el punto de operación cuando cambian las concentraciones de sólidos, por tanto, lo relevante es determinar el coeficiente de correlación de carga para cada una de las condiciones de operación que garantice el caudal deseado.

Se proponen los siguientes modelos matemáticos que permitirán obtener el punto de operación en correspondencia con los requerimientos del caudal de la bomba centrífuga. Estos modelos se obtienen tomando en cuenta los nomogramas de las bombas instaladas, Figura 1. A11 del Anexo 11.

$$H = 29,78 + 0,0035Q - 0,000026Q^2 \quad (2.27)$$

$$N_a = 0,00047 + 0,12Q - 7,873 E^{-5}Q^2 \quad (2.28)$$

$$R = 38,1562 + 0,2062Q - 0,8226 H + 0,0014QH - 0,00024Q^2 - 3,9973E^{-5}H^2 \quad (2.29)$$

Con un coeficiente de correlación igual a 0,95

Para determinar el modelo matemático del coeficiente de corrección se tuvieron en cuenta los datos de los factores y parámetros reológicos, además se consideraron las características de la red hidráulica, ver Anexo 12.

$$CH = 1,5436605 - 0,0290001 \%S + 0,0040620 t + 0,0085463 Nm \quad (2.30)$$

Con un coeficiente de correlación igual a 0,97

Tomando como referencia los resultados de los modelos matemáticos de los parámetros reológicos y los modelos de los parámetros energéticos de la bomba (Hernández, 2017c), se determina el punto de operación de las bombas centrífugas B1 para diferentes concentraciones de sólidos en las condiciones actuales de operación, ver Figura 3.5, el flujo de extracción diseñado del tanque TK1 es de 454 m³/h, ver Tabla 3.19.

Tabla 3.19. Flujos bomba B1 del tanque TK1

Bomba centrífuga TK1 a 900 r/min	
Q _{operación a 43%} , m ³ /h	408,7
Q _{Diseño} , m ³ /h	454

Para $n=900$ r/min, se aprecia que se reduce el flujo para una concentración de 46 % hasta 227 m^3/h , lo que ocasiona pérdidas en la producción por no garantizar la productividad de la Planta de Lixiviación con un aporte de 1600 y 1800 t/día de mineral por cada tanque espesador, además se incrementa el consumo de energía eléctrica por mayor tiempo de bombeo.

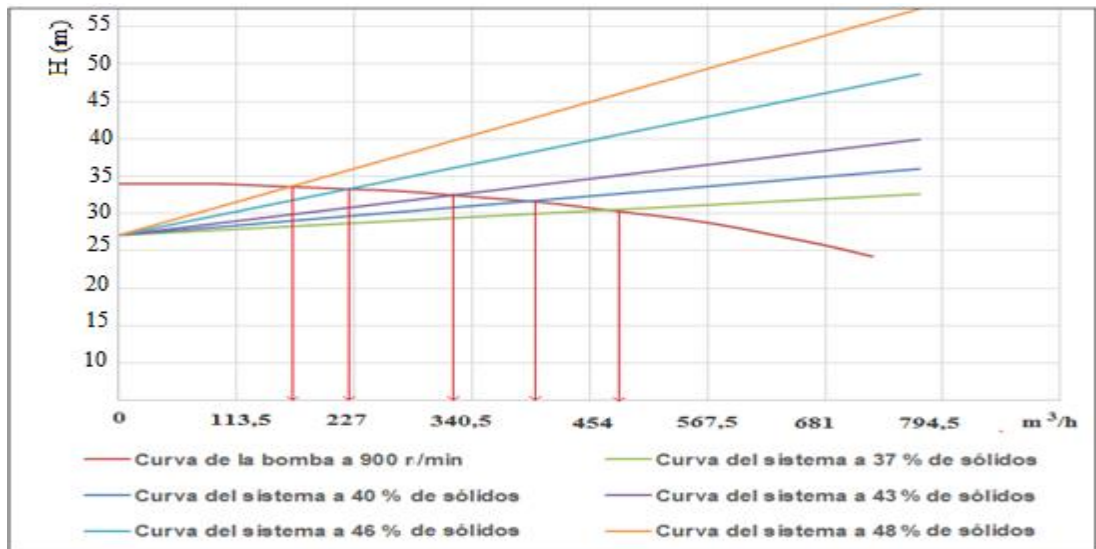


Figura 3.5. Punto de operación de la bomba centrífuga del tanque TK1

Como se mostró en la Figura 2.3, la velocidad de la bomba cambia en la medida que sea necesario obtener el flujo Q_1 a una altura H_d , en la actualidad esto no se logra porque el variador de velocidad está ajustado a la velocidad de 900 r/min, por seleccionar incorrectamente la altura dinámica y no tener un coeficiente de corrección de carga de las pulpas lateríticas a diferentes concentraciones de sólidos.

3.2.3 Validación de modelos para el cálculo de las bombas de pulpa precalentada

Según los parámetros de operación de la bomba centrífuga B2i encargada de transportar la pulpa precalentada hasta la succión de las B3i, esta no trabaja a su máximo nivel de eficiencia, ya que la misma, por diseño, debe transportar 113,5 m^3/h (500 gpm) a 1275 r/min, pero no se considera que esta transporta un fluido con 40 % de sólidos aproximadamente a

una temperatura de 82 °C, los parámetros reológicos, tienen gran influencia sobre el comportamiento de dichas bombas y las características de la red, ver Tabla 3.20 y 3.21.

Tabla 3.20. Características y parámetros reológicos de la pulpa precalentada

Concentración de sólidos %	Número de mineral	Coefficiente de polidispersión	Temperatura, °C	Viscosidad aparente, Pa·s	Esfuerzo cortante inicial, Pa	Índice de consistencia, Pa·s ⁿ	Índice de flujo
40	7,5	0,5	28	0,62	9,64	4,89	0,64
			70	0,26	3,16	1,38	0,72
			80	0,22	2,42	1,00	0,75
			90	0,18	1,95	0,75	0,78

Tabla 3.21. Características de la red

Características de la red	Tramo 1
Coefficiente de resistencia de la red, adm	3,89
Altura geométrica de impulsión, m	7,75
Diámetro de la tubería, mm	0,1554
Pérdidas por fricción	1,48
Longitud de tubería, m	43

En la Tabla 3.22 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, los valores de viscosidad aparente y esfuerzo cortante inicial disminuyen, se comprueba que la hidromezcla laterítica a alta temperatura aumenta el índice de flujo, sin llegar a ser un fluido newtoniano.

Tabla 3.22. Resultados del BEM haciendo n= 1

Concentración de sólidos	Temperatura, °C	Número de Reynolds	Número de Hedstrom	Factor fricción de Darcy	Altura requerida por la red, m	Altura de carga de la bomba, m	Potencia de la bomba, kW
40	28	987,34	21443,64	0,16	4,01	13,45	15,48
	70	2949,07	45157,03	0,06	2,72	10,63	8,69
	80	4281,83	94396,63	0,068	3,08	10,99	8,38
	90	4453,10	83888,46	0,04	1,81	9,72	7,67

Se determinan los parámetros energéticos de las bombas, a partir del nomograma de la bomba instalada, Figura 2. A11 del Anexo 11 y están representados por los siguientes modelos.

Para bombas centrífugas B2 a 800 r/min:

$$H = 13,39 + 0,0071Q - 0,00035Q^2 \quad (2.31)$$

$$N_a = 2,20 + 0,0084Q + 3,39Q^2 \quad (2.32)$$

$$R = 3,2235 + 1,0461Q + 0,46945H - 0,0003QH - 0,0043Q^2 - 0,0133H^2 \quad (2.33)$$

Con un coeficiente de correlación de 0,97

Para bombas volumétricas B3:

$$P = 283,60 - 1,44Q \quad (2.34)$$

A partir de estos modelos se determinan los puntos de operación de las bombas B2

Se observa que el flujo de operación es mayor que el de diseño, se evidencia en la Tabla 3.23.

Esto se debe a que en el diseño original los trenes de lixiviación operaban a 129,4 m³/h (570 gpm) y en estos momentos han alcanzado hasta 168,04 m³/h (740 gpm). Por tanto al aumentar la demanda de los trenes, estas bombas deben garantizar mayor flujo con una presión de 4480,34 kPa.

Tabla 3.23. Flujos de la Bomba centrífuga B2i

Bomba B2 a 1275 r/min	
Q _{operación 80°C} , m ³ /h	164,6
Q _{operación 90°C} , m ³ /h	166,9
Q _{promedio CITECT} , m ³ /h	179,6
Q _{Diseño} , m ³ /h	113,5

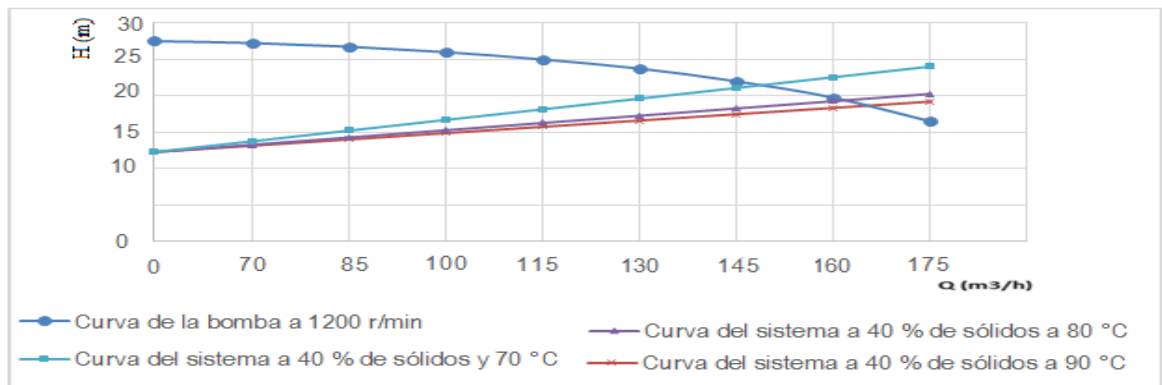


Figura 3.6. Punto de operación en las condiciones actuales

Las bombas centrífugas B2i en las condiciones actuales transportan un flujo volumétrico de 170 m³/h (748 gpm.), a una altura de 17 m, con un rendimiento de 37 % y una potencia de bombeo aproximadamente de 27 kW; todo esto según el punto de operación de la instalación y sobre la base de los parámetros reológicos para plásticos reales. Es importante resaltar que estas bombas trabajan por encima del caudal de diseño 113,5 m³/h (500 gpm), a causa de las “emboladas por minutos” a que están trabajando las bombas volumétricas B3i.

El punto de operación real se cumple cuando las B3i que funcionan con motores eléctricos, trabajan a 52 emboladas por minutos aproximadamente y transportan un fluido del 40 % de sólidos; para las B3i que funcionan con turbinas, son menores de 44 las emboladas con un flujo de 140,8 m³/h (620 gpm) aproximadamente. De estas consideraciones se infiere que las bombas centrífugas B2i trabajan a un régimen de sobreexplotación, que ocasiona averías continuas de sus partes y componentes.

3.4 Aplicación informática para la operación de los sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas

Para evaluar la utilidad práctica de los resultados de la investigación se desarrolló una aplicación informática que facilita la toma de decisión en las operaciones de los sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas. Dada la necesidad de obtener adecuados pronósticos de los parámetros reológicos para cualesquiera que sean los valores medidos de concentración de sólidos, temperatura y número de mineral en el proceso real de producción, se propone con estos fines el uso del método denominado UPD (Legrá, 2015; Legrá, 2016), análogo al método de Funciones de Base Radial (Baxter, 1992) y al método de Kriging (Clark, 2007).

Para esta modelación se tomaron los parámetros estándar del método: potencia de la distancia $p=1$, factor de suavización de la distancia $\delta=0$ y deriva ε como la media aritmética de la variable dependiente, en cada sumando aparece la distancia euclidiana

$d_{ic} = \sqrt{(X_{i2} - X_2)^2 + X_{i3} - X_3)^2 + X_{i4} - X_4)^2 + \delta^2}$ entre la coordenada $P_i = (X_{i2}; X_{i3}; X_{i4})$ de un dato y la coordenada del punto por donde se va a estimar $P_e = (X_2; X_3; X_4)$. En el Anexo 13, se explica el método y se muestran los modelos de los parámetros reológicos obtenidos.

3.4.1 Operación y optimización de sistemas de bombeo de hidromezclas lateríticas

Para garantizar la productividad diaria de Planta Lixiviación se necesitan de 9 000 a 10 000 t/día de mineral, lo que equivale a 375 y 417 t/h. Para lograrlo se deben extraer entre 1600 y 1800 t/día de cada espesador, las bombas centrífugas deben tener un caudal de extracción de 450 a 478 m³/h y una concentración de sólidos que se logre en el cono del espesador, según la velocidad de sedimentación que corresponda por los yacimientos en explotación.

Se caracteriza una situación típica de la operación con 5 espesadores en funcionamiento, con el volumen actual, el volumen útil de extracción, el % de sólidos, temperatura ambiente, los parámetros reológicos y la densidad, ver Tabla 3.24.

Tabla 3.24. Características físicas y reológicas de las pulpas contenidas del depósito TK_i

Sedimentador	TKA	TKB	TKC	TKD	TKE	TKF
Volumen actual, m ³	65000	55000	45000	25000	800	65000
Volumen útil, m ³	950	950	950	0	800	950
Concentración de sólidos, %	46	45	47	40	44	47
Temperatura, °C	28	28	28	28	28	28
Viscosidad aparente, Pa·s	1,44	1,22	1,68	0,62	1,03	1,69
Esfuerzo cortante inicial, Pa	29,86	27,22	35,49	10,92	36,04	41,65
Índice de consistencia, Pa·s ⁿ	9,49	8,57	10,97	5,23	8,77	11,33
Índice de flujo	0,65	0,64	0,66	0,62	0,60	0,65
Densidad, g/cm ³	1493,4	1477,6	1509,6	1403,1	1462,1	1509,6

Además, se conocen las características hidráulicas de cada tubería. Por ejemplo, en la Tabla 3.25, se muestran las características de la tubería del depósito TKA.

Tabla 3.25. Características de la tubería del depósito TKA

Tramo	Altura, m	Resistencia	Longitud, m
1	5,95	6,85	112
2	6,65	9,6	314

Si se tienen en cuenta las características del fluido a transportar mostradas en la Tabla 3.24 y las características de la red hidráulica como se aprecia en la Tabla 3.25, desde el fondo del TKA hasta los tanques de almacenaje, el coeficiente de corrección de carga es $CH= 0,505$ obtenido por el modelo matemático de la pulpa laterítica que relaciona la concentración de sólidos, la temperatura y el número de mineral, el que permite obtener los modelos de carga y potencia para las condiciones de operación.

$$H = 15,128 + 0,0017Q - 0,000013Q^2 \quad (2.35)$$

$$N_a = 0,00028 + 0,065Q + 3,94Q^2 \quad (2.36)$$

En la Figura 3.8, se muestra cómo se facilita el cálculo del Balance de Energía Mecánica a través de la aplicación informática desarrollada.

Datos y Cálculos de una Bomba Centrífuga			
Flujo Requerido	400	Densidad	1493.479175431
Velocidad Estándar	800	Velocidad Máxima	3600
a	29.78001658E	b	0.003529192E
c	0.000026373E	d	0.000571646E
e	0.128023753E	f	-7.873393342
Ma	1.4405394201941	to	29.8637408379529
k	9.49774710827915	n	0.65848644672869
Tramo 1			
Altura Geométrica de Impulsión	15.35	Resistencia de la Red	6.85
Longitud Tubería	112	Diámetro Tubería	0.4064
Tramo 2			
Altura Geométrica de Impulsión	14.65	Resistencia de la Red	9.6
Longitud Tubería	314	Diámetro Tubería	0.508
Calcular <input type="checkbox"/> Calcula H de la red			
Hagua	29.3727038460505	con velocidad estándar ne	
Hpulpa	17.207701353465	CH	0.585839881941232
Hdes	36.09388575701	51.3375594860E	353.861625068E
n	1158.63162017616	Na	117.299376755374
R	0.728225707136095	Np	80.6028449788624
Cerrar			

Figura 3.8. Ventana que muestra resultado del Balance de Energía Mecánica

Para lograr la productividad de la bomba centrífuga del espesador TKA, tienen que vencer una altura de bombeo de 17,20 m y una presión de descarga 353, 86 kPa, una potencia de bombeo de 80,60 kW, con una velocidad de 1158 r/min y una eficiencia del 72 %.

Este mismo análisis se hace para cada bomba centrífuga instalada en el fondo de cada Espesador con un algoritmo de optimización para la toma de decisión de los parámetros de operación que permitan garantizar la productividad de la Planta en volúmenes de mineral y con altas concentraciones de sólidos.

- Evaluación del algoritmo de optimización propuesto para pulpa cruda

Para aplicar el algoritmo de optimización se seleccionaron los siguientes parámetros:

1. Se garantiza la productividad cada una hora con un volumen de (1600 ± 5) m³ y un promedio de (46 ± 1) % de sólidos.
2. El volumen útil de TKD es 0, entonces de este depósito no se bombea.
3. El número seleccionado de posibles valores por depósito es 61, de manera que el número de combinaciones a analizar es 19 770 609 664. De estas combinaciones, en la búsqueda general, 2 800 850 cumplieron las condiciones de factibilidad respecto al volumen solicitado, a la concentración de sólidos y la velocidad máxima permisible.
4. Las combinaciones factibles se ordenaron de mayor a menor promedio de eficiencia y para el refinamiento se consideraron las 100 combinaciones de mejor eficiencia promedio.
5. Para cada búsqueda refinada se tomaron redes de 7 puntos en cada depósito, de manera que se analizaron en cada refinamiento un total de 16 807 combinaciones de las cuales se aceptaron solo las que son factibles. El total de combinaciones factibles es finalmente 2 927 250.

Se mantienen las características físicas y reológicas mostradas en la Tabla 3.24

La función objetivo (FO) a optimizar puede tomarse de diversas formas:

- A. Si asumimos que FO es la condición para que se minimice la suma de las potencias demandadas, se obtienen los resultados de la Tabla 3.26.

Tabla 3.26. Resultados obtenidos con FO. Menor Suma de Potencias

Variables	i=A	i=B	i=C	i=D	i=E	i=F
Q _i , m ³ /h	414,66	456,48	451,63	0	273,07	0
H _i , m	36,44	31,37	34,60	0	49,61	0
n _i , r/min	1072	904	1017	0	1287	0
N _i , kW	83,86	76,80	85,83	0	87,06	0
R _i , %	0,73	0,75	0,74	0	0,61	0
N _{motor} , kW	92,24	84,48	94,41	0	95,76	0

Se evidencia en la Tabla 3.26, que en la menor suma de potencias la extracción para el Espesador F, no se realiza y para el Espesador E es de 273,07 m³/h, para estos dos Espesadores la distancia es superior a los 800 m, por lo es preciso vencer mayor altura; en el caso del TKE es de 49,61 m.

B. Se considera la FO como el Mayor Promedio de Eficiencia, se obtienen los resultados de la Tabla 3.27.

Tabla 3.27. Resultados obtenidos con FO. Mayor Promedio de Eficiencia

Variables	i=A	i=B	i=C	i=D	i=E	i=F
Q _i , m ³ /h	362,21	362,21	454,06	0,00	426,30	0,00
H _i , m	35,84	32,98	34,62	0,00	50,44	0,00
n _i , r/min	1026	925	1019	0,00	1417	0,00
N _i , kW	73,39	66,44	86,14	0,00	118,96	0,00
R _i , %	0,72	0,72	0,75	0,00	0,72	0,00
N _{motor} , kW	80,72	73,08	94,75	0	130,85	0

Las concentraciones de sólidos que están en el TKA con 46 % y TKC con 47 % serían las mayores que se pueden alcanzar, con estas condiciones las bombas con velocidades por encima de 1000 r/min logran el caudal de extracción deseado. En la Figura 1. A14 del Anexo 14, se muestra la ventana de la aplicación informática que facilita la toma de decisión de las operaciones según los requerimientos productivos de las plantas de Espesadores y Lixiviación. En el Anexo 15 se observan los resultados de las demás funciones objetivo y el

Anexo 16 muestra ejemplos de combinaciones factibles que garantizan los puntos de operación de cada bomba centrífuga.

- Evaluación del algoritmo de optimización propuesto para pulpa precalentada

Para aumentar la productividad en la operación de este subsistema de bombeo debe encontrarse un valor de presión de salida de la bomba centrífuga (igual a la presión de succión de la bomba volumétrica). La FO es la máxima suma de las eficiencias de las bombas.

El sistema de bombeo debe proporcionar el volumen con el cual la pulpa alimentada pueda reaccionar con el ácido sulfúrico de 98 % de concentración, se logra la extracción del níquel y cobalto bajo condiciones de presión de 3619,746 kPa (525 Lbs/pg²) y temperatura de 246 °C.

Los reactores se diseñaron para una extracción de 95 % con una producción diaria de mineral 5495,9 t. Para lograr esto se necesita un tiempo de retención de 112 min, con los 4 reactores en serie para lo cual se requiere un volumen en cada reactor de 60,46 m³. El volumen de diseño requerirá una adición de pulpa de 56,3 m³ a una altura de 10,26 m.

La eficiencia R_c de la bomba centrífuga se calcula mediante el modelo propuesto, a partir de los valores de diseño $Q_A = 113,56235 \text{ m}^3/\text{h}$ y $H_{des} = P_s$ seleccionada, entonces solo es necesario calcular la velocidad n y la potencia P de esta operación. La eficiencia energética R_d de la bomba volumétrica es prácticamente constante (0,94 en este caso) pero la velocidad y la potencia varían en dependencia del valor de P_s . En la Figura 2.14 A del Anexo 14, se muestra la ventana de trabajo para la búsqueda de $H_{des} = P_s$ tal que el promedio $(R_d + R_c)/2$ sea máximo.

Los resultados obtenidos muestran que para una pulpa con las propiedades que se muestran y una presión de descarga de 4478,55 kPa, el valor que define la mejor eficiencia energética es $H_{des} = P_s = 146,00 \text{ kPa}$. Para este valor de presión se calculan las velocidades de cada bomba y sus potencias que permiten configurar la operación eficientemente.

Tabla 3.28. Resultados obtenidos con FO. Mayor Media de Eficiencia

Variables	Bomba Centrífuga	Bomba Volumétrica
Q_i , m ³ /h	168,07	168,07
Presión de descarga, kPa	146	3619,74
Presión de Succión, kPa	0	146
n_i , r/min	1234	1490
N_i , kW	10,00	222,52
R_i , %	0,58	0,94
N_{motor} , kW	11	244,772

En la instalación de hidrotransporte del Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, ver Anexo 17, se implementaron los resultados de la investigación, con las facilidades que brinda el sistema de supervisión CitectSCADA, análogo al utilizado en la empresa “Comandante Pedro Sotto Alba”. Con la utilización de un control PID (proporcional, integral, y el derivativo) a través de un lazo de retroalimentación permite regular la velocidad y flujo. El controlador PID calcula la diferencia entre nuestra variable real contra la variable deseada. En sistemas de bombeo, regularmente nos interesa mantener la presión o flujo constante, por lo tanto, el control PID mide la diferencia entre la presión en la tubería y la presión requerida y actúa variando la velocidad del motor para que podamos tener la presión o flujo constante en correspondencia con los modelos de los parámetros reológicos y del coeficiente de corrección de carga programados en el Cicode del CitectSCADA.

3.5 Análisis Económico

En la actualidad la concentración de sólidos tiene un promedio de 43 % en la pulpa cruda y en la precalentada de un 40 %; con la propuesta de optimización se logran alcanzar promedios de 45 y 46 % de la cruda y 43 y 44 % de la pulpa precalentada. El hecho de que se logre transportar de 2-3 % de sólidos o más, incrementa la producción en no menos de 1000-1500 t de Ni+Co/año y es el mayor aporte de esta investigación, además de que disminuyen los

índices de vapor/mineral en un 5 %; fuel/Ni+Co en un 4 %; electricidad consumida del SEN MW/Ni+Co en un 12 % y el vapor total en un 3 %.

En la práctica actual para alimentar la pulpa a alta presión a las autoclaves se usan las bombas de diafragma de desplazamiento positivo. El diseño de estas bombas disponibles actualmente tiene un máximo de temperatura a la que pueden operar, lo que constituye un serio problema para los nuevos proyectos al afectar la temperatura alcanzable en el precalentamiento y la eficiencia energética de todo el sistema de lixiviación. La temperatura límite de operación de las bombas de desplazamiento positivo ha sido reportada en 200 °C. Cuando el Proyecto contempla un sistema de flasheo multi-etapa, ese límite no permite un buen aprovechamiento de la energía disponible en el sistema. Una alternativa sería usar bombas centrífugas, las cuales pueden operar a temperaturas mayores de 200 °C como lo hace con éxito la industria de aluminio (Aluminum Corporation, 2015).

Una gran parte de los gastos capitales durante el hidrot 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 hidráulico y los problemas que esta puede causarle al medio circundante (Hernández, 2017b).

El costo de bombeo de la instalación (ecuación 1.1) de hidromezclas lateríticas con la propuesta de optimización, si se considera que el tiempo de trabajo en el año es de 8640 horas y la tarifa eléctrica es de 0,31 ctvos kWh, se muestra en la Tabla 3.29. Como se puede apreciar, el consumo de energía, en un año para las ocho variantes de optimización, tiene muy poca diferencia, lo que hace factible la utilización de las mismas, la variante de Menor Dispersión de Velocidades tiene mayor consumo y costo de bombeo.

Tabla 3.29. Análisis de costo de bombeo de pulpa cruda

Funciones Objetivos	Consumo de energía eléctrica en un año, MWh/año	Costo de bombeo antes de la optimización, CUC/año	Costo de bombeo después de la optimización, CUC/año
Menor Suma de Potencias	3,17	799 342,98	266 447,66
Mayor Promedio de Eficiencia	3,27	809 059,74	269 686,58
Menor dispersión de flujo	3,83	821 949,78	273 983,26
Menor Dispersión de Velocidades	4,18	108 6473,67	362 157,89
Menor Dispersión de Potencias	3,73	845 028,81	281 676,27
Menor Dispersión de Flujo y Menor Suma de Potencia	3,79	815 618,52	271 872,84
Menor dispersión de flujo y Mayor promedio de Eficiencia	3,85	823 895,37	274 631,79
Menor Promedio de Eficiencia y Menor Dispersión de Flujo	3,25	806 080,905	268 693,635

Si consideramos que el sistema de bombeo de pulpa precalentada en las condiciones actuales de operación consume un promedio de 19 kW en las bombas centrífugas B2 y las bombas volumétricas B3 que usan motor consumen 250 kW, al tener en cuenta las nuevas condiciones de optimización, se puede obtener un ahorro que se muestra en la Tabla 3.30.

Tabla 3.30. Ahorro por disminución del costo de bombeo

Bombas	Costo de bombeo antes de la optimización, CUC/año	Costo de bombeo después de la optimización, CUC/año
Bombas centrífugas	14 764,68	4 921,56
Bombas volumétricas	313 87,5	10 462,5

Para proyectar y explotar con efectividad el equipamiento de las instalaciones de hidrotransporte es necesario la selección correcta del equipamiento de bombeo para las condiciones concretas de explotación, determinación y análisis del régimen de trabajo de las bombas en correspondencia con los requerimientos exigidos y, al considerar mínimos los gastos de energía eléctrica, influyen en los indicadores técnico-económicos.

En la Tabla 3.31, se refleja la desproporción de caudal entregado por bombas idénticas que operan a velocidades de giro similares con una diferencia de 3 % de concentración de sólidos.

Tabla 3.31. Comparación del funcionamiento de las bombas

Condiciones de funcionamiento	Bomba centrífugas B1	Bomba centrífugas B1
Concentración de sólidos, %	44	41
Caudal, m ³ /h	72	187
Velocidad, r/min	891	879
Corriente de trabajo, A	150	122

Bajo estas condiciones de funcionamiento ninguna de las dos bombas podrá alcanzar su caudal de diseño máximo de 454 m³/h para estas velocidades. Sin embargo, la medición del motor constató que este se encontraba trabajando aproximadamente al 50 % de su capacidad. El fabricante de la bomba recomienda en la hoja de datos que el motor para este tipo de bomba sea de 110 kW, el instalado actualmente es de 160 kW, lo que demuestra un bajo coeficiente de carga y un incremento de pérdidas de energía.

Para un 44 % de sólido y 891 r/min, la bomba necesita 6 h 15 min para bombear el caudal de diseño de 454 m³/h, equivalente a un consumo de 565,8 kWh, y para un 41 % de sólido y 873 r/min, la bomba requiere 2 h 10 min aproximadamente, para un consumo de 173,2 kWh. El consumo para un 44 % de sólido es tres veces mayor que para un 41 %.

Tabla 3.32. Comparación del incremento del tiempo de bombeo y el consumo

Condiciones de funcionamiento	Bomba centrífugas B1	Bomba centrífugas B1
Concentración de sólidos, %	44	41
Caudal, m ³ /h	454	454
Velocidad, r/min	891	879
Tiempo de bombeo, horas	06 h 15	02 h 10
Consumo, kWh	565,8	173,2

El costo de bombeo en que se incurre al transportar el fluido con una variación del 3 % de sólido, sin regular la velocidad de giro y la potencia, asciende a 219 040 CUC/año.

3.6 Análisis Medioambiental

En las aplicaciones industriales, se estima que solamente en el accionamiento de bombas, ventiladores, compresores y aplicaciones de tracción mecánica, los motores de inducción consumen cerca del 70 % de la energía eléctrica. Este consumo se calculó en unos 6000 TWh en el 2015, y su aporte a la emisión de CO₂ es aproximadamente 4500 Mt, que constituye el 16 % de todas las emisiones relacionadas con la energía. Si se considera que para generar un kWh se emiten 219,31 libras de CO₂ a la atmósfera (Viego, 2010), se estima que con la propuesta de optimización se ahorran hasta 30 MWh/año y se dejan de emitir 0,06 t/año de CO₂.

Los sistemas de hidrotransporte de pulpa como servicio de potencia mecánica son regulados bajo requerimientos ambientales y se materializan a través de un programa de mantenimiento preventivo planificado por la empresa encargada de restaurar los cambios defectuosos de tuberías y soportes del sistema, los cuales evitan procesos de derrame y como consecuencia, contaminación del medio ambiente. En la Planta de Espesadores de pulpa se construyó un pozo colector, y se instaló una bomba cuya función es recoger los desechos líquidos y reincorporarlos al sistema. Se ha comprobado que la pulpa se sedimenta en la tubería hasta llegar a obstruirla, con una mayor carga de bombeo debido al aumento de la diferencia de presión. Cuando la bomba comienza a perder eficiencia por esta causa, se cambia de línea y se realiza la limpieza de la que se encontraba en operación, así se genera una gran cantidad de agua con sólidos suspendidos, cualquier vertimiento de las suspensiones de laterita, generadas en el proceso, constituye una contaminación por sólidos en suspensión y metales pesados al Río Moa.

Conclusiones parciales

1. Los modelos matemáticos de los parámetros reológicos de las hidromezclas lateríticas cruda y precalentada:

$$\mu_a = -1,8231510 - 0,0245581 s + 0,0757792 \%S - 0,0124297 t + 0,0077888 N_{\min}$$

$$\tau_0 = -7,5155524 - 12,5114987 s + 2,0090722 \%S - 0,4978136 t + 5,5938357 N_{\min}$$

$$K = -7,7626341 - 0,5617544 s + 0,4372325 \%S - 0,1077145 t + 0,3126353 N_{\min}$$

$$n = 0,4832387 + 0,0416324 s + 0,0007904 \%S + 0,0022183 t - 0,0262450 N_{\min}$$

En función de los factores temperatura, contenido de sólidos y composición química y granulométrica que permiten resolver las ecuaciones que describen el comportamiento de las curvas características carga – descarga de las redes y de las bombas.

2. Se obtienen modelos matemáticos de parámetros energéticos que determinan la productividad del sistema de bombeo de hidromezclas lateríticas cruda y precalentada como flujos, cargas, pérdidas hidráulicas, potencia y eficiencia en función de los parámetros reológicos de los fluidos que transportan.
3. Mediante un diagnóstico de la operación en las instalaciones analizadas se fundamentó la aseveración de que en la actualidad la capacidad de bombeo está reducida al no tomarse en cuenta los puntos de máxima eficiencia de las bombas instaladas.
4. A partir de simulaciones y pronósticos facilitados por la aplicación informática se fundamentó que los resultados obtenidos tienen utilidad práctica para la toma de decisiones tecnológicas que generen impacto económico y ambiental positivo.

CONCLUSIONES GENERALES

1. Se obtuvieron y evaluaron los modelos matemáticos de los parámetros reológicos de las hidromezclas lateríticas y de los parámetros energéticos de los sistemas de bombeo estudiados en función de los factores: concentración de sólidos, la temperatura, la composición química y granulométrica. Para las características variables de los factores señalados, el conocimiento de estos modelos constituyen la base del conocimiento para garantizar los caudales requeridos en regímenes de operación energéticamente óptimos de la Planta de Lixiviación.
2. A partir de las variantes de optimización de la operación del sistema de bombeo de pulpas lateríticas cruda y precalentada, es posible aumentar en no menos de 2 % el transporte de sólidos cuando se tienen en cuenta las características reológicas de la pulpa, con un incremento promedio en la producción entre 1000-1500 t de Ni+Co/año y un ahorro de energía eléctrica de 30 MWh/año.
3. La obtención de un modelo del coeficiente de corrección como función de la concentración, la temperatura y el número de mineral de la pulpa permite la implementación de correcciones para las características operacionales de las bombas centrífugas cuando trasiegan fluidos viscosos de naturaleza no newtoniana. Estas modificaciones aumentan las posibilidades de análisis y selección de equipos de bombeo que transportan pulpas.
4. Queda establecida la utilidad de convertir los problemas continuos de optimización energética en problema de optimización combinatoria que permite aplicar con eficacia y eficiencia el procedimiento de Doble Búsqueda Discreta para el sistema de bombeo de pulpas crudas y Búsqueda Total Discreta para el sistema de bombeo de pulpas precalentadas.

RECOMENDACIONES

1. Profundizar en el estudio de la relación entre la roca madre, la mena y el comportamiento industrial de la misma, para determinar las regularidades existentes entre la mineralización resultante de las litologías del basamento y el comportamiento de los parámetros industriales en yacimientos de la empresa.
2. Establecer e implementar un sistema de toma de decisiones a partir de los resultados de la presente investigación, para la operación eficiente en:
 - a. Los tanques espesadores de pulpa
 - b. Los pre-calentadores de pulpa
 - c. Los calentadores de pulpa.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. **AGUIRRE, A., PÉREZ, R. MARTÍNEZ, D. 1996:** *Mecánica de Fluidos*. Editorial Universo Sur, Cuba.
2. **AGYEI, G. 2006.** Distribución fraccional de las especies metálicas y mineralógicas de la MENA niquelífera de un perfil del yacimiento Punta Gorda, Moa. Tesis Doctorado. Instituto Superior Minero Metalúrgico “Dr. Antonio Núñez Jiménez”. Pág 106.
3. **ALMAGUER, F. 1996.** Composición de las pulpas limoníticas de la planta Pedro Sotto Alba” (Parte II). Período de Crisis de Sedimentación. *Revista Minería y Geología*, XIII (1), 27-30.
4. **ALUMINUM CORPORATION, O. C. 2015:** Equipamiento para la industria de Aluminio. In., vol. 20 Junio de 2015.
5. **ÁLVAREZ, B., GONZÁLEZ,G.,COELLO, A., MENÉNDEZ. J.M. 2016.** Product size distribution function influence on interpolation calculations in the Bond ball mill grindability test. *International Journal of Mineral Processing*, 157.
6. **ANDRADE, R., TORRES, R., MONTES, E. 2009.** Efecto de la temperatura en el comportamiento reológico de pulpas orgánicas. *Revista de la Facultad de Agronomía.*, III (26), 599-612.
7. **ARIOS, J. W., LAVAUT P. S., BORGUES, G., DÍAZ, R. 2003.** Modelo geológico descriptivo para los yacimientos lateríticos de Fe-Ni-Co en la faja ofiolítica Mayarí – Baracoa de Cuba Oriental. *Minería y Geología.*, 1.
8. **AVOTINS, A. P., AHLSCHLAGER, S. S., WICKER, R. G. 1979.** The Rheology and Handling of Laterite Slurries. *Evento International Lateritic Symposium CIPIMM*.
9. **AVRAMIDIS, S., TURIAN, R. M. 1991.** Yield Stress of Laterite Suspensions. *Journal of Colloid and Interface Science*, 143 (1) 54.

10. **BALAGUI, S., MOHAMMADIFAR, M. Y ZARGARAAN, A. 2010.** Physicochemical and rheological characterization of gum tragacanth exudates from six species of iranian astragalus. *Journal of Food Biophys*, 15 No 4, 59-71.
11. **BASTHA, T. M. 1986:** *Hidráulica en la construcción de maquinaria*. Editorial Felix Varela.
12. **BATISTA, M. L. 2016.** Operación eficiente de los sistemas de bombeo para las pulpas lateríticas en la Empresa Pedro Sotto Alba. Tesis Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalurgico.
13. **BAXTER, B. 1992.** The Interpolation Theory of Radial Basis Functions. Tesis Doctorado. University of Cambridge.
14. **BEATÓN, B. M. 2001.** Análisis de factores que influyen sobre el proceso de sedimentación de pulpas lateríticas. Tesis Maestría. Universidad de Oriente. Santiago de Cuba.
15. **BEKKOUR, K., M. LEYAMA, A., BENCHABANE, O. 2005.** Time-dependent rheological behavior of bentonite suspensions: An experimental study. *J. Rheologic*, 49 (6).
16. **BEYRIS, P. E. 1997.** Mejoramiento del proceso de sedimentación de la pulpa de mineral laterítico de la Empresa Comandante “Pedro Sotto Alba” (Moa Níkel SA). Tesis doctoral. Instituto Superior Minero Metalúrgico “Dr. Antonio Núñez Jiménez”, Moa, Holguín.
17. **BHATTACHARYA, I. N., PANDA, P. 1998.** Rheological behaviour of nickel laterite suspensions. *Int. J. Miner. Process*, 53.
18. **BIENVENIDO, J. 1973.** Modelo de un sistema de bomba, tanque y red. *Voluntad Hidráulica*, 3 (28).
19. **BIRD, R. B., STEWART, W.E. 1992:** *Fenómenos de transporte*. edited by E. REVERTÉ.

20. **BLAKEY, B. C. 2003.** Characterizing the rheology of laterite slurries. *Int. J. Miner. Process*, 70.
21. **BLANCO, M. E., VELARDE. S .S., FERNÁNDEZ, J.F. 1994:** *Sistemas de bombeo.* Depósito Legal AS-880-94. Gijón. ISBN 84-604-9677-5.
22. **BORLAND. 2002.** Delphi [Version for 7.0].
23. **BOURBON, A., PINHEIRO, A., RIBEIRO, C., MIRANDA, C., MAIA, J., TEIXEIRA, J. Y VICENTE, A. 2010.** Characterization of galactomannans extracted from seeds of gleditsia triacanthos and sophorajaponica through shear and extensional rheology. *Journal of Food Hydrocolloid*, 12 (4)
24. **BREFF, A., FALCÓN, J., GÓNGORA, N. 2014.** Evaluación de trabajo de un hidrociclón para la clasificación de la pulpa de cienos carbonatados. *Tecnología Química*, XXXIV (2).
25. **BRICEÑO, M., SALAGER, J. Y BERTRAND, J. 2001.** Influence of the dispersed phase viscosity on the mixing of concentrated oil-in-water emulsions in the transition flow regime. *Evento International Symposium on Mixing in Industrial Processes – ISMIP4*, Toulouse Francia.
26. **BRICEÑO, M. I., RAMIREZ, M., BULLÓN,J., SALAGER, J. 1997.** Customizing Drop Size Distribution to Change Emulsion Viscosity. *Evento 2nd World Congress on Emulsion CME2*, Francia.
27. **BRKIĆ, D. 2011.** An explicit approximation of the Colebrook equation for fluid flowfriction factor. *Petrol. Sci*, 2 (1).
28. **BRONSHTEIN, I. N., SEMENDYAYEV, K. A., MUSIOL, G. Y MÜHLIG, H. 2007:** *Handbook of Mathematics.* Springer-Verlag, Berlin. ISBN 978-3-540-72121-5.
29. **CAIRNS, D. T. 1998.** Bulong Nickel laterite proyect. *Cobalt Development*.

30. **CALDIÑO, V., SALGADO, M. 2004.** Estudio experimental con mezclas agua-sedimentos orientado al cálculo de flujos de lodos y debris. *Evento 7mo Congreso Internacional de Ingeniería Hidráulica*, Instituto Mexicano de Tecnología del Agua Jiutepec, Morelos, México.
31. **CAMPOS, J. C. 2013:** *Ahorro de energía en sistemas de bombas centrífugas.*
32. **CARAM, F., BAUTISTA, E., PUIG, O. 2006.** On the rheological modeling of associative polymers. *Rheol*, 46.
33. **CASTELLANOS, J., HERNÁNDEZ, A.N. 2011.** El futuro de la laterita de níquel. *Evento Reunión de Experto Interoceanmetal (IDM), Polonia y CUARTA CONVENCION DE LA TIERRA, GEOCIENCIAS.*
34. **CASTELLANOS, J., MONTEJO, E. 2009.** Procedimiento para aumentar el % sólidos de minerales limoníticos y arcillosos en pulpas de alimentación a las autoclaves en el proceso de lixiviación acida. Patente # 23430.
35. **CASTELLANOS, S. J., HERNÁNDEZ, M. N. 2016.** Procesamiento de minerales níquel arcillosos y de mala sedimentación por lixiviación acida a presión. *Evento Congreso Internacional de Minería y Metalurgia. MINEMETAL 2016. ISBN. 978-959.7117-73-5*, Matanza. Cuba, CIPIMM.
36. **CERPA, A. 1997.** Propiedades de flujo de suspensiones minerales lateríticas. Influencia de la mineralogía y de las propiedades coloide-químicas. Tesis Doctorado. Universidad Autónoma de Madrid, España.99.
37. **CERPA, A., GARCELL, L. 1998.** Propiedades superficiales y reológicas de suspensiones minerales lateríticas. *Evento Metalurgia 98*, La Habana.
38. **CERPA, A., GARCÍA, J., SERNA, C. J., ARTAJ, P. 2001.** Relationship Between the Colloidal and Rheological Properties of Mineral Suspensions. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 79.

39. **CERPA, A., P. TARTAJ, M. T., GARCÍA-GONZÁLEZ, J., REQUENA, L, GARCELL, L., SERNA., L. 1996.** Rheological properties of concentrated lateritic suspensions. *Progr Colloi Polym Sci*, 1.
40. **CERPA, A., TARTAJ,P., GARCÍA-GONZÁLEZ, M. T., SERNA,C. J., GARCÍA, A. 2003.** Estudio comparativo del comportamiento reológico de muestras lateríticas de diferentes yacimientos que procesa la Empresa Moa Níquel S.A. *Rev. Latin. Am. Met. Mat.*, 23 (1)
41. **CLARK, I. Y. H., W. 2007.** Practical geostatistics. *Ecosse North America Llc, publishers. Kinkos, Westerville, Ohio USA*, 2.
42. **COLBY, R. 2010.** Structure and linear viscoelasticity of flexible polymer solutions: comparison of polyelectrolyte and neutral polymer solutions. *Journal of Rheological*, 24 (9).
43. **COLECTIVO, D. A. 1971.** Estudio para la rehabilitación de empresa Cmdte. Pedro Sotto Alba.
44. **COLECTIVO, D. A. 2010:** Manual de Operaciones Planta de Espesadores. In E.P.S. ALBA.
45. **CRANE. 1976:** *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías.*
46. **CHALKLEY, M. 1998.** El proceso de lixiviación ácida a presión para las lateritas del níquel y cobalto, parte 1. Revisión de operaciones Moa.
47. **CHALKLEY, M. E., MATOS, W , R., ELLENWOOD , S. . 2016.** Successfully adapting to continuing challenges at the moa joint venture. *Evento Congreso Internacional de Minería y Metalurgia. MINEMETAL 2016* Mantanza. Cuba, CIPIMM.
48. **CHANG, A. 2009:** *El Proceso de Escalado. Su aplicación en Metalurgia Extractiva.* ftp. Metalurgia.

49. **CHAVIANO, L. 2015.** "Mejoras tecnológicas para las plantas con Lixiviación Ácida a Presión". In *Proceedings of*, CIPIMM.
50. **CHENG, D. C. 1980.** Viscosity-concentration equations and flow curves for suspensions. *Chemistry and Industry*, 17.
51. **CHERKASSKI, V. M. 1986:** *Bombas, ventiladores y compresores*. Ediciones Revolucionaria.
52. **CHHABRA, R. P., RICHARSON, J. F. 2008:** *Non Newtonian Flow and Applied Rheology*.
53. **DAK, M., VERMA, R., JAAFFREY, S. 2007.** Effect of temperatures and concentration on rheological properties of kesar. *Journal of Food Engineering*, 28 (4).
54. **DE LAS HERAS, S. 2011.** Fluidos, bombas e instalaciones hidráulicas [online]. Oficina de Publicacions Acadèmiques Digitals de la UPC.
55. **FALCÓN, H. J. 1985.** Sedimentación de minerales limoníticos. *Revista Minería y Geología*, 2.
56. **FERNÁNDEZ, D. P. 2012:** *Bombas centrífugas y volumétricas*. edited by D.D.I.E.Y.E.U.D. CANTABRIA.
57. **FORIS, M. D., COLLINS, M. J. 1997.** The Calliope project: Presssure aci leaching nicckel laterites ore fron New Caledonia. *Hydrometallurgy and Refining of nickel and cobalt*, I, 409-424.
58. **FRANKE, R., NIELSON, G. 1980.** Smooth Interpolation of Large Sets of Scattered Data. *International Journal for Numerical Methods in Engineering*, 15.
59. **GARCELL, L. 1991.** Comportamiento reológico de las pulpas lateríticas. *Minería y Geología*, 8 (1-3).

60. **GARCELL, L. 1993.** Composición mineralógica de las suspensiones de limonita de Moa, en períodos de sedimentación normal y crítica. Informe investigativo. ISPJAM, Facultad de Ingeniería química.
61. **GARCELL, L. 2001:** *Flujo por tuberías de suspensiones minerales no newtonianas.* edited by MONOGRAFÍA. Universidad de Oriente.
62. **GARCELL, L., DÍAZ, L., SURÍS, G. 1988:** *Transferencia de cantidad de movimiento, calor y masa. Editorial Pueblo y Educación, Ciudad de la Habana.*
63. **GARCELL, L., MORALES, M., ANDRES-VERGÉS, P., TARTAJ Y SERNA, C. 1998.** Interfacial and Rheological Characteristics of Maghemite Aqueous Suspensions. *Journal of Colloid and Interface Science*, 205.
64. **GARDEA, V. H. 2008.** Bombeo de fluidos no newtonianos. caso de los lodos residuales. Tesis Doctorado. Universidad Nacional Autónoma de México. Pág 150.
65. **GOMES, M., MARCHESE, T. 2013.** Ajuste de modelos reológicos mecánicos no creep de polipropileno, poliestireno e policarbonato: comparação com o mef. *Iberoamericana de polimeros*, 14 (2).
66. **GOUDAR, C. T., SONNAD, J.R. 2008.** Comparison of the iterative approximations of the Colebrook–White equation. *Hydrocarbon Processing Fluid Flow and Rotating*, 2 (1).
67. **GRUPO ESPAÑOL DE REOLOGÍA. 2016:** Boletín trimestral informativo. In., vol. 21 de octubre de 2016.
68. **HE, M., WANG, Y., FORSSBERG, E. 2006.** Parameter studies on the rheology of limestone slurries. *Int. J. Miner. Process*, 78.
69. **HECHAVARRÍA, J. 2009.** Optimización del diseño de redes de distribución de agua bajo criterios técnico-económicos. Tesis Doctorado. Universidad de Holguín, Cuba. Pág 105.

70. **HERNÁNDEZ, A., LEGRÁ, A. A., TRUJILLO, R., TOIRAC, M. 2010.** Beneficio de la mena laterítica: actualidad y perspectivas. *Minería y Geología*, 26 (1).
71. **HERNÁNDEZ, A. N. 2013a.** "Tecnologías disponibles para la industria de níquel ". In *Proceedings of the Proyección del CIPIMM 2014-2018*, CIPIMM.
72. **HERNÁNDEZ, A. N., CASTELLANOS, J. 2008.** Procedimiento hidrometalúrgico para la extracción de níquel, cobalto y magnesio asociado a la mena serpentínica. CIPIMM. Patente # 23315.
73. **HERNÁNDEZ, G., LEGRÁ, A., GARCELL, L., MARTÍNEZ, R. 2016a.** Evaluación de un modelo de polidispersión para la caracterización granulométrica de la pulpa laterítica y el cieno carbonatado. *Geología y Minería*, 32 (3).
74. **HERNÁNDEZ, G., LEGRÁ, A., LEÓN, A. 2016b.** Modelos matemáticos de los parámetros racionales de operación del sistema de bombeo de pulpa laterítica de la industria del níquel. *Evento Segunda Convención Internacional de Ciencias Técnicas*, Santiago de Cuba.
75. **HERNÁNDEZ, G., LEGRÁ, A., MOLINA, Y. 2016c.** Influencia de la mineralogía y reología de las suspensiones del mineral laterítico en el sistema de bombeo de hidromezclas. *Evento Conferencia Científica Internacional. Geología, Minas y Metalurgia por un Desarrollo Sostenible GEOMET 2016*, Moa. Cuba, ISMMM.
76. **HERNÁNDEZ, G., LEGRÁ, A., OTERO, A., PÉREZ, L. 2017a.** Modelos matemáticos para pronosticar parámetros reológicos de hidromezclas lateríticas. *Geología y Minería*, Aceptado.
77. **HERNÁNDEZ, G., LEGRA, L., COLUMBIÉ, A. 2017b.** Optimización combinatoria para el ahorro de energía en sistema de bombeo de fluidos no newtoniano de la industria del níquel. *Evento IX Conferencia Internacional de Energía Renovable, Ahorro de Energía y Educación Energética*, La Habana, Cuba 2017. Aceptado, CUJAE.

78. **HERNÁNDEZ, G., LEGRA, L., COLUMBIÉ, A., MARIÑO, A. 2017c.** Modelos matemáticos de parámetros reológicos y energéticos del sistema de bombeo y su influencia en la operación del proceso de lixiviación ácida. *Evento XXVI Congreso Internacional en Metalurgia Extractiva*, Hermosillo, México. Aceptado, U. HERNOSILLO.
79. **HERNÁNDEZ, G., MARTÍNEZ, R., DURÁN, C., PÉREZ, O. 2015a.** Eficiencia energética en sistemas de bombeo de hidromezclas. *Minería y Geología*, 31 (3), 109-127.
80. **HERNÁNDEZ, G., MATOS, L., LEÓN, A. 2016d.** Operación eficiente de los sistemas de bombeo para las pulpas lateríticas de la industria cubana del níquel. *Evento ENERMOA*, Moa, Holguín, Cuba.
81. **HERNÁNDEZ, G., PÉREZ, L., RODRÍGUEZ, K. 2016e.** Influencia de los parámetros reológicos de la pulpa de mineral laterítico en la eficiencia del sistema de bombeo de hidromezclas. *Evento 3er. Congreso Internacional de Minería y Metalurgia*, Matanzas, Cuba.
82. **HERNÁNDEZ, G., ROJAS, L. 2013b.** Eficiencia energética en accionamientos para el hidro-transporte de colas lateríticas. *Evento CINAREM*, ISMMM. Moa. Holguín.
83. **HERNÁNDEZ, G., ROJAS, P. L. 2011.** Estación experimental para diagnósticos de hidrotransporte por patrones difusos asistido por PLC en el ISMM de Moa. *Evento CINAREM*, ISMMM. Moa. Holguín.
84. **HERNÁNDEZ, G., ROSA, Y., DURAN, C. 2015b.** Influencia de la temperatura del fluido en la eficiencia energética de los sistemas de bombeos. *Evento CINAREM 2015*, ISMMM. Moa. Huguín.
85. **HERNÁNDEZ, M., PEÑA, F., GONZÁLES, L. . 2016f.** Análisis del proceso de beneficio del cieno carbonatado. *Tecnología Química*, XXXVI (1).
86. HYAMS, D. 1997. CurveExpert (Aplicación Informática). [Version for 1.34].

87. **IAKOVLEV, S. Y. D., M. 1961:** *Transporte de calizas y sedimentos de aguas residuales.*
88. **IBEREO'15. 2015.** Challenges in rheology and product development. *Evento IBEREO'15*, Universidad de Coimbra, Coimbra, Portugal U.D. COIMBRA.
89. **INTERNATIONAL NICKEL STUDY GROUP. 2015:** Main objectives: to collect and publish improved statistics on nickel markets. In., vol. 24 de mayo 2016.
90. **INTITUTE, H. 1994:** ANSI/HI. In A.N.S. INTITUTE.
91. **İŞÇI S, F., SENIHA GÜNER, Ö.,GÜNGÖR, N. 2005.** Investigation of rheological and colloidal properties of bentonitic clay dispersion in the presence of a cationic surfactant. *Progress in Organic Coatings*, 54.
92. **IZQUIERDO, R. 1989a.** Estudio de la instalación de hidrotransporte a presión de la pulpa laterítica de la Empresa Cmdte Pedro Soto Alba. *Minería y Geología*, 2 (3).
93. **IZQUIERDO, R. 1989b.** Investigación de los parámetros y elaboración de los regímenes racionales del transporte hidráulico de lateritas utilizadas en las condiciones de la Fca Cmdte Pedro Soto Alba. Tesis Doctorado. Leningrado. Pág 145.
94. **IZQUIERDO, R., TURRO, A. Y NIKOLAEV, A. 2001.** Hidrotransporte del mineral laterítico en régimen estructural. *Minería y Geología*, 18 (2).
95. **KARASSIK, I., CARTER, R. 1968:** *Bombas centrífugas. Selección, operación y mantenimiento.* Editorial Pueblo y Educación.
96. **KEENAN, H. J., KEYES, G. 1986:** *Thermodynamics Properties of Steam.*
97. **KLEIN, A., HALLBOM, D. 2002.** Modifying the rheology of nickel laterite suspensions. *Minerals Engineering*, 15.
98. **LASON, R. G. 1999.** The Structure and Rheology of Complex Fluids. *Evento Congress Cataloging-in*, New York.

99. **LAURENCIO, A. H. 2012.** Método para la determinación de parámetros racionales de transporte por tuberías del combustible cubano crudo mejorado 650. Tesis Doctorado. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa. Pág 100.
100. **LAURENCIO, H., DELGADO, Y. 2008a.** Influencia de la temperatura en las propiedades reológicas de la emulsión de petróleo pesado. *Minería y Geología*, 24 (2)
101. **LAURENCIO, H., DELGADO, Y. 2010.** Método para la obtención de la temperatura racional de bombeo de petróleos pesados. *Evento ENERMOA*, Holguín, Cuba.
102. **LAURENCIO, H., DELGADO, Y. 2008b.** Comportamiento reológico de emulsiones de petróleo pesado en agua. *Ingeniare, Revista Chilena de ingeniería.*, 16 (2).
103. **LEGRÁ, A. A. 2002.** Software Tierra [Version for 2.0]. Designers: ISMMM.
104. **LEGRÁ, A. A. 2015.** Método UPD-L para estimar valores de una variable geométrica medidos en un conjunto de puntos de R^n . *Minería y Geología*, 31 (1).
105. **LEGRÁ, A. A., LAMORÚ, A., CALA, H. A. 2016.** Evaluación de modelos de variables geo-tecnológicas en un bloque de un yacimiento laterítico cubano: Quinta parte: Optimización combinatoria del Método UPD". *Minería y Geología*, 32 (4).
106. **LEGRÁ, A. A., SILVA, O. 2011:** *La Investigación Científica: Conceptos y Reflexiones*. Editorial Felix Varela.
107. **LEÓN, A., PERCY, F. 2000.** Ahorro de energía por control de velocidad en el sistema de bombeo de Guarapo. *Centroazucar*, 1 (32).
108. **LEONHARD, W. 1996.** Control of Electrical Drives. *Evento 2nd edition Springer-Verlag* Berlin Heidelberg.
109. **LEVENSPIEL, O. 1986:** *Engineering Flow and Heat Exchange*. edited by E.I. PRESS.
110. **LI, Z., WANG, J., PÉREZ-CAMARGO, R., MÜLLER, A. J., ZHANG, B., GRAYSON, S. M., HU, W. 2016.** Non-monotonic molecular weight dependence of

- crystallization rates of linear and cyclic poly(epsilon-caprolactone)s in a wide temperature range. *Polymer International*, 93 (3).
111. **LONDOÑO, C. M., RAMÍREZ, J. L. . 2013.** Normas de Eficiencia Energética de Motores de Inducción, ¿Está Preparada Latinoamérica? *TecnoLógicas*, 30 (1), 117-147.
112. **MALKIN, A. Y. 1994:** *Rheology Fundamentals*. ChemTec Publishing. ISBN 1-895198-09-7.
113. **MARIÑO, P. A. 2002.** Variables para el control de la concentración de sólidos alcanzable por sedimentación gravitatoria. Tesis Doctorado. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Pág 101.
114. **MARTÍNEZ, R., HERNÁNDEZ, G. 2016a.** Caracterización reológica de la pulpa de cieno carbonatado. *Geología y Minería*, 3 (2).
115. **MARTÍNEZ, R., IZQUIERDO, I., POMPA, M. 2014.** Pérdida de carga durante el transporte en régimen laminar de pulpas de cienocarbonatado. *Minería y Geología*, 30 (1), 80-94.
116. **MARTÍNEZ, S. Y. 2016b.** Caracterización de la relación entre las litologías del basamento, la mineralización resultante y los parámetros industriales en yacimientos de la empresa "Pedro Sotto Alba". Tesis Maestría. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Pág 66.
117. **MARTÍNEZ, V., MONTEAGUDO, J. Y JÁUREGUI, S. . 2007:** *Mecánica de los Fluidos y Máquinas de Flujo*. Universo Sur, Cienfuegos, Cuba.
118. **MCGUIRE, M. J., ADDAI-MENSAH, J., BREMMELL, K. 2006.** The effect of polymer structure type, pH and shear on the interfacial chemistry, rheology and dewaterability of model iron oxide dispersions. *Eng. Aspects*, 275.

119. **MESTIZO, C. J., SANTO, G. F. 2004.** Determinación de los coeficientes de cargas y capacidad para bombas centrífugas que manipulan fluidos con propiedades diferentes a las del agua. *Ciencia. Ergo sum*, 11 (1).
120. **MESTIZO, C. J., SANTOS. G. F. 2005.** Evaluación energética sobre el empleo del variador de frecuencia como método de regulación de flujo de bombas centrífugas accionadas por motor eléctrico de corriente alterna. *Ciencia. Ergo sum*, 11 (1).
121. **MEWIS, J., FRITH, W., STRIVENS, T., RUSSEL, W. 1989.** The Rheology of Suspensions Containing Polymerically Stabilized Particles. *AIChE Journal*, 35 (3).
122. **MICK, E. 2001.** Global lateritic nickel resources. *Evento Nickel Conference*, New Caledonian.
123. **MIJAILOV, N. K. 1994:** *Estructura del flujo de hidromezclas trifásicas por tuberías.*
124. **MONTEAGUDO, J. P. 1998.** Estudio teórico experimental del trasiego de guarapo en los tandems de la industria azucarera. Uso de bombas de empujantes recesados. Tesis Doctorado. Universidad de Cienfuegos. Pág 111.
125. **MORAGA, N., PACHECO. P Y VÉLIZ. J. 2013.** Flujo turbulento de pulpas mineras en tuberías con transporte de sólidos en fluidos no newtonianos. *Evento ESSS Conference Ansys User Meeting*, Hotel Atton Vitacura Santiago-Chile.
126. **MUÑOZ, J. N. 2015.** Variabilidad de los perfiles lateríticos en los yacimientos ferroniquelíferos de Moa. *Minería y Geología*, 31 (2).
127. **NEKRASOV, B. 1990:** *Hidráulica*. Editorial Mir, Moscú, Rusia.
128. **NICOLÁS, M. V. 2006.** Optimización de forma y topología con malla fija y algoritmos genéticos. Universidad Politécnica de Cartagena.
129. **OHTAKE, T., HANO, K., TAKAGI, F. 1987.** Effects of viscosity on drop diameter of w/o emulsion dispersed in a stirred tank. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 20 (5).

130. **PAL, R., MASLIYAH, J 1990.** Rheology of oil in water emulsions with added solids. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 68 (3).
131. **PAPAEVANGELOU, G., EVANGELIDES, C., TZIMOPOULOS, C. 2010.** A new explicit equation for the friction coefficient in the Darcy–Weisbach equation. *Eventos Proceedings of the Tenth Conference on Protection and Restoration of the Environment*, Grecia.
132. **PÉREZ, F. D. 1974:** *Equipos de bombeo*. Editorial Pueblo y Educación.
133. **PÉREZ, G. L. 2010a.** Modelo matemático que correlaciona los principales factores de influencia sobre el comportamiento reológico de las pulpas lateríticas. Tesis Doctorado. Universidad de Oriente, Santiago de Cuba. Pág 134.
134. **PÉREZ, L. 2004.** Efecto de la temperatura y de la distribución de tamaño de las partículas sobre la correlación entre las propiedades reológicas y coloidquímicas de las suspensiones lateríticas. Tesis Maestría. Universidad de Oriente. Cuba. Pág 70.
135. **PÉREZ, L., CARDERO, Y., LAMOTH, Y., GARCELL, L. 2008.** Estudio del comportamiento reológico de una suspensión industrial de laterita. *Revista Tecnología Química*, XXVIII (1).
136. **PÉREZ, L., GARCELL, L. 2006.** Influencia de la distribución de tamaño de las partículas y de la temperatura sobre la reología de suspensiones lateríticas. *Tecnología Química*, XXVI (1).
137. **PÉREZ, L., GARCELL, L., ROJAS, A., SIMOES, R. . 2010b.** Mineralogía y reología de suspensiones minerales del proceso de lixiviación ácida a presión en Moa. *Minería y Geología*, 4, 16-35.
138. **PROENZA, J. 2015.** Mineralogía y la distribución del tamaño de partículas de las lateritas cubanas. *Sociedad española de mineralogía*, 20.
139. **PROJECT, A. N. 2015:** Ambatovy Nickel Project - Madagascar. In., vol. 2016.

140. **PUCHOL, R. Q. 1984.** Estudio de la pulpa cruda del mineral laterítico del yacimiento de Moa (I): análisis granulométrico. *Revista Minería y Geología*, (3).
141. **PULLUM, L., GRAHAM, L., RUDMAN, H., Y HAMILTON, R. 2006.** High concentration suspension pumping. *Minerals Engineering*, 19.
142. **QUEMADA, D., BERLI, C. 2002.** Energy of interaction in colloids and its implications in rheological modelling. *Advances in Colloid and Interface Science*.
143. **RABINOVICH, Z. 1987:** *Hidráulica*. Editorial Pueblo y Educación.
144. **RAMÍREZ, I. Y. 2015.** Influencia de los parámetros reológicos de la pulpa cruda y precalentada en la eficiencia del sistema de bombeo de la empresa comandante Comandante Pedro Sotto Alba Tesis Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalurgico.
145. **RAMOS, N. 1994:** *Bombas, Ventiladores y Compresores*. Editorial Pueblo y Educación.
146. **REYES, J., IZQUIERDO, R. 2007.** Diagnóstico de instalaciones de transporte de hidromezclas afectadas por cavitación. *Minería y Geología*, 23 (3).
147. **REYES, J. L., RUIZ, G., LAMBERT, R., TURRO, A., TORRES, E., HERNÁNDEZ, S. 2016.** Dinámica de las burbujas de cavitación en fluidos amoniacales trasegados con bombas centrífugas. *Minería y Geología*, 32 (3).
148. **RODRÍGUEZ, L. Q. 2016a.** Influencia del comportamiento reológico de las pulpas lateríticas en la eficiencia de bombeo de la Empresa “Comandante Pedro Sotto Alba, Moa Nickel S.A”. Tesis Ingeniería. Oriente, Cuba.
149. **RODRÍGUEZ, M., IZQUIERDO, I., MONTERO, R., WILLIAMS, D. 2016b.** Cálculo del gradiente de presión en el hidrotransporte de pulpa laterítica en régimen laminar a través de una tubería horizontal. *Geología y Minería*, 32 (4).

150. **RODRÍGUEZ, T. H., ANGULO, H. J., FALCÓN, J. 2015.** Comportamiento reológico de las emulsiones empleando productos de la pirolisis. *Tecnología Química*, XXXV (3), 412-423.
151. **ROJAS, A., BEYRIS, P. 1994.** Influencia de la composición mineralógica en la sedimentación del material limonítico de frentes de explotación de la industria "Pedro Sotto Alba". *Minería y Geología.*, XI (1).
152. **ROJAS, L. 2006.** Accionamiento eléctrico asincrónico para el transporte eficiente de pulpa laterítica. Tesis Doctorado. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa. Pág 112.
153. **ROJAS, L., HERNÁNDEZ, G., AGUILERA, F. I. 2015.** Procedimiento neuro-difuso para evaluar eficiencia del hidro-transporte de pulpa laterita. *Evento CINAREM 2015*, Moa, Cuba.
154. **ROJAS, L., MORERA, M. 2001.** Optimización de eficiencia de accionamiento eléctrico para transporte de pulpa. *Evento SIE-2001*, Universidad Central de Las Villas. Santa Clara.
155. **ROMERO, I. 2014.** Procedimiento a partir de un modelo de motor agregado para la caracterización energética de motores de inducción Tesis Doctorado. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Pág 114.
156. **ROQUE, D. 1989.** Método de recálculo de la característica de funcionamiento de las bombas centrífugas que manipulan soluciones azucaradas. *Evento VI encuentro Nacional de Jefes de Maquinarias, MINAZ*, Santa Clara. Cuba.
157. **SALDARRIAGA, J. G. 1998:** *Hidráulica de tuberías*. D'VINNIL TDA, Colombia.
158. **SANTOS, F., MARTIN, M. 1999.** Modelos matemáticos para la determinación aproximada de la forma de la característica de trabajo de una bomba centrífuga. *Centro Azucar*, 1.

159. **SENAPATI, P. K., MISHRA, K., PARIDA, A. 2009.** Modeling of viscosity for power plant ash slurry at higher concentrations: Effect of solids volume fraction, particle size and hydrodynamic interactions. *Powder Technology*, III.
160. **SHAMES, I. H. 1995:** *Mecánica de fluidos*. Editorial Pueblo y Educación.
161. **SIHI, H. 1995:** Bombas para fluidos. In.
162. **SKELLAND, A. H. P. 1970:** *Non Newtonian Flow and Heat Transfer*.
163. **SLATTER, P. T. 1997.** The rheological characterisation of sludges”. *IAWQ Journal. Wat. Sci. Tech*, 6 (11).
164. **STEPANOFF, A. 1959:** *Centrifugal and axial flow pumps*. International Edition.
165. **STICKEL, J. J., POWELL, R. L 2005.** Fluid mechanics and rheology of dense suspensions. *Annu. Rev. Fluid Mech*, 37.
166. **STREETER, V., BENJAMIN, E. Y BEDFORD, K. 2000:** *Mecánica de fluidos. Novena Edición*.
167. **SUÁREZ, M. 1998.** Determinación de los parámetros del hidrot transporte de las pulpas del mineral serpentínico. Tesis Doctorado. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa. Pág 105.
168. **TALWAR, M. 1983.** Analyzing centrifugal-pump circuit. *Chemical Engineering*, 90 (17).
169. **TRAPEZNIKOV, S. 2011.** Fundamentación de los regímenes de temperaturas de trabajo de los oleoductos superficiales en caliente. Tesis Doctorado. Instituto de Minas de San Petersburgos, Rusia. Pág 91.
170. **TREYBAL, R. E. 1990:** *Operaciones de Transferencia de Masa*”. 2da Edición.
171. **TURIÑO, I. M. 1996.** Procedimientos metodológicos para la determinación del punto de operación en sistemas de bombeo mediante modelos matemáticos. Tesis Doctorado. Universidad Central de las Villas. Pág 110.

172. **TURIÑO, I. M. 1999.** Determinación aproximada de la característica de funcionamiento de una bomba centrífuga. *Centro Azucar*, 3 (1).
173. **TURRO, A. 2002.** Estudio del hidrotransporte de las colas en el proceso carbonato amoniaco. Tesis Doctorado. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, Cuba. Pág 114.
174. **TURRO, A., IZQUIERDO, R., GARCELL, L. 2008.** Parámetros y regímenes del hidrotransporte de colas lateríticas en el proceso Caron. *Minería y Geología*, 24 (4)
175. **VALDIVIA, G. G., AROSTEGUI, M., Y ALONSO, P. J. 2013.** Actualización del conocimiento mineralógico de menas lateríticas y residuos sólidos de las industrias niquelíferas cubanas. *Evento V Congreso Cubano de Minería (MINERIA 2013)*, Habana. Cuba.
176. **VANDRESEN, S., QUADRI, M., DE SOUZA, J. Y HOTZA, D. 2009.** Temperature effect on the rheological behavior of carrot juices. *Journal of Food Engineering*, 29 (3).
177. **VENTURE, M. D. J. 1998.** Cause nickel/ cobalt project Feasibility Study. *Centaur Mining and exploration limited*, I.
178. **VERNÁEZ, O., GARCÍA, A., CASTILLO, F., VENTRESCA, M. L., MÜLLER, A. J. . 2016.** Oil-based self-degradable gels as diverting agents for oil well operations. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, II (1).
179. **VIEGO, P. 2010:** *Uso final de la energía eléctrica*. Editorial Félix Varela.
180. **VLASAK, P., CHARA, Y. 2004.** Laminar and Turbulent Transition of Fine-Grained Slurries. *Evento 4 th International Conference for Conveying and Handling of Particulate Solids*, Budapest, Hungary.
181. **WALTON, T. A. 1986.** PC Program helps monitor efficiency by describing pumps, compressor impeller curves. *Oil & Gas Journal*, 84 (35).

PRODUCCIÓN CIENTÍFICA DEL AUTOR SOBRE EL TEMA DE LA TESIS

Eventos

1. **HERNÁNDEZ, G.**, ROJAS, L. Estación experimental para diagnósticos de hidrotransporte por patrones difusos asistido por PLC en el ISMM de Moa. *Conferencia Internacional de Recursos Minerales*, ISMMM. Moa. Holguín 2011.
2. **HERNÁNDEZ, G.**, ROJAS, L. Eficiencia energética en accionamientos para el hidrotransporte de colas lateríticas. *Conferencia Internacional de Recursos Minerales*, ISMMM. Moa. Holguín 2013.
3. **HERNÁNDEZ, G.**, DE ARMAS, Y. & DURAN, C. Influencia de la temperatura del fluido en la eficiencia energética de los sistemas de bombeos. *Conferencia Internacional de Recursos Minerales*, ISMMM. Moa. Holguín 2015
4. ROJAS, L., **HERNÁNDEZ, G.** & AGUILERA, F, I. Procedimiento neuro-difuso para evaluar eficiencia del hidrotransporte de pulpa laterita. *Conferencia Internacional de Recursos Minerales*, Moa, Cuba 2015
5. **HERNÁNDEZ, G.** LEGRÁ, L., LEÓN, A. Modelos matemáticos de los parámetros racionales de operación del sistema de bombeo de pulpa laterítica de la industria del níquel. *Segunda Convención Internacional de Ciencias Técnicas*, Santiago de Cuba 2016
6. **HERNÁNDEZ, G.** PÉREZ, L. & RODRÍGUEZ, K. Influencia de los parámetros reológicos de la pulpa de mineral laterítico en la eficiencia del sistema de bombeo de hidromezclas. *3er. Congreso Internacional de Minería y Metalurgia*, Matanzas, Cuba 2016
7. **HERNÁNDEZ, G. L.** LEGRÁ, A., A. & MOLINA, Y. Influencia de la mineralogía y la reología de las suspensiones del mineral laterítico en el sistema de bombeo de hidromezclas. *Conferencia Científica Internacional. Geología, Minas y Metalurgia por un Desarrollo Sostenible GEOMET 2016* Moa Cuba 2016

8. **HERNÁNDEZ, G.** Operación eficiente de los sistemas de bombeo para las pulpas lateríticas de la industria cubana del níquel. *ENERMOA*, Moa, Holguín, Cuba 2016
9. **HERNÁNDEZ, G., LEGRA, L., COLUMBIÉ, A., & MARIÑO, A.** Modelos matemáticos de parámetros reológicos y energéticos del sistema de bombeo y su influencia en la operación del proceso de lixiviación ácida. XXVI Congreso Internacional en Metalurgia Extractiva. Hermosillo, México 2017.
10. **HERNÁNDEZ, G., LEGRA, L., COLUMBIÉ, A.** Optimización combinatoria para el ahorro de energía en sistema de bombeo de fluidos no newtoniano de la industria del níquel. IX Conferencia Internacional de Energía Renovable, Ahorro de Energía y Educación Energética. La Habana, Cuba 2017. Aceptado

Publicaciones

1. **HERNÁNDEZ, G., MARTÍNEZ, R., DURÁN, C. & PÉREZ, O.** Eficiencia energética en sistemas de bombeo de hidromezclas. *Minería y Geología*, 31 No.3. 2015
2. **HERNÁNDEZ, G., LEGRÁ, A., GARCELL, L. & MARTÍNEZ, R.** Evaluación de un modelo de polidispersión para la caracterización granulométrica de la pulpa laterítica y el cieno carbonatado. *Geología y Minería*, 32. No 3. 2016
3. **MARTÍNEZ, R. & HERNÁNDEZ, G.** Caracterización reológica de la pulpa de cieno carbonatado. *Geología y Minería*, 32. No 2. 2016
4. **HERNÁNDEZ, G., LEGRÁ, A., OTERO, A. & PÉREZ, L.** Modelos matemáticos para pronosticar parámetros reológicos de hidromezclas lateríticas. *Geología y Minería*. Aceptado

Durante la ejecución de este trabajo se realizaron tareas de investigación, entre las que se destacan las siguientes tesis de ingeniería y maestría desarrolladas en el ISMMM y en la Universidad de Oriente:

1. Influencia de los parámetros reológicos de la pulpa cruda y precalentada en la eficiencia del sistema de bombeo de la empresa Comandante Pedro Sotto Alba. Tesis de grado. Universidad de Oriente. 2016.
2. Operación eficiente de los sistemas de bombeo para las pulpas lateríticas en la Empresa Comandante Pedro Sotto Alba. Tesis de grado. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa. 2016
3. Modelos matemáticos de coeficientes de corrección de carga para pulpa laterítica. Tesis de Maestría. 2016
4. Influencia de la mineralogía en los parámetros reológicos de la pulpa laterítica. Tesis de Maestría. Tesis de Maestría. 2016

SIGLAS Y NOMENCLATURA

C: Concentración de sólidos en la suspensión, g/L.

D_1 : Diámetro seleccionado para normalizar al diámetro D_p , μm .

D_{50} : Diámetro que representa la mediana de las partículas, μm .

D_{90} : Diámetro que representa el 90 % del contenido de las partículas, μm .

D_N : Diámetro normalizado de la partícula, μm .

D_p : Diámetro de partículas, μm .

D_{pB} : Diámetro de las partículas cernidas, μm .

p.i.e: Punto isoeléctrico, adimensional.

K: Índice de consistencia, $\text{Pa}\cdot\text{s}^n$.

$m_{\text{sólido}}$: masa de sólidos, g.

m_{susp} : masa de suspensión, g.

N: Índice de estabilidad, adimensional.

n: Índice de flujo, adimensional.

Nrmin: Número de mineral, adimensional.

p.c.c: Punto de carga cero, adimensional.

pH: grado de acidez de la suspensión.

s: Coeficiente de polidispersión, adimensional.

%S: Concentración de sólidos en la suspensión, % másico.

S_p : Superficie específica volumétrica, cm^2/cm^3 .

Vh: Volumen inicial de suspensión, mL.

V_{sólido}: Volumen del sólidos, mL.

V_{susp}: Volumen de las suspensión, mL.

$-\frac{dVx}{dy}$: Gradiente de velocidad, 1/s.

x: Fracción másica de sólidos, adimensional.

X: Parámetro que representa la fracción volumen, adimensional.

Y₅₀: Fracción acumulativa correspondiente al diámetro D₅₀ (Y=0,5), adimensional.

Y_B: Fracción acumulativa, adimensional.

Y_N: Fracción acumulativa normalizada correspondiente al diámetro D_N, adimensional.

nr: Velocidad de giro, r/min.

Q: Flujo, m³/s.

H: Altura de carga, m.

dt: Diámetro de la tubería, m.

lt: Longitud de la tubería, m.

Re: Número de Reynolds, adimensional.

He: Número de Hedstrom, adimensional.

fa: Número de Fannig, adimensional.

f: Número de Darcy, adimensional.

Símbolos griegos:

γ : Velocidad de deformación, 1/s.

η_r : Viscosidad relativa de la suspensión, adimensional.

$[\eta]$: viscosidad intrínseca, adimensional.

μ_0 : Viscosidad del medio dispersante, Pa·s.

μ_{susp} : Viscosidad de la suspensión, Pa·s.

ρ_L : Densidad del líquido, g/cm³.

$\rho_{\text{sólido}}$: Densidad del sólidos, g/cm³.

ρ_{susp} : Densidad de la suspensión, g/cm³.

τ : Esfuerzo cortante, Pa.

τ_0 : Esfuerzo cortante inicial, Pa.

$\left(\frac{\tau}{\tau_0} - 1\right)$: Velocidad de deformación, adimensional.

ϕ : Fracción volumen de sólidos, adimensional.

ϕ_m : Fracción volumen máxima, adimensional.

ξ : Coeficiente de resistencia de los accesorios, adimensional.

ANEXOS

Anexo 1. Matriz experimental con variables respuesta

Tabla A3.6. Matriz experimental con variables respuesta según la investigación de Pérez (2010)

Experimento N°	Orden de ejecución	s	%S	Δ (pH)	Nrmin	Viscosidad aparente, Pa·s	Esfuerzo cortante inicial, Pa	Índice de consistencia, Pa·s ⁿ	Índice de flujo
1	17	0,7405	43	0,2	10,82	511,90	19,4	1,8	0,8
2	3	0,7866	43	0,2	10,82	583,60	36,7	2,0	0,8
3	4	0,7405	45	0,2	10,82	667,26	52,2	2,8	0,7
4	6	0,7866	45	0,2	10,82	723,03	73,2	4,6	0,7
5	2	0,7405	43	0,8	10,82	432,22	15,8	1,2	0,8
6	28	0,7866	43	0,8	10,82	557,71	27,1	2,1	0,8
7	25	0,7405	45	0,8	10,82	637,38	41,3	2,7	0,7
8	30	0,7866	45	0,8	10,82	699,13	61,3	3,9	0,7
9	5	0,7405	43	0,2	20,74	25,89	1,6	0,1	0,7
10	1	0,7866	43	0,2	20,74	34,46	2,1	0,1	0,8
11	12	0,7405	45	0,2	20,74	39,64	2,7	0,1	0,8
12	22	0,7866	45	0,2	20,74	45,81	3,5	0,3	0,7
13	8	0,7405	43	0,8	20,74	25,10	1,4	0,1	0,8
14	15	0,7866	43	0,8	20,74	31,67	1,9	0,1	0,7
15	24	0,7405	45	0,8	20,74	35,85	2,3	0,2	0,7
16	10	0,7866	45	0,8	20,74	41,43	3,0	0,2	0,7
17	13	0,7405	43	0,2	10,82	517,87	23,2	1,6	0,8

Experimento N°	Orden de ejecución	s	%S	Δ (pH)	Nrmin	Viscosidad aparente, Pa·s	Esfuerzo cortante inicial, Pa	Índice de consistencia, Pa·sⁿ	Índice de flujo
18	29	0,7866	43	0,2	10,82	577,63	35,6	2,1	0,8
19	26	0,7405	45	0,2	10,82	671,24	52,4	3,3	0,7
20	21	0,7866	45	0,2	10,82	717,05	69,0	5,6	0,6
21	7	0,7405	43	0,8	10,82	438,20	16,5	1,1	0,8
22	16	0,7866	43	0,8	10,82	549,74	28,0	2,0	0,8
23	23	0,7405	45	0,8	10,82	643,36	41,7	3,3	0,7
24	27	0,7866	45	0,8	10,82	695,14	51,8	5,5	0,6
25	18	0,7405	43	0,2	20,74	26,89	1,6	0,1	0,7
26	11	0,7866	43	0,2	20,74	34,86	2,3	0,1	0,7
27	19	0,7405	45	0,2	20,74	39,04	2,8	0,1	0,8
28	31	0,7866	45	0,2	20,74	43,82	3,3	0,3	0,7
29	14	0,7405	43	0,8	20,74	26,89	1,6	0,1	0,8
30	32	0,7866	43	0,8	20,74	32,86	2,2	0,1	0,7
31	9	0,7405	45	0,8	20,74	33,86	2,0	0,3	0,6
32	20	0,7866	45	0,8	20,74	41,83	3,0	0,2	0,7

Anexo 2. Ejemplo de resumen histórico de propiedades medidas según las normas empresariales

Fecha	Sólidos Precautado, %	Sólidos de Espesadores, %	Diferencia de sólidos, %	Temperatura, °C	Número de mineral
24/01/2014	38,71	40,91	2,20	88,71	8,74
25/01/2014	38,74	40,94	2,20	88,55	9,90
26/01/2014	38,79	40,99	2,20	88,52	9,60
27/01/2014	38,87	41,09	2,22	88,53	9,82
28/01/2014	38,94	41,16	2,22	88,58	9,51
29/01/2014	39,02	41,24	2,22	88,59	8,39
30/01/2014	39,08	41,30	2,22	88,58	7,06
31/01/2014	39,10	41,32	2,22	88,54	7,65
01/02/2014	40,57	42,83	2,26	86,26	6,34
02/02/2014	40,55	43,09	2,55	86,72	8,04
03/02/2014	40,21	43,07	2,86	86,91	8,55
04/02/2014	40,14	42,87	2,73	87,86	8,03
05/02/2014	40,20	42,78	2,58	88,38	8,07
06/02/2014	40,18	42,72	2,54	89,10	8,37
07/02/2014	40,08	42,62	2,54	89,46	8,34
08/02/2014	39,98	42,50	2,52	89,48	7,80
09/02/2014	39,94	42,46	2,51	89,51	8,02
10/02/2014	39,93	42,49	2,57	89,51	9,19
11/02/2014	39,89	42,47	2,58	89,57	10,98
12/02/2014	39,84	42,44	2,60	89,55	10,26
13/02/2014	39,78	42,40	2,62	89,36	9,92
14/02/2014	39,74	42,40	2,66	89,25	10,42
15/02/2014	39,74	42,40	2,66	89,17	10,03
16/02/2014	39,73	42,39	2,66	89,07	9,47
17/02/2014	39,74	42,41	2,67	88,98	10,31
18/02/2014	39,79	42,41	2,62	88,92	12,38
19/02/2014	39,83	42,44	2,62	88,86	10,77
20/02/2014	39,87	42,46	2,59	88,78	10,25
21/02/2014	39,92	42,50	2,58	88,71	10,33
22/02/2014	39,98	42,57	2,58	88,64	11,28
23/02/2014	40,05	42,63	2,58	88,62	11,13
24/02/2014	40,11	42,70	2,59	88,56	11,64
25/02/2014	40,20	42,79	2,59	88,49	11,20
26/02/2014	40,26	42,85	2,59	88,45	11,47
27/02/2014	40,34	42,91	2,57	88,39	11,01

Fecha	Sólidos Precaentado, %	Sólidos de Espesadores, %	Diferencia de sólidos, %	Temperatura, °C	Número de mineral
28/02/2014	40,41	42,96	2,55	88,35	10,98
01/03/2014	41,75	44,62	2,87	89,28	10,81
02/03/2014	41,89	44,86	2,97	90,16	10,99
03/03/2014	41,76	45,03	3,27	89,49	11,21
04/03/2014	41,60	44,92	3,33	88,96	9,83
05/03/2014	41,42	44,80	3,38	88,66	9,81
06/03/2014	41,47	44,86	3,39	88,33	9,09
07/03/2014	41,36	44,91	3,54	88,36	9,46
08/03/2014	41,41	44,94	3,53	88,34	9,47
09/03/2014	41,41	44,95	3,54	88,33	9,49
10/03/2014	41,37	44,88	3,51	88,30	8,59
11/03/2014	41,35	44,80	3,44	88,44	9,13
12/03/2014	41,28	44,80	3,51	88,57	8,84
13/03/2014	41,38	44,86	3,48	88,64	9,62
14/03/2014	41,47	44,85	3,38	88,61	8,47
15/03/2014	41,52	44,79	3,27	88,68	8,89
16/03/2014	41,61	44,80	3,19	88,72	9,02
17/03/2014	41,67	44,79	3,12	88,67	8,06
18/03/2014	41,73	44,77	3,04	88,72	8,80
19/03/2014	41,76	44,77	3,01	88,05	8,44
20/03/2014	41,74	44,72	2,98	87,53	9,22
21/03/2014	41,71	44,67	2,95	87,55	9,12

Anexo 3. Procedimiento para obtener la concentración de sólidos deseados

Para que pudieran alcanzar el 48 % de concentración de sólidos, como límite superior en los experimentos, se dejaron en reposo para que sedimentaran y se les extrajo el agua por decantación. Para obtener los sólidos fijados se diluyeron cada una de las muestras al emplear el siguiente procedimiento, la densidad de la laterita es 3,55 g/cm³ y la del agua 0,9963 g/cm³.

1. Volumen de pulpa: V, mL
2. Peso de pulpa: P, g
3. Densidad de la pulpa: g/cm³

$$\rho_p = \frac{P}{V} \quad (1)$$

4. Concentración de sólidos inicial de la pulpa: %

$$\%S = \frac{\left(\frac{1}{3,55} - \frac{1}{0,9963} \right)}{\left(\frac{1}{\rho_{susp}} - \frac{1}{3,55} \right)} \cdot 100 \quad (2)$$

5. Concentración de sólidos a preparar: %, Este es el valor que se desea obtener por dilución.
6. Densidad de la pulpa a preparar: g/cm³

$$\rho_{susp} = \frac{1}{\frac{x}{3,55} + \frac{(1+x)}{0,9963}} \quad (3)$$

7. Volumen de pulpa a preparar: V_{a prep}, mL
8. Masa de sólidos seco: g

$$M_{solido} = x \cdot \rho_{susp\ a\ preparar} \cdot V_{a\ preparar} \quad (4)$$

9. Pulpa a pesar: g

$$M_{pulpa} = \frac{M_{sólido}}{\% S} \cdot 100$$

(5)

10. Se enrasa con agua de proceso hasta el volumen fijado: $V_{a\text{ prep.}}$

Hoja de cálculo en Excel que facilita el procedimiento.

NOTAS:

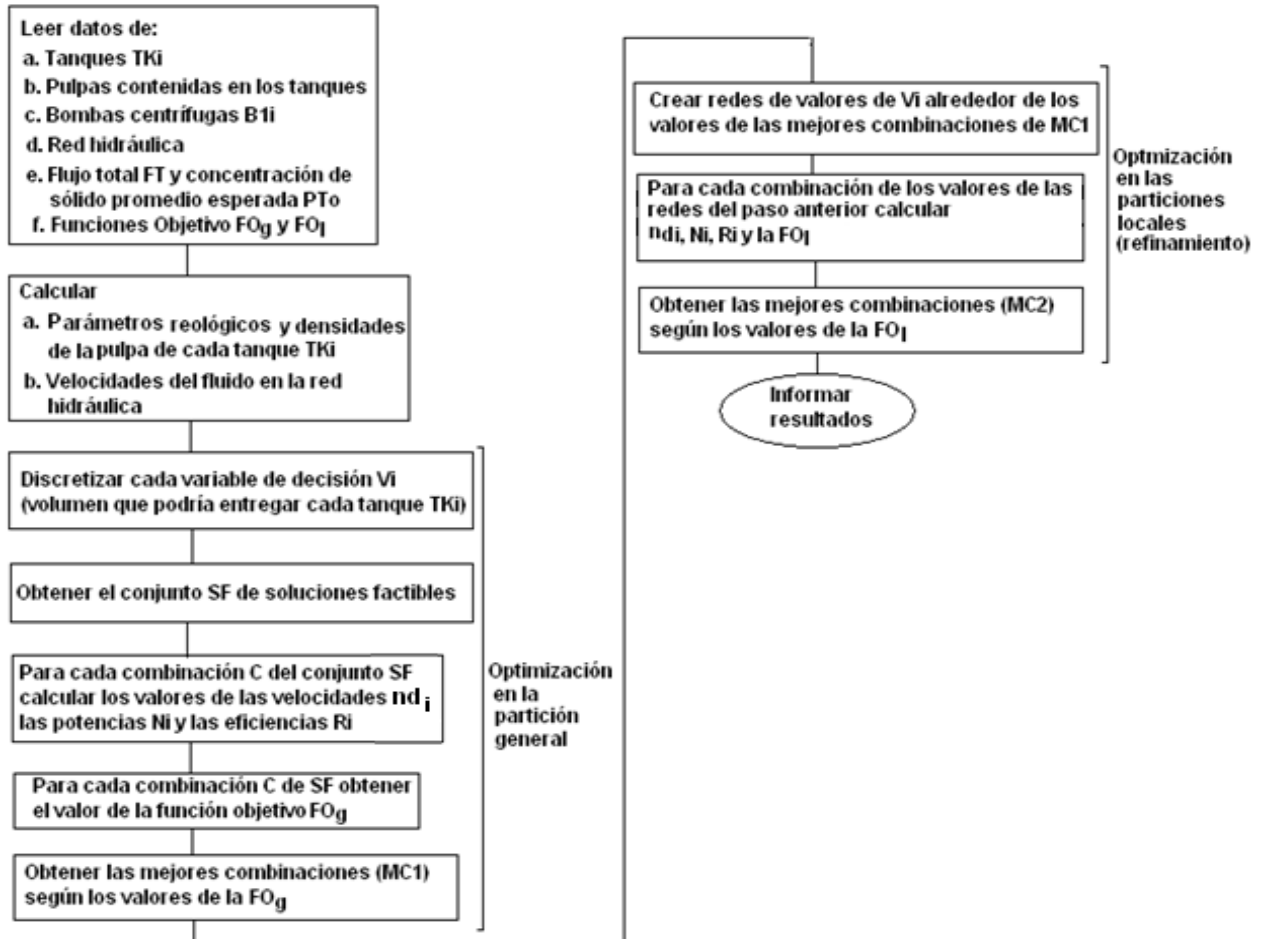
- 1- Las celdas amarillas contienen fórmulas ó datos que no deben ser variados
- 2- La celdas verdes está preparadas para la introducción de los datos.

Preparación de pulpa

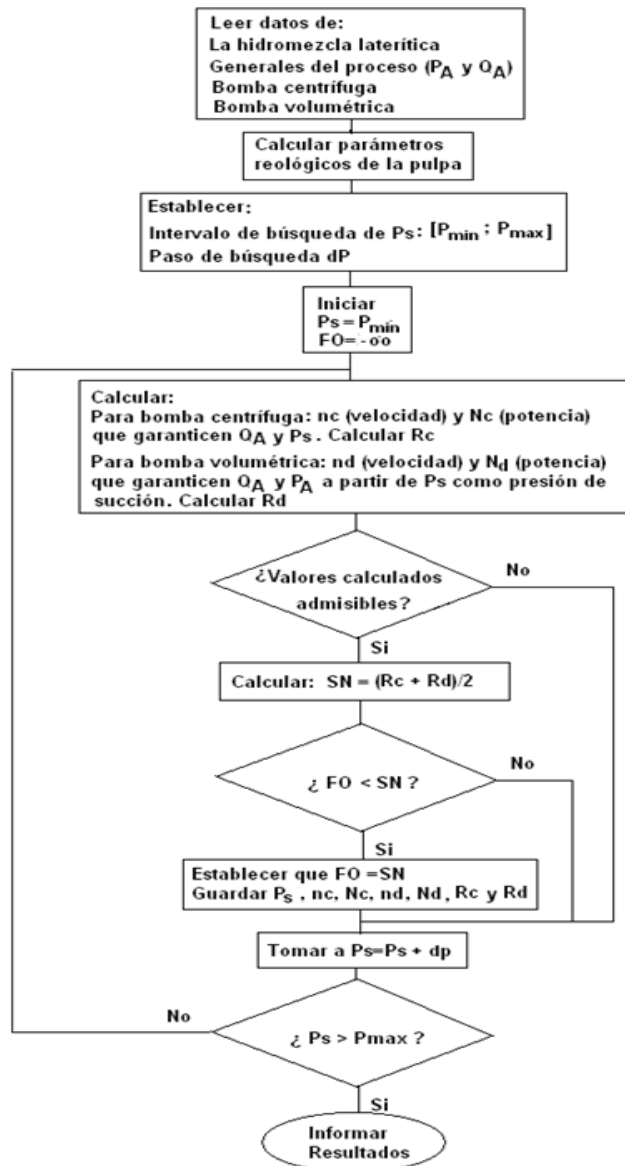
G.E.	3,55
Densidad	0,9962652
DETERMINACION DE % SOL	
Peso pulpa, g	725,3
Volumen Pulpa, ml	621
Densidad de pulpa	1,168
% Sólidos	53,47
DILUCIÓN	
% Sólidos a preparar	43,00
Densidad de pulpa	1,442
ml a preparar	500
g de sólidos seco	310
Pulpa a pesar, g	580
Líquido a pesar, g	141
Volumen de pulpa, ml	497
Volumen de líquido, ml	142

Anexo 4. Algoritmos propuestos

A4.1 Algoritmo de Doble Búsqueda Discreta para la optimización combinatoria de sistema de bombeo de pulpa cruda



A4.2. Algoritmo de Búsqueda Total Discreta para determinar el valor de Ps (H)



Anexo 5. Implementación de los modelos matemáticos en una aplicación informática

La Figura 1 A5, muestra la ventana principal que permite ir a cada modelación, realizar cálculo de número de mineral, validar modelos y optimizar.

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 Sílice Co Mn C NM Min Max

Mg Sílice Co Mn C NM NM

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

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

Prueba de Modelos de Ma , T_o , n y K

s %S t NM

Ma T_o K n Calcular

Validacion TKA Reologia (CITEC) Validacion TKA Vel-Po (CITEC) Validación de Reología R

Optimización de Operación de Bombeo de Pulpa Cruda Optimización de Operación de Bombeo de Pulpa Precalentada

Salir

Figura 1 A5. Ventana principal de la aplicación

- Modelación del coeficiente de polidispersión

Los datos de la tabla son las mediciones de granulometría y el modelo de ajuste que depende de tres variables: s , B_N y D_N . El método de ajuste utilizado se basa en fijar valores de s y de B_N de manera que sea máximo el coeficiente de correlación del modelo resultante de Y_N en función de D_N . Los valores de s y de B_N se toman barriendo intervalos de búsqueda prefijados. La ventana de trabajo (Figura 2 A5) incluye facilidades para configurar los cálculos; en ella se muestran los resultados en forma analítica y en forma gráfica.

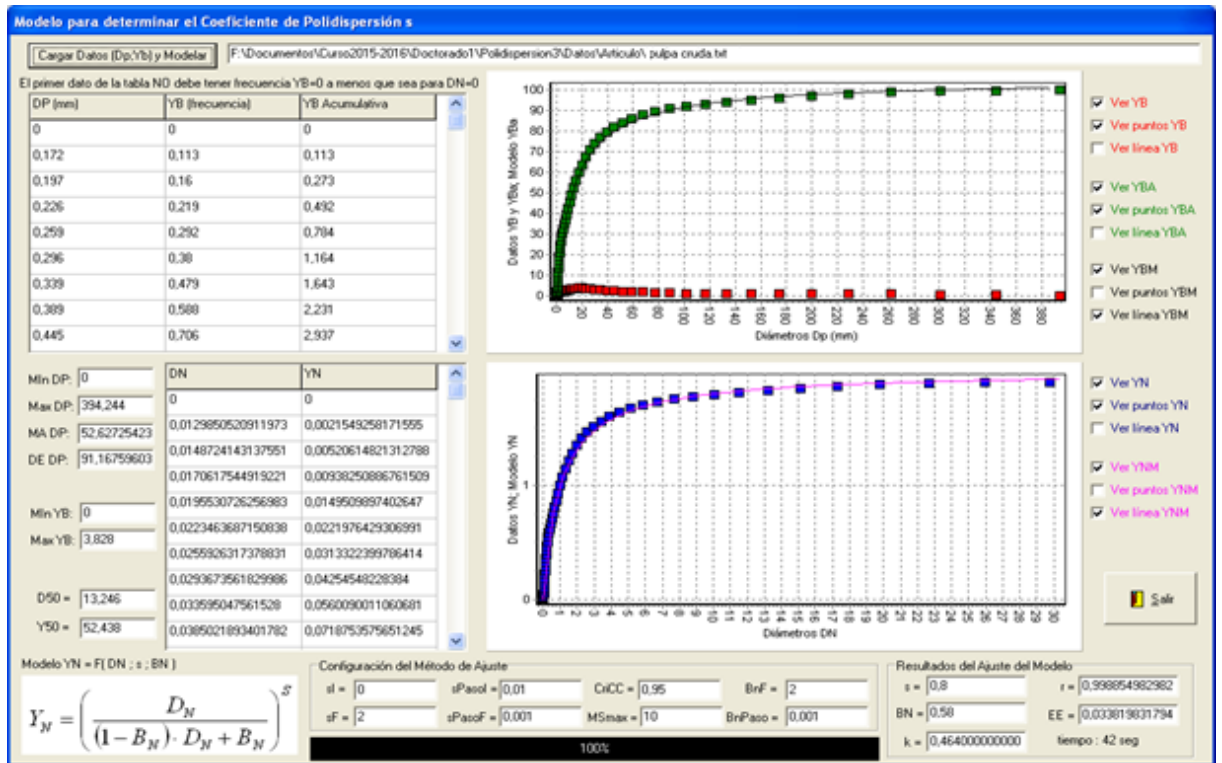


Figura 2 A5. Ventana de trabajo del software para determinar el coeficiente de polidispersión

- Modelación de las curvas de flujo para obtener sus características reológicas

En trabajos precedentes (Izquierdo, 2001; Turro, 2002; Pérez, 2010b; Laurencio, 2012), los ajustes de los modelos reológicos fueron realizados con Microsoft Excel o el programa profesional STATISTICA, en la actualidad los viscosímetros modernos cuentan con software que les permiten hacer los análisis de los modelos a partir de las lecturas del gradiente de velocidad y esfuerzo cortante, ejemplo de estas aplicaciones son el Rheocalct del viscosímetro Brookfield y Rheowin 4 para Windows 8 del HAAKE, más modernos que el utilizado en esta investigación; por no tenerlo a disposición, se diseñó una aplicación informática para la modelación de las curvas de flujos mediante ajustes mínimos cuadrados de los modelos reológicos más conocidos. En cada caso se informa el coeficiente de correlación como indicador de la calidad de los modelos y se muestran los gráficos correspondientes (ver Figura 3 A5).

Este sistema de tareas se resume en el siguiente procedimiento:

A. Se toma una muestra de las cuales se deben obtener los valores de las propiedades:

El coeficiente de polidispersión se obtiene al ajustar un modelo no lineal a partir de los datos de granulometría obtenidos mediante un analizador de partículas COMPAC. La concentración de sólidos se mide mediante una balanza secadora. La temperatura es medida por el viscosímetro (HAAKE VT 550). El número de mineral se calcula fácilmente a partir de los datos de análisis químico de la muestra en los laboratorios empresariales.

B. A partir de las mediciones del viscosímetro HAAKE VT 550 se obtiene una tabla de valores $(\gamma; \tau)$. El instrumento informa los valores de las viscosidades aparentes μ_a .

C. Se ajusta el modelo de reológico. Esto se realiza mediante un método matemático especial que busca por el Método de los Mínimos Cuadrados los mejores valores de K y n cuando es fijado de antemano el valor de τ_0 calculado como la intersección de la recta que pasa por los dos primeros puntos, con el eje de las ordenadas.

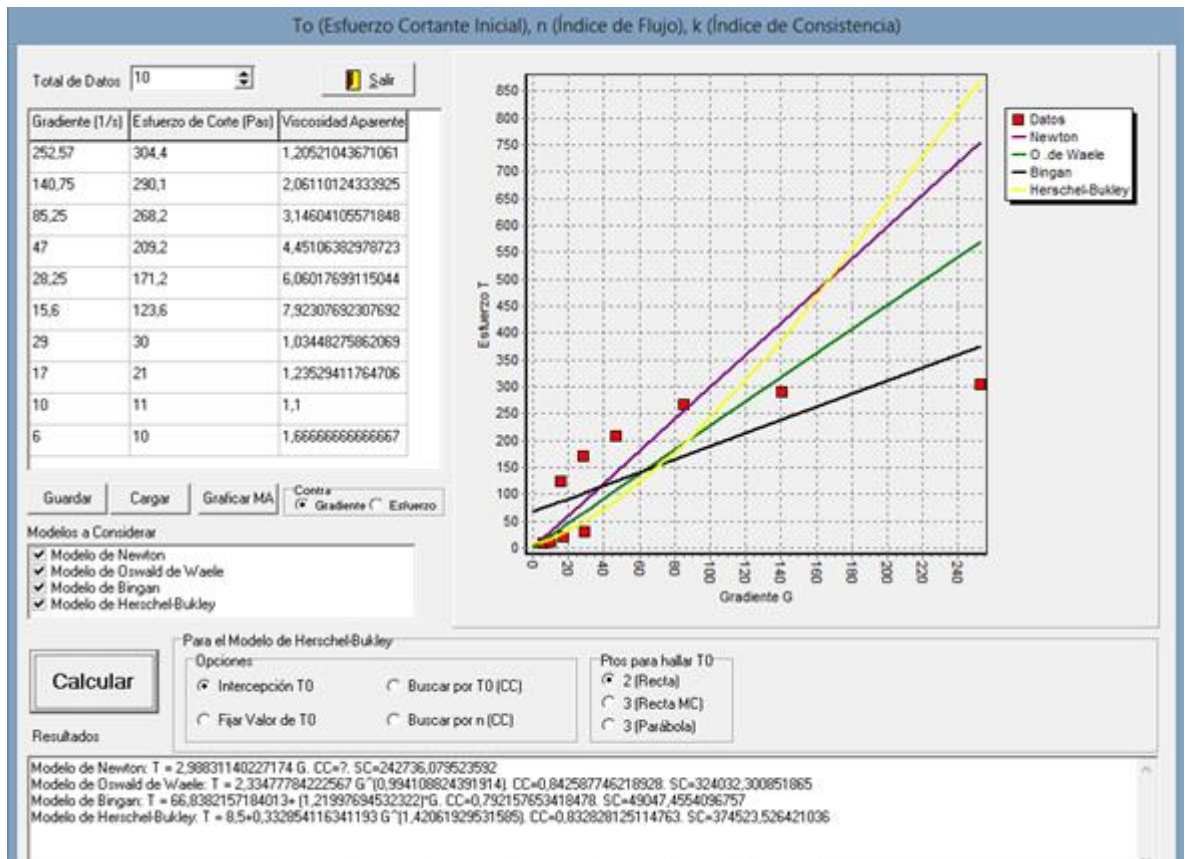


Figura 3 A5. Modelación de las curvas de flujo para obtener sus características reológicas

- Optimización de la operación del sistema de bombeo de pulpa cruda

En este caso se presenta una ventana de trabajo (ver Figura 4 A5) que permite configurar las características de la pulpa, de las bombas y tuberías, de los requerimientos del proceso tecnológico y del método matemático propuesto de búsqueda y refinamiento. Se calculan las propiedades reológicas de la pulpa y se determinan los caudales, velocidades, potencias y eficiencias de las bombas tales que garanticen el flujo total y la concentración de sólidos promedio deseado demandado con la eficiencia que señale la función objetivo seleccionada. Los resultados se guardan en un archivo que puede ser manipulado por la aplicación Microsoft Office Excel.

Optimización de Operación de Bombeo de Pulpas Crudas

Datos de los espesadores

Espesador	TKB	TKC	TKD	TKE	TKF
Volumen Actual (m ³)					
Volumen Útil (m ³)					
% de Sólidos					
Temperatura GC					
Número Mineral					
Coefficiente S					
Ma					
to					
K					
n					

Actualiza tabla Ver Tabla

Datos Generales

Q Total m³/h

Delta Q

%S Total %

Delta %S

Datos de Búsqueda de Óptimos

Q inicial %

Q Final %

Total Pasos G

Total Puntos (Refinamiento)

Pasos en el Refinamiento

Criterios de Optimización (FO):

Menor Suma de N

Menor Dispersión de Flujos

Menor Dispersión de Velocidades

Menor Dispersión de Potencias

Menor Dispersión Flujo + Menor Suma de N

Mayor Promedio Eficiencia

Menor Suma de N + Mayor Prom Eficiencia

Mayor Prom.Efic. + Menor Dispersión Flujo

Considerando:

Media Aritmética

Valor Deseado

Deseado Porcentual

Mejor Flujo Deseado

Mejor Velocidad Deseada

Mejor Potencia Deseada

Fijar Caudales **Buscar Óptimos**

Refina en entorno del punto: Total 1 = Total 2 = Grabar los primeros

Información del proceso de optimización

Ver EXCEL

Salir

Figura 4 A5. Optimización de la operación del sistema de bombeo de pulpas crudas

- Optimización de la operación del sistema de bombeo de pulpas precalentadas

Se presenta una ventana de trabajo (ver Figura 5 A5) según los requerimientos del proceso tecnológico, las características de la pulpa precalentada y las características y configuraciones previas de las bombas centrífugas y de las bombas de desplazamiento positivo, permiten calcular las variables de trabajo de estas bombas. Especialmente se da la posibilidad de establecer cuál es la velocidad de salida de la bomba centrífuga (que es la presión de succión de la bomba volumétrica) que maximiza la media aritmética de las eficiencias de las bombas.

Optimización de sistema de bombeo de pulpas precalentadas

Requerimientos del proceso en un reactor

Volumen Total Solicitado (T h) y define el valor de Q gpm Presión Solicitada. Es el valor de P Libras/pulg²
 m³/hora mca
 kPa

Características de la pulpa en CP1

Volumen Disponible Ma (Viscosidad aparente)
 % de Sólido T0 (Esfuerzo cortante inicial)
 Temperatura K (Índice de consistencia)
 Número de Mineral n (Índice de flujo)
 de (densidad)

Calcular Reología

Características del Motor de la Bomba Volumétrica

U = I Cos(F) N **Calcular**

Datos de bomba de desplazamiento positivo

Presión de succión lib/pulg² me **Calcular P(Q)**
 mca kPa M1 b
 Presión de diseño bar M2 m
 QT n real P
 ng (chapa) **Calcular n para lograr P y Q** R
 qw n real Nu
 Rendimiento Volumétrico **Actualiza y Calcula** N
 Gasto en Fugas q1

Velocidad Máxima Bomba de Desplazamiento Positivo

Datos y Cálculos de una Bomba Centrífuga

Velocidad Estándar Velocidad Máxima
 a b c
 d e f

Resistencia de la Red Diámetro Tubería
 Altura Geométrica de Impulsión Longitud Tubería
 Pérdida por Fricción **Calcular** Calcula H de la red

Hagua con velocidad estándar ne
 Hpulpa CH

Hdes Na
 n R
 Np

Optimizar

Criterio (FO) Menor Potencia Total Mayor Media de Eficiencias

Valor Mínimo de Presión de Succión mca
 Valor Máximo de Presión de Succión mca
 Paso de Búsqueda mca
 kPa
 Presión de Succión mca lib/pulg²
 nc nd
 SN RP

Figura 5 A5. Optimización de la operación del sistema de bombeo de pulpas precalentadas

Anexo 6. Análisis granulométrico

Análisis granulométrico MC1

Fritsch Particle Sizer 'analysette 22'

User Lab

Meas.No. 815	Date 05-13-2016	Time 09:19	Operator SMT	ID 16428	Serial No. 123456
--------------	-----------------	------------	--------------	----------	-------------------

TK - A 13 05 2016 ISMMM

Measuring Range	0.31 [µm] - 300.74 [µm]	Pump	100[rpm]
Resolution	62 Channels (17 mm / 114 mm)	Stirrer	3[rpm]
Absorption	75.00 [%]	Ultrasonic	100
Measurement Duration	10 [Scans]		

Modell Independant

Fraunhofer Calculation selected.

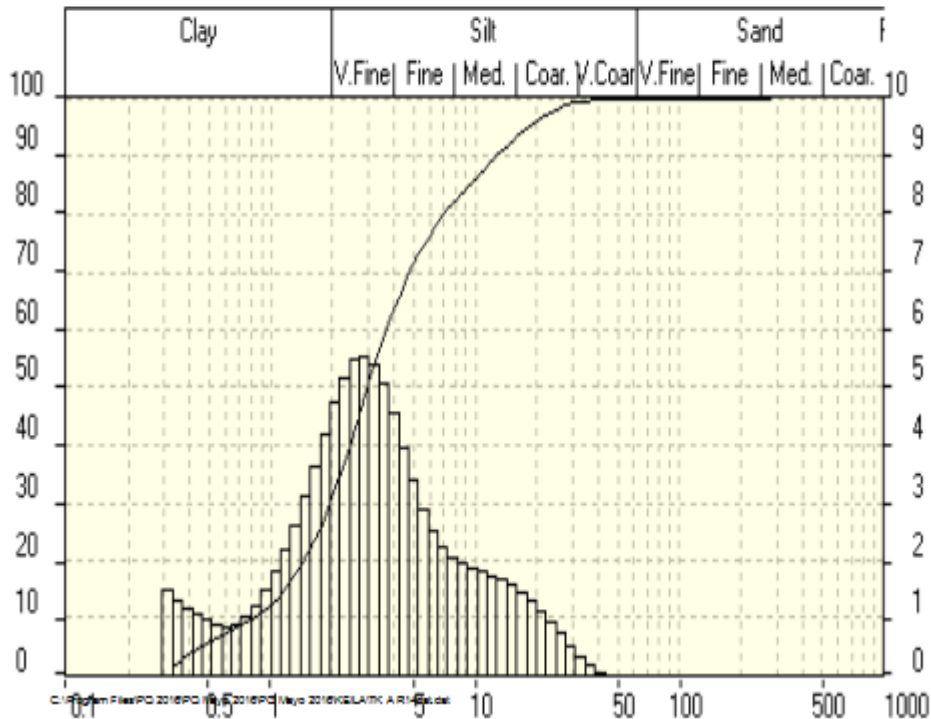
Interpolation Values... C:\Program Files\ia22_32\FRITSCHE\HIMNT_1.FPS

71.52 % <=	5.00 µm	88.21 % <=	10.00 µm	92.47 % <=	15.00 µm
98.15 % <=	20.00 µm	98.22 % <=	25.00 µm	99.27 % <=	30.00 µm
99.78 % <=	35.00 µm	99.98 % <=	40.00 µm	100.00 % <=	45.00 µm
100.00 % <=	50.00 µm				

Interpolation Values... C:\Program Files\ia22_32\FRITSCHE\10_90.FPV

10.00 % <=	0.83 µm	20.00 % <=	1.45 µm	30.00 % <=	1.95 µm
40.00 % <=	2.44 µm	50.00 % <=	2.98 µm	60.00 % <=	3.68 µm
70.00 % <=	4.75 µm	80.00 % <=	7.08 µm	90.00 % <=	12.67 µm
100.00 % <=	43.27 µm				

Mean	Values...				
D43 =	5.08 µm	D42 =	3.04 µm	D41 =	1.89 µm
D32 =	1.83 µm	D31 =	1.15 µm	D30 =	.83 µm
D21 =	.73 µm	D20 =	.56 µm		
D10 =	.83 µm				



Análisis granulométrico MC6

Fritsch Particle Sizer 'analysette 22'

User Lab

Meas.No. 828	Date 05-13-2016	Time 13:26	Operator SMT	ID 16428	Serial No. 123456
--------------	-----------------	------------	--------------	----------	-------------------

TK - D 13 05 2016 ISMMM

Measuring Range	0.31 [µm] - 300.74 [µm]	Pump	100[rpm]
Resolution	62 Channels (17 mm / 114 mm)	Stirrer	3[rpm]
Absorption	35.00 [%]	Ultrasonic	100
Measurement Duration	10 [Scans]		

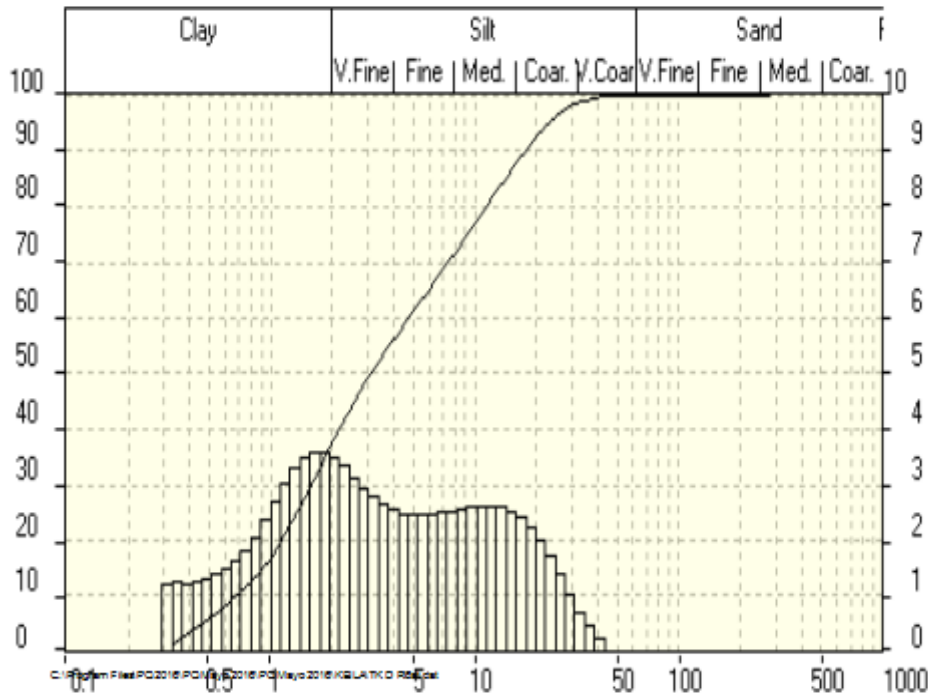
Modell Independant

Fraunhofer Calculation selected.

Interpolation Values... C:\Program Files\la22_32\FRITSCH\HIMNT_1.FPS					
81.20 %	<=	5.00 µm	76.87 %	<=	10.00 µm
86.37 %	<=	15.00 µm	92.53 %	<=	20.00 µm
96.24 %	<=	25.00 µm	98.26 %	<=	30.00 µm
99.34 %	<=	35.00 µm	99.81 %	<=	45.00 µm
100.00 %	<=	50.00 µm			

Interpolation Values... C:\Program Files\la22_32\FRITSCH\10_90.FPV					
10.00 %	<=	0.68 µm	20.00 %	<=	1.13 µm
30.00 %	<=	1.58 µm	40.00 %	<=	2.16 µm
50.00 %	<=	3.09 µm	60.00 %	<=	4.73 µm
70.00 %	<=	7.42 µm	80.00 %	<=	11.41 µm
90.00 %	<=	17.65 µm	100.00 %	<=	48.33 µm

Mean	Values...						
D43 =	6.5 µm	D42 =	3.36 µm	D41 =	1.99 µm	D40 =	1.38 µm
D32 =	1.73 µm	D31 =	1.1 µm	D30 =	.82 µm		
D21 =	.7 µm	D20 =	.57 µm				
D10 =	.68 µm						



Análisis granulométrico MC11

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 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.

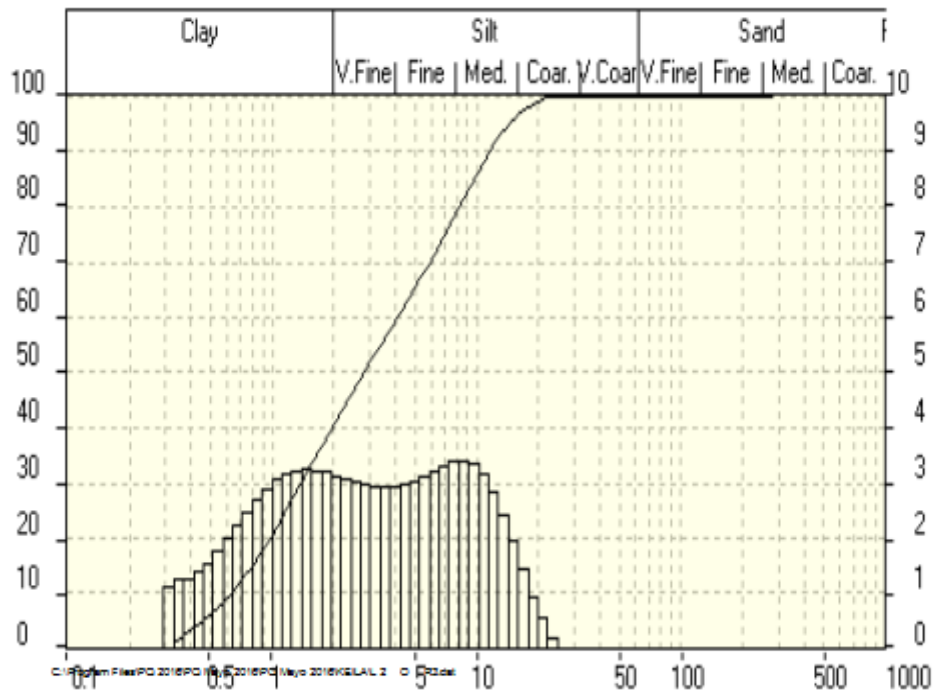
Interpolation Values... C:\Program Files\la22_32\FRITSCH\HIMNT_1.FPS

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\la22_32\FRITSCH\10_90.FPV

10.00 % <=	0.83 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						



Análisis granulométrico MC4

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 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]

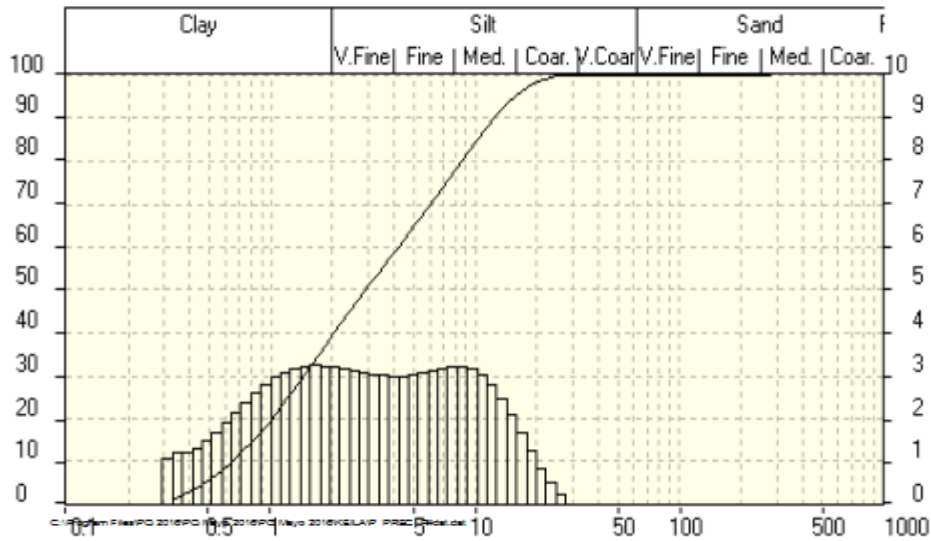
Modell Independant

Fraunhofer Calculation selected.

Interpolation Values... C:\Program Files\la22_32\FRITSCH\HIMNT_1.FPS					
64.71 %	<=	5.00 µm	84.35 %	<=	10.00 µm
98.42 %	<=	20.00 µm	99.78 %	<=	25.00 µm
100.00 %	<=	35.00 µm	100.00 %	<=	40.00 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
40.00 %	<=	2.04 µm	50.00 %	<=	2.91 µm
70.00 %	<=	6.06 µm	80.00 %	<=	8.60 µm
100.00 %	<=	27.77 µm			

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



Anexo 7. Ejemplo de valores medidos de esfuerzo cortante para la escala de valores del gradiente del instrumento HAKER VT 550. Tres réplicas para cada sistema de valores de las variables independientes

Compósito	Toma de Muestra	Variables Medidas		Variables controladas		Esfuerzo cortante							
		X1(s)	X4(Nm)	X2(%S)	X3(Temp)	Gradiente	Réplica 1	Réplica 2	Réplica 3	Media	Desviación Estándar	Coefficiente de variación en %	Valor Asumido
1	M1	5,521	4,97	37	28	231,6	93,26	93,25	93,24	93,25	0,01	0,01	93,25
						139	70,3	70,3	70,3	70,30	0,00	0,00	70,3
						83,3	52,96	52,96	52,99	52,97	0,02	0,03	52,97
						58,43	43,01	43	42,99	43,00	0,01	0,02	43
						29,92	28,99	28,99	29,02	29,00	0,02	0,06	29
						17,93	21,01	21	20,99	21,00	0,01	0,05	21
						10,7	14,9	14,91	14,89	14,90	0,01	0,07	14,9
						6,45	11,01	10,99	11	11,00	0,01	0,09	11

Compósito	Toma de Muestra	Variables Medidas		Variables controladas		Esfuerzo cortante							
		X1(s)	X4(Nm)	X2(%S)	X3(Temp)	Gradiente	Réplica 1	Réplica 2	Réplica 3	Media	Desviación Estándar	Coefficiente de variación en %	Valor Asumido
4	M4	8,567	12,19	43	28	231,6	140,56	140,54	140,55	140,55	0,01	0,01	140,55
						139	115,92	115,92	115,89	115,91	0,02	0,01	115,91
						83,3	93,15	93,15	93,12	93,14	0,02	0,02	93,14
						58,43	79,36	79,36	79,33	79,35	0,02	0,02	79,35
						29,92	60,08	60,08	60,05	60,07	0,02	0,03	60,07
						17,93	46,77	46,78	46,76	46,77	0,01	0,02	46,77
						10,7	37,73	37,72	37,74	37,73	0,01	0,03	37,73
						6,45	28,66	28,65	28,67	28,66	0,01	0,03	28,66
3	M3	6,689	9,48	46	28	231,6	325,21	325,21	325,18	325,20	0,02	0,01	325,2
						139	275,91	275,9	275,89	275,90	0,01	0,00	275,9
						83,3	215,19	215,2	215,21	215,20	0,01	0,00	215,2
						58,43	184,81	184,81	184,78	184,80	0,02	0,01	184,8
						29,92	135,21	135,19	135,2	135,20	0,01	0,01	135,2
						17,93	105,38	105,39	105,4	105,39	0,01	0,01	105,39
						10,7	80,98	80,96	80,97	80,97	0,01	0,01	80,97
						6,45	63,05	63,07	63,06	63,06	0,01	0,02	63,06

Compósito	Toma de Muestra	Variables Medidas		Variables controladas		Esfuerzo cortante							
		X1(s)	X4(Nm)	X2(%S)	X3(Temp)	Gradiente	Réplica 1	Réplica 2	Réplica 3	Media	Desviación Estándar	Coefficiente de variación en %	Valor Asumido
1	M1	5,521	4,97	37	50	231,6	63,85	63,87	63,86	63,86	0,01	0,02	63,86
						139	46,74	46,75	46,73	46,74	0,01	0,02	46,74
						83,3	33,93	33,92	33,94	33,93	0,01	0,03	33,93
						58,43	26,96	26,96	26,96	26,96	0,00	0,00	26,96
						29,92	17,04	17,04	17,01	17,03	0,02	0,10	17,03
						17,93	11,71	11,7	11,69	11,70	0,01	0,09	11,7
						10,7	8,91	8,92	8,9	8,91	0,01	0,11	8,91
						6,45	6,21	6,2	6,19	6,20	0,01	0,16	6,2
2	M2	6,159	9,65	43	50	231,6	142,39	142,39	142,42	142,40	0,02	0,01	142,4
						139	120,8	120,79	120,81	120,80	0,01	0,01	120,8
						83,3	104,71	104,71	104,68	104,70	0,02	0,02	104,7
						58,43	94,1	94,09	94,11	94,10	0,01	0,01	94,1
						29,92	71,2	71,19	71,21	71,20	0,01	0,01	71,2
						17,93	59,79	59,79	59,82	59,80	0,02	0,03	59,8
						10,7	46,63	46,62	46,64	46,63	0,01	0,02	46,63
						6,45	39,38	39,4	39,39	39,39	0,01	0,03	39,39

Compósito	Toma de Muestra	Variables Medidas		Variables controladas		Esfuerzo cortante							
		X1(s)	X4(Nm)	X2(%S)	X3(Temp)	Gradiente	Réplica 1	Réplica 2	Réplica 3	Media	Desviación Estándar	Coefficiente de variación en %	Valor Asumido
2	M2	6,159	9,65	46	50	231,6	183	183	183	183,00	0,00	0,00	183
						139	160,81	160,79	160,8	160,80	0,01	0,01	160,8
						83,3	134,51	134,5	134,49	134,50	0,01	0,01	134,5
						58,43	120,59	120,6	120,61	120,60	0,01	0,01	120,6
						29,92	93	92,99	93,01	93,00	0,01	0,01	93
						17,93	82,95	82,95	82,95	82,95	0,00	0,00	82,95
						10,7	69,72	69,73	69,74	69,73	0,01	0,01	69,73
						6,45	62,19	62,2	62,18	62,19	0,01	0,02	62,19
4	M4	8,567	12,19	43	90	231,6	38,09	38,09	38,06	38,08	0,02	0,05	38,08
						139	30,68	30,68	30,71	30,69	0,02	0,06	30,69
						83,3	22,64	22,64	22,61	22,63	0,02	0,08	22,63
						58,43	18,89	18,91	18,9	18,90	0,01	0,05	18,9
						29,92	12,25	12,25	12,22	12,24	0,02	0,14	12,24
						17,93	9,01	9,01	8,98	9,00	0,02	0,19	9
						10,7	6,49	6,49	6,46	6,48	0,02	0,27	6,48
						6,45	5,01	4,99	5	5,00	0,01	0,20	5

Anexo 8. Curvas de flujos

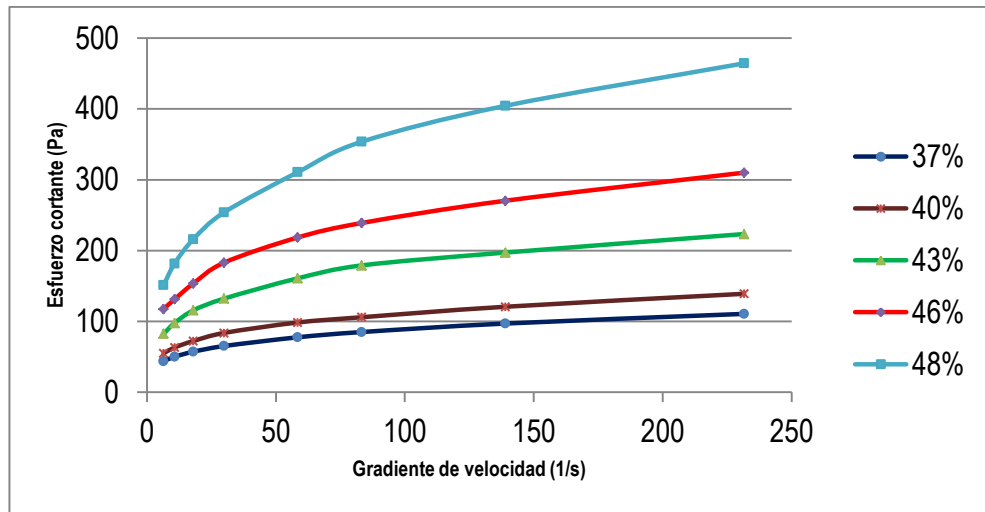


Figura 1.A8. Curvas de flujo a diferentes concentraciones de sólidos a 28 °C de la MC6

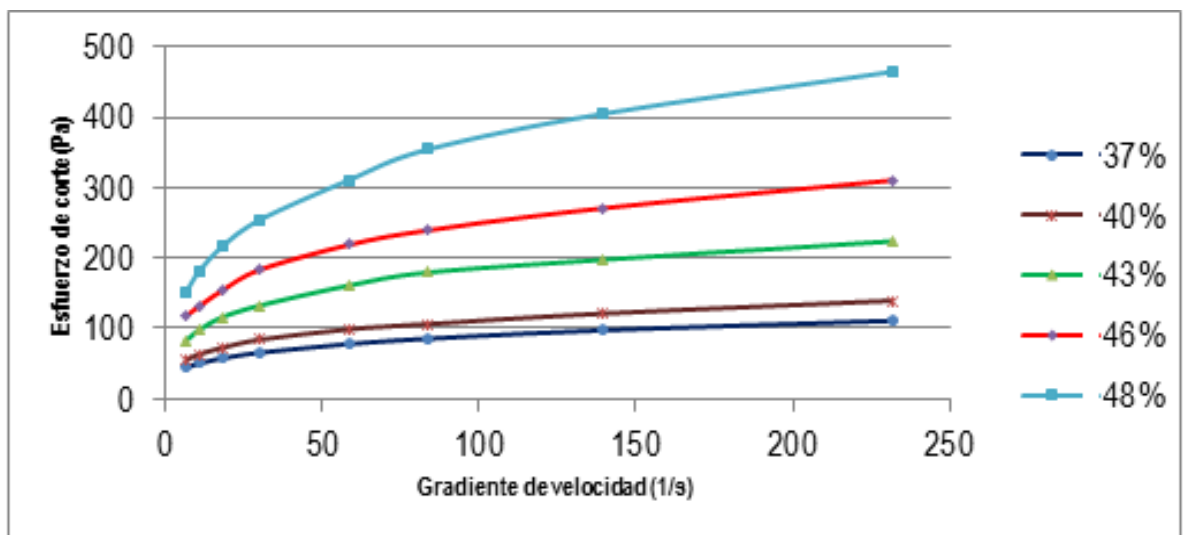


Figura 1.A8. Curvas de flujo a diferentes concentración de sólidos a 28 °C de la MC11.

Anexo 9. Resumen de todos los valores de los parámetros reológicos obtenidos al ajustar modelos de Bulkley - Herschell.

s	%S	Temp	N _{min}	μa	τ ₀	K	n
5,521	37	28	3,97	0,47772	9,946	19,792	0,3
		40	3,97	0,367055	7,132	11,504	0,35
		50	3,97	0,273014	3,48	8,886	0,35
		60	3,97	0,213601	2,841	5,389	0,4
		70	3,97	0,16291	2,491	4,021	0,4
		80	3,97	0,120035	0,522	3,076	0,4
		90	3,97	0,089594	0,913	1,344	0,5
5,521	40	28	3,97	0,600173	13,582	24,579	0,3
		40	3,97	0,367055	7,132	11,504	0,35
		50	3,97	0,273014	3,48	8,886	0,35
		60	3,97	0,213601	2,841	5,389	0,4
		70	3,97	0,16291	2,491	4,021	0,4
		80	3,97	0,120035	0,522	3,076	0,4
		90	3,97	0,089594	0,913	1,344	0,5
5,521	43	28	3,97	0,964594	14,388	41,915	0,3
		40	3,97	0,752591	12,049	25,067	0,35
		50	3,97	0,614853	9,778	15,509	0,4
		60	3,97	0,491796	1,082	13,128	0,4
		70	3,97	0,389033	3,029	7,6	0,45
		80	3,97	0,316062	1,758	4,683	0,5
		90	3,97	0,245682	2,381	2,717	0,55
5,521	46	28	3,97	1,338946	17,888	57,801	0,3
		40	3,97	1,03886	38,462	23,11	0,4
		50	3,97	0,790155	11,164	25,993	0,35
		60	3,97	0,642919	15,741	11,576	0,45
		70	3,97	0,510363	11,217	7,049	0,5
		80	3,97	0,396805	2,357	7,739	0,45
		90	3,97	0,304404	6,489	3,187	0,55
5,521	48	28	3,97	2,005613	34,33	65,563	0,35
		40	3,97	1,628238	0,999	56,428	0,35
		50	3,97	1,302677	12,52	32,477	0,4
		60	3,97	1,042314	11,361	19,914	0,45
		70	3,97	0,800086	7,394	15,172	0,45
		80	3,97	0,630397	2,934	12,37	0,45
		90	3,97	0,474093	1,0825	9,476	0,45
6,159	37	28	9,65	0,430656	1,157	6,583	0,5
		40	9,65	0,348921	2,928	3,926	0,55
		50	9,65	0,28342	0,487	3,27	0,55

s	%S	Temp	N _{min}	μa	τ ₀	K	n
		60	9,65	0,223618	0,035	2,601	0,55
		70	9,65	0,174698	0,691	1,509	0,6
		80	9,65	0,139249	0,033	1,223	0,6
		90	9,65	0,106693	0,24	0,716	0,65
6,159	40	28	9,65	0,606865	2,776	12,118	0,45
		40	9,65	0,469473	2,438	6,983	0,5
		50	9,65	0,357297	1,036	5,309	0,5
		60	9,65	0,281174	2,324	3,185	0,55
		70	9,65	0,226079	0,763	2,605	0,55
		80	9,65	0,17038	0,27	1,97	0,55
		90	9,65	0,139767	0,512	1,226	0,6
6,159	43	28	9,65	0,606865	2,776	12,118	0,45
		40	9,65	0,469473	2,438	6,983	0,5
		50	9,65	0,357297	1,036	5,309	0,5
		60	9,65	0,281174	2,324	3,185	0,55
		70	9,65	0,304534	2,712	3,437	0,55
		80	9,65	0,239594	0,038	2,848	0,55
		90	9,65	0,164421	0,987	1,472	0,6
6,159	46	28	9,65	1,313903	10,88	25,921	0,45
		40	9,65	1,004318	1,068	20,041	0,45
		50	9,65	0,817358	6,7	9,171	0,55
		60	9,65	0,66753	2,778	5,814	0,6
		70	9,65	0,528066	4,929	3,419	0,65
		80	9,65	0,424007	6,517	1,534	0,75
		90	9,65	0,319516	2,397	1,198	0,75
6,159	48	28	9,65	1,8981	20,677	37,694	0,45
		40	9,65	1,468048	7,652	29,141	0,45
		50	9,65	1,174439	11,583	17,43	0,5
		60	9,65	0,987478	5,268	11,116	0,55
		70	9,65	0,756908	12,996	4,662	0,65
		80	9,65	0,614853	11,727	2,183	0,75
		90	9,65	0,448618	8,365	1,218	0,8
6,689	37	28	9,48	0,430959	1,787	8,772	0,45
		40	9,48	0,365587	0,096	7,387	0,45
		50	9,48	0,308031	2,115	4,553	0,5
		60	9,48	0,250993	3,941	2,692	0,55
		70	9,48	0,210535	2,034	2,357	0,55
		80	9,48	0,164249	2,135	1,797	0,55
		90	9,48	0,141451	0,952	1,587	0,55

Anexo 10. Valores del Error Absoluto Relativo Porcentual que permite comparar los parámetros reológicos obtenidos para los valores medios de las réplicas (primera línea de cada toma de muestra) con respecto a los modelos obtenidos para los datos de cada réplica.

Compósito	Toma de Muestra	μ_a	τ_0	K	N
1	MC1	0,402634	5,081176	1,701825	0,745594
		Replica 1			
		0,402677	5,106353	1,695565	0,746282
		Replica 2			
		0,402634	5,040824	1,714324	0,744174
		Replica 3			
		0,402591	5,096353	1,695609	0,746332
		0,01	0,53	0,49	0,13
4	MC4	0,606865	14,89494	5,270947	0,602256
		Replica 1			
		0,606908	14,89494	5,270766	0,602288
		Replica 2			
		0,606822	14,88494	5,272246	0,602251
		Replica 3			
		0,606865	14,90494	5,269827	0,602228
		0,00	0,04	0,02	0,00
11	MC11	1,404145	35,87894	9,584897	0,653657
		Replica 1			
		1,404188	35,83859	9,599681	0,653376
		Replica 2			
		1,404188	35,91929	9,569225	0,653966
		Replica 3			
		1,404059	35,87894	9,585791	0,65363
		0,00	0,07	0,11	0,03
1	M1	0,275734	2,087176	1,101692	0,752793
		Replica 1			
		0,275691	2,112353	1,096167	0,753722
		Replica 2			
		0,275777	2,072	1,107554	0,751769
		Replica 3			
		0,275734	2,077176	1,101363	0,752892
		0,01	0,80	0,35	0,09
6	MC6	0,790155	50,74694	3,888608	0,680259
		Replica 1			
		0,790155	50,76212	3,881302	0,680633

		Replica 2			
		0,790155	50,77212	3,880998	0,680608
		Replica 3			
		0,790155	50,77212	3,880998	0,680608
		0,00	0,04	0,19	0,05
4	M4	0,106693	0,982353	0,417741	0,755781
		Replica 1			
		0,106736	0,992353	0,417106	0,755902
		Replica 2			
		0,106736	0,957176	0,424095	0,753017
		Replica 3			
		0,106606	0,997529	0,412046	0,758457
		0,05	1,71	1,01	0,25
4	M4	0,164421	2,753882	0,614596	0,774656
		Replica 1			
		0,164465	2,763882	0,614728	0,774531
		Replica 2			
		0,164465	2,713529	0,627078	0,770827
		Replica 3			
		0,164335	2,784235	0,602074	0,778665
		0,04	0,98	1,36	0,34

Comparación del modelo ajustado por la curva de flujo y el modelo reológico

Toma de Muestra	Variables Medidas		Variables controladas							
	X1(s)	X4(Nm)	X2(%S)	X3(Temp)	Gradiente de velocidad	Esfuerzo cortante	Y1(μ a)	Y2(τ_0)	Y3(K)	Y4(n)
MC5	5,521	4,97	46	28	231,6	301,33				
					139	243,6	Modelo			
					83,3	191,11	1,299655	38,09259	7,943202	0,668911
					58,43	158,79	Cálculo			
					29,92	115,24	1,301079	37,99753	7,643914	0,667578
					17,93	92,86	Error%			
					10,7	76,87	0,11	0,25	3,92	0,20
					6,45	61,43				
MC9	6,159	9,65	46	34	231,6	330,08				
					139	249,96	Modelo			
					83,3	191,77	1,290601	39,22536	9,358844	0,631129
					58,43	161,18	Cálculo			
					29,92	119,16	1,284642	39,56504	9,365088	0,629363
					17,93	97,09	Error%			
					10,7	81,00	0,46	0,86	0,07	0,28
					6,45	69,58				

Toma de Muestra	Variables Medidas		Variables controladas							
	X1(s)	X4(Nm)	X2(%S)	X3(Temp)	Gradiente de velocidad	Esfuerzo cortante	Y1(μ a)	Y2(τ_0)	Y3(K)	Y4(n)
MC7	6,689	9,48	46	70	231,6	139,90				
					139	112,88	Modelo			
					83,3	80,74	0,598014	12,10047	2,487962	0,75012
					58,43	64,71	Cálculo			
					29,92	43,94	0,604059	12,06588	2,456849	0,745056
					17,93	33,79	Error %			
					10,7	26,92	1,00	0,29	1,27	0,68
					6,45	21,02				
MC12	8,567	12,19	46	90	231,6	74,90	Modelo			
					139	51,23				
					83,3	35,31	0,319516	3,003059	1,015139	0,782412
					58,43	27,48	Cálculo			
					29,92	17,50	0,323402	3,090235	1,049115	0,77505
					17,93	12,72	Error %			
					10,7	10,19	1,20	2,82	3,24	0,95
					6,45	7,37				

Toma de Muestra	Variables Medidas		Variables controladas							
	X1(s)	X4(Nm)	X2(%S)	X3(Temp)	Gradiente de velocidad	Esfuerzo cortante	Y1(μa)	Y2(τ_0)	Y3(K)	Y4(n)
MC9	6,159	9,65	43	28	231,6	228,18	Modelo			
					139	197,13				
					83,3	165,64	0,964594	59,38624	10,79257	0,527516
					58,43	146,65	Cálculo			
					29,92	124,21	0,985233	59,48153	10,5073	0,522997
					17,93	118,86	Error %			
					10,7	97,07	2,09	0,16	2,71	0,86
					6,45	82,14				
MC7	6,689	9,48	40	28	231,6	141,77	Modelo			
					139	125,02				
					83,3	95,10	0,618739	13,65871	5,463602	0,610933
					58,43	79,24	Cálculo			
					29,92	57,23	0,612133	13,19376	5,283929	0,61041
					17,93	45,53	Error %			
					10,7	36,91	1,08	3,52	3,40	0,09
					6,45	27,49				

Anexo 11. Nomogramas de bombas

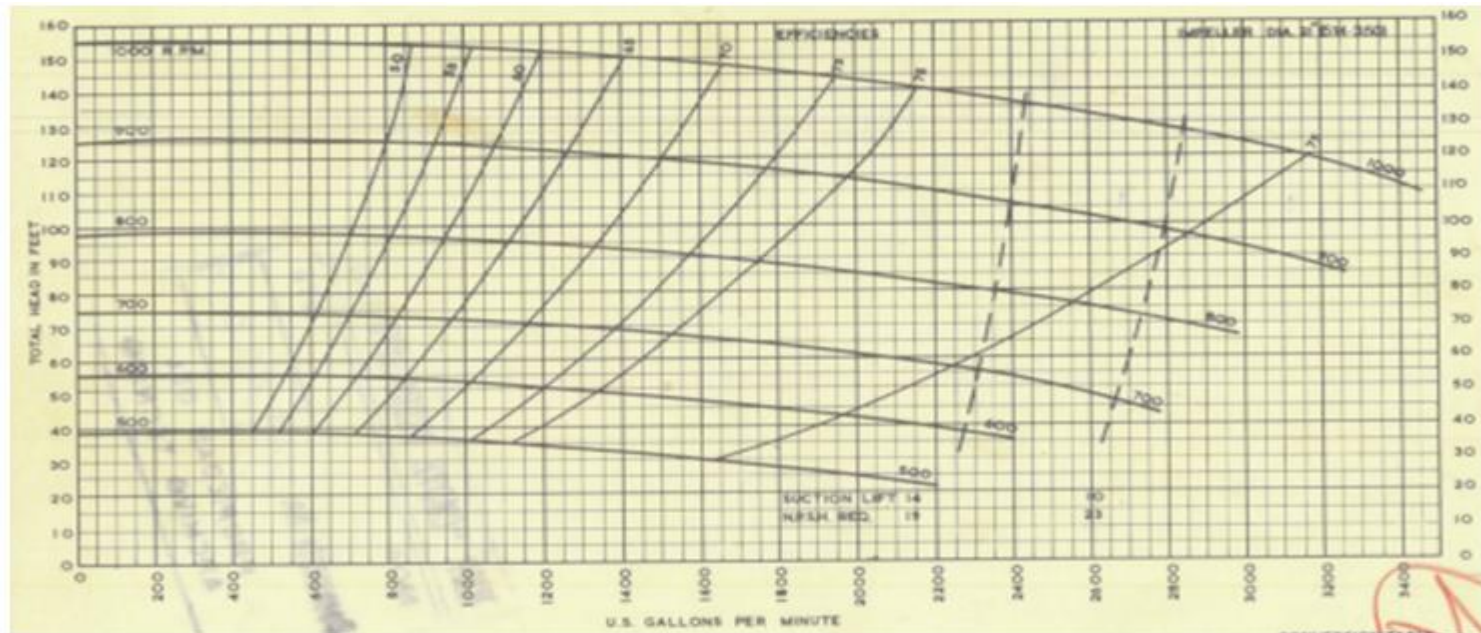


Figura 1. A11. Nomograma de bomba centrífuga de pulpa cruda

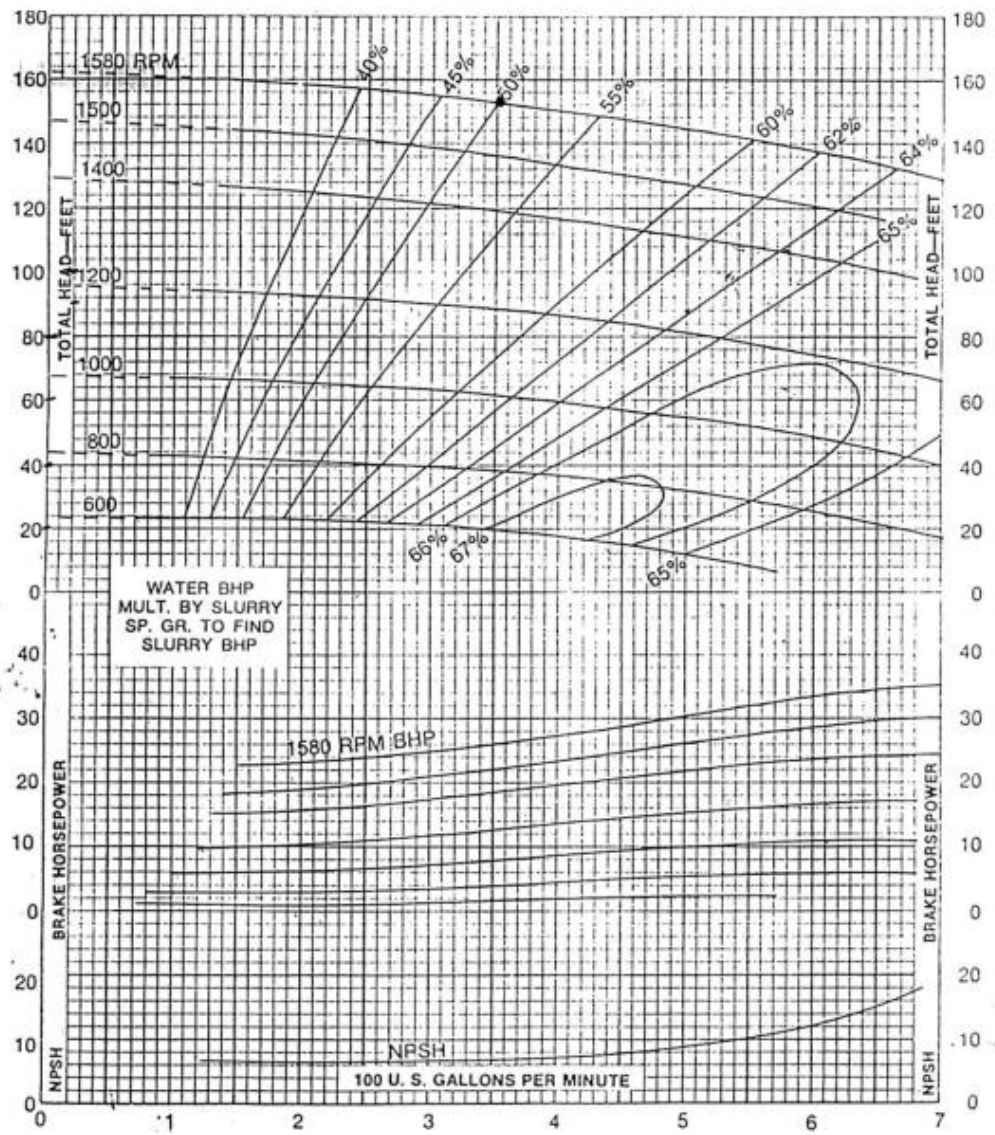


Figura 2. A11. Nomograma bomba centrífuga pulpa precalentada

Anexo 12. Ejemplos de base de datos para determinar modelo matemático del coeficiente de corrección

Concentración de sólidos, %	Temperatura, °C	Número de mineral	Viscosidad aparente, Pa·s	Esfuerzo cortante inicial, Pa	Índice de consistencia, Pa·s ⁿ	Índice de flujo	Longitud de la tubería, m	Altura geométrica de impulsión, m	Coficiente de resistencia de la red	Diametro de la tubería, mm	Hagua, m	H pulpa, m
37	70	7,5	0,19	3,24	0,86	0,73	43	7,75	3,89	0,152	12,7868089	10,6143394
37	80	7,5	0,14	2,44	0,75	0,76	43	7,75	3,89	0,152	12,7868089	10,7002132
37	90	7,5	0,12	2,04	0,5	0,81	43	7,75	3,89	0,152	12,7868089	11,0782456
40	70	7,5	0,26	3,16	1,38	0,72	43	7,75	3,89	0,152	12,7868089	9,57972963
40	80	7,5	0,22	2,42	1	0,75	43	7,75	3,89	0,152	12,7868089	10,1344004
40	90	7,5	0,18	1,95	0,75	0,78	43	7,75	3,89	0,152	12,7868089	10,5602043
43	70	7,5	0,37	4,6	1,95	0,72	43	7,75	3,89	0,152	12,7868089	8,46583867
43	80	7,5	0,33	3,09	1,58	0,74	43	7,75	3,89	0,152	12,7868089	9,00588997
43	90	7,5	0,27	1,97	1,38	0,75	43	7,75	3,89	0,152	12,7868089	9,3261242
46	70	7,5	0,59	8,15	2,72	0,73	43	7,75	3,89	0,152	12,7868089	6,58581768
46	80	7,5	0,5	5,71	2,23	0,75	43	7,75	3,89	0,152	12,7868089	7,40484365
46	90	7,5	0,41	3,31	1,7	0,76	43	7,75	3,89	0,152	12,7868089	8,43638866

Anexo 13. Método UPD

El método UPD es un estimador numérico; sus parámetros son: q , δ y ε . A partir de una malla de datos, permite obtener un modelo de mallas que representa el comportamiento de una propiedad U de algún objeto natural o tecnológico que se investiga en cierto dominio espacial. Conocido un conjunto de n puntos $(P_i; U_i)$ que expresan los valores U_i para las correspondientes coordenada espaciales P_i , este método permite estimar el valor de U para cualquier coordenada P de su dominio, como una combinación lineal de potencias q de las distancias euclidianas.

Mallas de Datos y Modelos de Mallas

Sean x_i , $i=1, \dots, n$ variables independientes numéricas componentes del vector P ; y sea U la variable dependiente numérica en una relación $U=F(P)$ donde la expresión F es desconocida pero se conoce su dominio $\Omega \subseteq \mathbb{R}^n$.

Sea f un modelo de F basado en el conocimiento práctico y teórico disponible acerca de las relaciones entre U y P .

Sea un conjunto G que contiene r puntos de \mathbb{R}^n tales que pertenezcan a Ω y supóngase que para cada punto de G con coordenadas P_k se puede obtener la estimación $U_k=f(P_k)$. Al conjunto M de los r puntos $(P_k; U_k)$ se le denomina **Modelo de Malla** de la relación $U=F(P)$.

Estos modelos de malla (Nicolás, 2006) son muy útiles para el estudio del comportamiento de U bajo diferentes escenarios definidos por los comportamientos de las componentes de P .

Los tres tópicos que determinan que el Modelo de Malla sea un sustituto eficaz de F son:

1. Los datos disponibles acerca de P y de U en Ω deben ser capaces de aportar información y conocimiento capaces de acercarse suficientemente a las estimaciones $f(P)$ a los valores reales $U=F(P)$.
2. Las propiedades funcionales del estimador f deben ser coherentes con las propiedades funcionales de F de manera que se conserven las propiedades de los objetos y procesos que se modelan.
3. El conjunto G debe ser suficientemente denso y bien distribuido respecto a las características del comportamiento local y general de U en Ω .

El primer elemento está relacionado con la práctica del muestreo que es esencialmente la acción de medir los valores reales U_i en un conjunto W de m puntos P_i . Cuando W es un conjunto de m puntos $(P_i;U_i)$ entonces se le denomina **Malla de Datos** y constituye la fuente principal de información sobre el comportamiento real, local y general, de U en el dominio Ω .

El estimador f se escoge con propiedades funcionales que garantice, por ejemplo, que el modelo:

- Sea exacto. O sea: para cualquier dato $(P_k;U_k)$ se cumple que $f(P_k)=U_k$
- Sea acotado. O sea: saber que si se estima en cualquier coordenada $P \in \Omega$, el resultado $f(P)$ pertenece al dominio definido por los datos U_k
- Es óptimo con respecto a sus propiedades, forma y tipología.

Descripción del Modelo UPD

Este método, introducido por primera vez en un trabajo preliminar de (Legrá, 2015), es parte de una familia de métodos que se basan en el concepto de la distancia euclidiana suavizada (Bronshtein, 2007) a la que en lo que sigue se nombra **d**.

La distancia entre los puntos P_i y P_j de \mathbb{R}^n se denomina d_{ij} , y está dada por:

$$d_{ij} = \sqrt{(x_{i1} - x_{j1})^2 + \dots + (x_{in} - x_{jn})^2 + \delta^2} \quad (1)$$

Se designa factor de suavización (Franke, 1980) al parámetro $\delta \in \mathbb{R}$.

En particular la distancia suavizada entre la coordenada P_i y la coordenada $P_e=(x_{e1}; \dots; x_{en})$ se define por:

$$d_{ie} = \sqrt{(x_{i1} - x_{e1})^2 + \dots + (x_{in} - x_{en})^2 + \delta^2} \quad (2)$$

Dados los datos W y prefijado el parámetro q (potencia), se define la matriz cuadrada $[A]$.

$$[A] = \begin{bmatrix} d_{11}^q & \dots & d_{1m}^q \\ d_{21}^q & \dots & d_{2m}^q \\ \dots & \dots & \dots \\ d_{m1}^q & \dots & d_{mm}^q \end{bmatrix} \quad (3)$$

El valor de $q \neq 0$ debe escogerse de manera que garantice la existencia de la inversa de $[A]$.

A partir de la malla de datos también se define el vector $[U]$:

$$[U] = \begin{bmatrix} U_1 - \varepsilon(P_1) \\ U_2 - \varepsilon(P_2) \\ \dots \\ U_m - \varepsilon(P_m) \end{bmatrix} \quad (4)$$

Donde $\varepsilon(P)$ es una función que depende de P y se denomina Deriva o Desplazamiento de U y usualmente se toma como una constante (polinomio de grado 0) o como un polinomio de grado 1 o 2. Esta deriva constituye un parámetro del método UPD.

Para obtener el valor de U_e como una estimación del valor de U en las coordenadas P_e perteneciente a G , entonces se define el vector $[E]$.

$$[E] = [d_{P_e P_1}^q \quad d_{P_e P_2}^q \quad \dots \quad d_{P_e P_m}^q] \quad (5)$$

También se determina el vector $[L]$ resolviendo el sistema $[A][L]=[U]$. Entonces la expresión para estimar U_e se define por:

$$U_e = UPD(P_e) = [L][E] + \varepsilon(P_e) \quad (6)$$

Equivalente a:

$$U_e = \sum_{i=1}^m L_i d_{P_e P_i}^q + \varepsilon(P_e) \quad (7)$$

Este estimador UPD constituye una familia de interpoladores exactos basada en las variaciones de sus parámetros q , δ y $\varepsilon(P)$.

Modelos de los parámetros reológicos obtenidos.

$$\begin{aligned} \mu_a = & 0,02291d_{1P} + 0,00598d_{2P} + 0,00156d_{3P} - 0,01104d_{4P} - 3,27972E^5 d_{5P} + 0,003277d_{6P} + \\ & 0,004680d_{7P} - 0,009942d_{8P} - 0,010850d_{9P} - 0,001878d_{10P} + 0,0157583d_{11P} - 0,001864745d_{12P} - \\ & 0,00558d_{13P} - 0,000370d_{14P} + 0,0146953d_{15P} + 0,0464904d_{16P} + 0,0427403d_{17P} + \\ & 0,0309242d_{18P} + 0,0306947d_{19P} + 0,0433756d_{20P} + 0,0224190d_{21P} + 0,1010392d_{22P} + \\ & 0,0408189d_{23P} + 0,0361621d_{24P} - 0,0143033d_{25P} + 0,0113755d_{26P} - 0,022953d_{27P} + \\ & 0,003928d_{28P} - 0,109138d_{29P} - 0,055350d_{30P} - 0,042753d_{31P} + 0,0173862d_{32P} + \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& 0,00036220d_{33P} + 0,0129535d_{34P} + 0,0112266d_{35P} - 0,147509d_{36P} - 0,013894d_{37P} + \\
& 0,0994314d_{38P} + 0,1131460d_{39P} + 0,1377183d_{40P} + 0,1252790d_{41P} + 0,1523298d_{42P} + \\
& 0,0529902d_{43P} + 0,501153d_{44P} + 0,493034d_{45P} + 0,421942d_{46P} + 0,345063d_{47P} + 0,340137d_{48P} \\
& + 0,277950d_{49P} - 0,28388d_{50P} - 0,05902d_{51P} - 0,06165d_{52P} - 0,01044d_{53P} + 0,02950d_{54P} + \\
& 0,19371d_{55P} + 0,13971d_{56P} + 0,21732d_{57P} + 0,20404d_{58P} + 0,32240d_{59P} + 0,29986d_{60P} + \\
& 0,27537d_{61P} + 0,31414d_{62P} + 0,39228d_{63P} - 0,14098d_{64P} - 0,16935d_{65P} - 0,00838d_{66P} + \\
& 0,235621d_{67P} + 0,270722d_{68P} + 0,118497d_{69P} + 0,175142d_{70P} + 0,134687d_{71P} + 0,001575d_{72P} - \\
& 0,10611d_{73P} - 0,11170d_{74P} - 0,14496d_{75P} - 0,13518d_{76P} - 0,15778d_{77P} - 0,05125d_{78P} - \\
& 0,47841d_{79P} - 0,47512d_{80P} - 0,40792d_{81P} - 0,32918d_{82P} - 0,31875d_{83P} - 0,25990d_{84P} + \\
& 0,233632d_{85P} - 0,01020d_{86P} - 0,00146d_{87P} - 0,03745d_{88P} - 0,06595d_{89P} - 0,22710d_{90P} - \\
& 0,16415d_{91P} - 0,15925d_{92P} - 0,15466d_{93P} - 0,26406d_{94P} - 0,24687d_{95P} - 0,24254d_{96P} - \\
& 0,27726d_{97P} - 0,38331d_{98P} + 0,054843d_{99P} + 0,111264d_{100P} - 0,02427d_{101P} - 0,29567d_{102P} - \\
& 0,28800d_{103P} - 0,14374d_{104P} - 0,19318d_{105P} + 0,01414d_{106P} - 0,00508d_{107P} - 0,01122d_{108P} - \\
& 0,02114d_{109P} - 0,00813d_{110P} + 0,003161d_{111P} - 0,0041646d_{112P} - 0,03085d_{113P} - 0,05217d_{114P} - \\
& 0,03271d_{115P} - 0,02189d_{116P} - 0,01566d_{117P} - 0,028932d_{118P} - 0,01887d_{119P} + 0,12856d_{120P} + \\
& 0,10959d_{121P} + 0,07644d_{122P} + 0,06466d_{123P} + 0,03138d_{124P} + 0,03127d_{125P} + 0,02385735d_{126P} \\
& + 0,02481d_{127P} + 0,05613d_{128P} + 0,04440d_{129P} + 0,00398d_{130P} + 0,04442d_{131P} - 0,02815d_{132P} - \\
& 0,00116d_{133P} - 0,06832d_{134P} - 0,06992d_{135P} - 0,09058d_{136P} - 0,02044d_{137P} - 0,08222d_{138P} + \\
& 0,001162d_{139P} - 0,00495d_{140P} + 0,58325 \tag{7}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\tau_0 = & 0,13861d_{1P} - 0,08785d_{2P} + 0,06378d_{3P} - 0,13898d_{4P} - 0,049397d_{5P} - 0,112091d_{6P} - \\
& 0,050846d_{7P} + 0,409999d_{8P} + 0,852100d_{9P} + 0,26397d_{10P} \dots\dots\dots + 6,17736553d_{135P} + \\
& 6,20080692117029d_{136P} + 1,61566040d_{137P} + 2,47662537d_{138P} + 1,32784026d_{139P} + \\
& 0,72607115d_{140P} + 15,24379361 \tag{8}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
K = & 0,30836360d_{1P} + 0,06947308d_{2P} + 0,04634515d_{3P} - 0,01948415d_{4P} - 0,02330376d_{5P} + \\
& 0,019716561d_{6P} + 0,001867596d_{7P} - 0,00149977d_{8P} - 0,00782369d_{9P} - 0,00999789d_{10P} \\
& \dots - 0,75452512d_{135P} - 0,94279108d_{136P} - 0,09957060d_{137P} - 0,34511903d_{138P} - \\
& 0,08735634d_{139P} + 0,079826664d_{140P} + 3,572354969
\end{aligned} \tag{9}$$

$$\begin{aligned}
n = & - 0,01630667d_{1P} - 0,00804455d_{2P} - 0,00537808d_{3P} + 0,007002687d_{4P} + 0,001238654d_{5P} - \\
& 0,00243608d_{6P} + 0,002822987d_{7P} + 0,005098433d_{8P} - 1,77130803E^5d_{9P} + 0,00585702d_{10P} \\
& \dots + 0,003687319d_{135P} + 0,002174395d_{136P} + 0,001075023d_{137P} + 0,008056378d_{138P} + \\
& 0,012019578d_{139P} - 0,00247644d_{140P} + 0,691783183
\end{aligned} \tag{10}$$

Anexo 14. Ventana aplicación informática para la optimización

Optimización de Operación de Bombeo de Pulpas Crudas

Datos de los espesadores

Espesador	TKA	TKB	TKC	TKD	TKE	TKF
Volumen Actual (m ³)	65000	55000	45000	25000	00800	650
Volumen Útil (m ³)	950	950	950	0	800	950
% de Sólidos	46	45	47	40	44	47
Temperatura GC	28	27	28	29	28	27
Número Mineral	7,6	7,9	8	8,3	9,2	8,7
Coefficiente S	5,5	5,9	6	5,3	7	8
Ma	1.4405334201941	1.25306570770484	1.68387670140669	0.599130305528292	1.03957980746718	1.6
to	29.8637408379529	30.1043294252584	35.4964089022028	12.7222560421821	36.0457862045523	46.1
K	9.49774710827915	8.76552120372982	10.9797561180456	5.03534264408847	8.77414242399556	11.1
n	0.65848644672869	0.645911250022698	0.6620169075432	0.622545937709831	0.604728675410976	0.6

Datos Generales

Q Total: m³/h

Delta Q:

%S Total: %

Delta %S:

Datos de Búsqueda de Óptimos

Q inicial: %

Q Final: %

Total Pasos G:

Total Puntos en el Refinamiento:

Pasos en el Refinamiento:

Criterios de Optimización (FO):

Menor Suma de N

Mayor Promedio Eficiencia

Menor Dispersión de Flujos

Menor Dispersión de Velocidades

Menor Dispersión de Potencias

Menor Dispersión Flujo • Menor Suma de N

Menor Dispersión Flujo • Mayor Prom Efic.

Menor Suma de N • Mayor Prom Efic.

Considerando:

Media Aritmética

Valor Deseado

Deseado Porcentual

Mejor Flujo Deseado:

Mejor Velocidad Deseada:

Mejor Potencia Deseada:

Rangos de Caudales:

Buscar Óptimos

Refina en entorno del punto:

Total 1 = Total 2 =

Grabar los primeros:

Información del proceso de optimización:

Figura 1.14A. Pantalla para la optimización del sistema de bombeo de pulpa cruda

Optimización de sistema de bombeo de pulpas precalentadas

Requerimientos del proceso en un reactor

Volumen Total Solicitado (1 h) y define el valor de Q: gpm m³/hora

Presión Solicitada. Es el valor de P: Libras/pulg² mca kPa

Características de la pulpa en CP1

Volumen Disponible: Ma (Viscosidad aparente):

% de Sólido: T0 (Esfuerzo cortante inicial):

Temperatura: K (Índice de consistencia):

Número de Mineral: n (Índice de flujo):

Calcular Reología de (densidad):

Características del Motor de la Bomba Volumétrica

U = I = Cos(F) = N = **Calcular**

Datos de bomba de desplazamiento positivo

Presión de succión: lib/pulg² mca kPa

me: M1: M2: n real:

Presión de diseño: bar

QT: ng (chapa): qw: C

Rendimiento Volumétrico: Gasto en Fugas q1: C

Calcular P(Q)

b: m: P:

Calcular n para lograr P y Q

n real: Nu: R: N:

Datos y Cálculos de una Bomba Centrífuga

Velocidad Estándar: Velocidad Máxima:

a: b: c: d: e: f:

Resistencia de la Red: Diámetro Tubería: Altura Geométrica de Impulsión: Longitud Tubería: Pérdida por Fricción: **Calcular** Calcula H de la red

Hagua: con velocidad estándar ne Hpulpas: CH:

Hdes: n: Na: Np: R:

Optimizar

Criterio (FO): Menor Potencia Total Mayor Media de Eficiencias

Valor Mínimo de Presión de Succión: mca Valor Máximo de Presión de Succión: mca Paso de Búsqueda: mca

Calcular kPa

Presión de Succión: mca lib/pulg² nc: nd: SN: RP:

Velocidad Máxima Bomba de Desplazamiento Positivo: **Salir**

Figura 2.14A. Pantalla para la optimización del sistema de bombeo de pulpa precalentada

Anexo 15. Resultados de las Funciones Objetivos

Tabla 1. A15. FO. Menor Dispersión de Flujo

Variable	i=A	i=B	i=C	i=D	i=E	i=F
Q_i (m ³ /h)	331,14	330,08	330,08	0,00	279,10	329,77
H_i (m)	35,47	32,77	33,59	0,00	49,75	55,79
n_i (r/min)	1002,42	910,39	937,16	0,00	1295,66	1705,07
N_i (kW)	69,00	62,19	65,38	0,00	88,80	118,01
R_i (%)	0,69	0,70	0,70	0,00	0,62	0,64
N_{motor} (kW)	75,89	68,40	71,91	0	97,67	129,81

Tabla 2. A15. FO. Menor Dispersión de Velocidades

Variable	i=A	i=B	i=C	i=D	i=E	i=F
Q_i (m ³ /h)	441,94	456,48	456,48	0,000	148,78	91,51
H_i (m)	36,76	31,37	34,64	0,000	46,60	46,78
n_i (r/min)	1100	904	1021	0,000	1135	1138
N_i (kW)	89,20	76,80	86,77	0,000	73,97	113,48
R_i (%)	0,74	0,75	0,74	0,000	0,37	0,15
N_{motor} (kW)	98,12	84,49	95,45	0,000	81,37	124,83

Tabla 3. A15. FO. Menor Dispersión de Potencias

Variable	i=A	i=B	i=C	i=D	i=E	i=F
Q_i (m ³ /h)	363,58	421,93	403,29	0,00	204,53	202,01
H_i (m)	35,85	33,37	34,20	0,00	48,03	51,40
n_i (r/min)	1027	959	981	0,00	1199	1351
N_i (kW)	73,55	76,71	77,39	0,00	77,63	88,09
R_i (%)	0,72	0,74	0,73	0,00	0,50	0,48
N_{motor} (kW)	80,91	84,38	85,13	0,00	85,39	96,90

Tabla 4. A15.FO. Menor Dispersión de flujo + Menor Suma de Potencia

Variable	i=A	i=B	i=C	i=D	i=E	i=F
Q_i (m ³ /h)	331,14	344,63	331,14	0,00	273,07	315,23
H_i (m)	35,47	32,86	33,60	0,00	49,61	55,32
n_i (r/min)	1002	917	937	0,00	1287	1653
N_i (kW)	69,00	64,31	65,54	0,00	87,07	113,81
R_i (%)	0,69	0,71	0,70	0,00	0,62	0,63
N_{motor} (kW)	75,90	70,74	72,09	0,00	95,77	125,19

Tabla 5. A15. FO. Menor dispersión de flujo y Mayor promedio de Eficiencia

Variable	i=A	i=B	i=C	i=D	i=E	i=F
Q_i (m ³ /h)	338,41	315,23	333,56	0,00	273,07	344,63
H_i (m)	35,55	32,67	33,62	0,00	49,61	56,27
n_i (r/min)	1007,87	903,73	939,05	0,00	1287,20	1762,10
N_i (kW)	70,16	59,88	65,92	0,00	87,07	122,24
R_i (%)	0,70	0,69	0,70	0,00	0,62	0,65
N_{motor} (kW)	77,18	65,87	72,51	0,00	95,77	134,46

Tabla 6. A15.FO. Menor Promedio de Eficiencia y Menor Dispersión de Flujo

Variable	i=A	i=B	i=C	i=D	i=E	i=F
Q_i (m ³ /h)	362,21	451,64	396,02	0,00	393,00	0,00
H_i (m)	35,84	33,57	34,14	0,00	49,90	0,00
n_i (r/min)	1026,57	978,89	976,77	0,00	1362,77	0,00
N_i (kW)	73,39	81,45	76,17	0,00	111,18	0,00
R_i (%)	0,72	0,75	0,73	0,00	0,70	0,00
N_{motor} (kW)	80,72	89,60	83,79	0,00	122,30	0,00

Anexo 16. Ejemplos de punto de operación con soluciones de optimización

Caudal B1, m³/h	Caudal B2, m³/h	Caudal B3, m³/h	Caudal B4, m³/h	Caudal B5, m³/h	Caudal B6 m³/h	Caudal total m³/h	Altura B1, m	Altura B2, m	Altura B3, m	Altura B4 m	Altura B5 m	Altura B6 m
414,66	456,48	451,64	0,00	273,07	0,00	1595,85	36,45	31,37	34,60	0,00	49,61	0,00
420,88	456,48	446,79	0,00	270,94	0,00	1595,08	36,52	31,37	34,56	0,00	49,57	0,00
417,08	456,48	449,21	0,00	273,07	0,00	1595,85	36,48	31,37	34,58	0,00	49,61	0,00
420,88	456,48	449,21	0,00	268,90	0,00	1595,47	36,52	31,37	34,58	0,00	49,52	0,00
414,66	456,48	449,21	0,00	275,11	0,00	1595,47	36,45	31,37	34,58	0,00	49,66	0,00
420,88	456,48	451,64	0,00	266,86	0,00	1595,85	36,52	31,37	34,60	0,00	49,48	0,00
423,30	456,48	444,36	0,00	270,94	0,00	1595,08	36,55	31,37	34,54	0,00	49,57	0,00
419,51	456,48	446,79	0,00	273,07	0,00	1595,85	36,50	31,37	34,56	0,00	49,61	0,00
414,66	456,48	454,06	0,00	273,07	0,00	1598,27	36,45	31,37	34,62	0,00	49,61	0,00
420,88	456,48	445,42	0,00	273,07	0,00	1595,85	36,52	31,37	34,55	0,00	49,61	0,00
417,08	456,48	446,79	0,00	275,11	0,00	1595,47	36,48	31,37	34,56	0,00	49,66	0,00
423,30	456,48	446,79	0,00	268,90	0,00	1595,47	36,55	31,37	34,56	0,00	49,52	0,00
425,72	456,48	441,94	0,00	270,94	0,00	1595,08	36,58	31,37	34,52	0,00	49,57	0,00
421,93	456,48	444,36	0,00	273,07	0,00	1595,85	36,53	31,37	34,54	0,00	49,61	0,00
427,09	456,48	440,57	0,00	270,94	0,00	1595,08	36,59	31,37	34,51	0,00	49,57	0,00

Caudal B1, m ³ /h	Caudal B2, m ³ /h	Caudal B3, m3/h	Caudal B4, m3/h	Caudal B5, m3/h	Caudal B6, m3/h	Caudal total, m3/h	Altura, B1 m	Altura B2, m	Altura B3, m	Altura B4, m	Altura B5, m	Altura B6, m
417,08	456,48	451,64	0,00	273,07	0,00	1598,27	36,48	31,37	34,60	0,00	49,61	0,00
423,30	456,48	449,21	0,00	266,86	0,00	1595,85	36,55	31,37	34,58	0,00	49,48	0,00
428,15	456,48	439,52	0,00	270,94	0,00	1595,08	36,60	31,37	34,50	0,00	49,57	0,00
419,51	456,48	444,36	0,00	275,11	0,00	1595,47	36,50	31,37	34,54	0,00	49,66	0,00
423,30	456,48	443,00	0,00	273,07	0,00	1595,85	36,55	31,37	34,53	0,00	49,61	0,00
420,88	456,48	449,21	0,00	270,94	0,00	1597,51	36,52	31,37	34,58	0,00	49,57	0,00
425,72	456,48	444,36	0,00	268,90	0,00	1595,47	36,58	31,37	34,54	0,00	49,52	0,00
429,51	456,48	438,15	0,00	270,94	0,00	1595,08	36,62	31,37	34,49	0,00	49,57	0,00
446,79	456,48	420,88	0,00	270,94	0,00	1595,08	36,82	31,37	34,35	0,00	49,57	0,00

r/min B1	r/min B2	r/min B3	r/min B4	r/min B5	r/min B6	Potencia de bombeo B1, kW	Potencia de bombeo B2, kW	Potencia de bombeo B3, kW	Potencia de bombeo B4, kW	Potencia de bombeo B5, kW	Potencia de bombeo B6, kW
1072,98	904,91	1017,43	0,00	1287,20	0,00	83,86	76,81	85,84	0,00	87,07	0,00
1079,03	904,91	1013,57	0,00	1284,24	0,00	85,07	76,81	85,20	0,00	86,65	0,00
1075,33	904,91	1015,49	0,00	1287,20	0,00	84,32	76,81	85,54	0,00	87,07	0,00
1079,03	904,91	1015,49	0,00	1281,42	0,00	85,07	76,81	85,54	0,00	86,37	0,00
1072,98	904,91	1015,49	0,00	1290,04	0,00	83,86	76,81	85,54	0,00	87,61	0,00
1079,03	904,91	1017,43	0,00	1278,62	0,00	85,07	76,81	85,84	0,00	86,13	0,00
1081,42	904,91	1011,67	0,00	1284,24	0,00	85,56	76,81	84,83	0,00	86,65	0,00
1077,69	904,91	1013,57	0,00	1287,20	0,00	84,80	76,81	85,20	0,00	87,07	0,00
1072,98	904,91	1019,38	0,00	1287,20	0,00	83,86	76,81	86,14	0,00	87,07	0,00
1079,03	904,91	1012,49	0,00	1287,20	0,00	85,07	76,81	84,99	0,00	87,07	0,00
1075,33	904,91	1013,57	0,00	1290,04	0,00	84,32	76,81	85,20	0,00	87,61	0,00
1081,42	904,91	1013,57	0,00	1281,42	0,00	85,56	76,81	85,20	0,00	86,37	0,00
1083,83	904,91	1009,78	0,00	1284,24	0,00	86,06	76,81	84,44	0,00	86,65	0,00
1080,07	904,91	1011,67	0,00	1287,20	0,00	85,29	76,81	84,83	0,00	87,07	0,00
1085,20	904,91	1008,72	0,00	1284,24	0,00	86,33	76,81	84,22	0,00	86,65	0,00
1075,33	904,91	1017,43	0,00	1287,20	0,00	84,32	76,81	85,84	0,00	87,07	0,00
1081,42	904,91	1015,49	0,00	1278,62	0,00	85,56	76,81	85,54	0,00	86,13	0,00
1086,27	904,91	1007,91	0,00	1284,24	0,00	86,55	76,81	84,04	0,00	86,65	0,00
1077,69	904,91	1011,67	0,00	1290,04	0,00	84,80	76,81	84,83	0,00	87,61	0,00
1081,42	904,91	1010,60	0,00	1287,20	0,00	85,56	76,81	84,62	0,00	87,07	0,00
1079,03	904,91	1015,49	0,00	1284,24	0,00	85,07	76,81	85,54	0,00	86,65	0,00
1083,83	904,91	1011,67	0,00	1281,42	0,00	86,06	76,81	84,83	0,00	86,37	0,00

Eficiencia B1	Eficiencia B2	Eficiencia B3	Eficiencia B4	Eficiencia B5	Eficiencia B6
0,73	0,75	0,75	0,00	0,62	0,00
0,73	0,75	0,74	0,00	0,62	0,00
0,73	0,75	0,75	0,00	0,62	0,00
0,73	0,75	0,75	0,00	0,61	0,00
0,73	0,75	0,75	0,00	0,62	0,00
0,73	0,75	0,75	0,00	0,61	0,00
0,74	0,75	0,74	0,00	0,62	0,00
0,73	0,75	0,74	0,00	0,62	0,00
0,73	0,75	0,75	0,00	0,62	0,00
0,73	0,75	0,74	0,00	0,62	0,00
0,73	0,75	0,74	0,00	0,62	0,00
0,74	0,75	0,74	0,00	0,61	0,00
0,74	0,75	0,74	0,00	0,62	0,00
0,73	0,75	0,74	0,00	0,62	0,00
0,74	0,75	0,74	0,00	0,62	0,00
0,73	0,75	0,75	0,00	0,62	0,00
0,74	0,75	0,75	0,00	0,61	0,00
0,74	0,75	0,74	0,00	0,62	0,00
0,73	0,75	0,74	0,00	0,62	0,00
0,74	0,75	0,74	0,00	0,62	0,00

Anexo 17. Instalación de hidrotransporte

La instalación de hidrotransporte del Instituto Superior Minero Metalúrgico, Figura 1.A17, consta de un tanque (TK1), para almacenar la pulpa a diferentes concentraciones de sólidos, un agitador acoplado a su árbol (S1) para homogenizar la mezcla, dos motores de inducción (M1) y (M2) una bomba centrífuga (B1) con una capacidad de 160 m³/h que forman el sistema de bombeo del fluido por toda la tubería pasando por un Flujómetro electromagnético (FIT), ocho puntos de toma de presión desde (MN1) hasta (MN8) y seis puntos de toma de temperatura desde (PT1) hasta (PT6), tres tramos de tubería para determinar las pérdidas hidráulicas, los cuales poseen un diámetro de 78; 100 y 150 mm. El control y supervisión se realiza mediante la red de campo, PLC y variador de velocidad, Figura 2.A17. El drenaje del sistema se realiza por la válvula (13). Durante la toma de datos experimentales, la instalación opera en circuito cerrado (succión, impulsión y tanque).

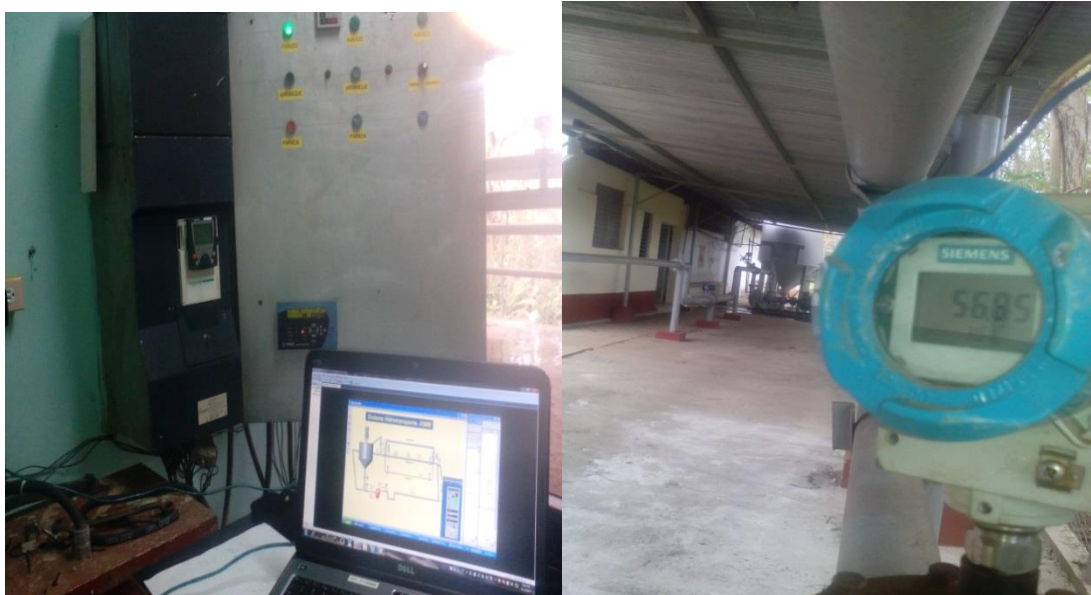


Figura 1.A17. Instalación de hidrotransporte del Instituto Superior Minero Metalúrgico

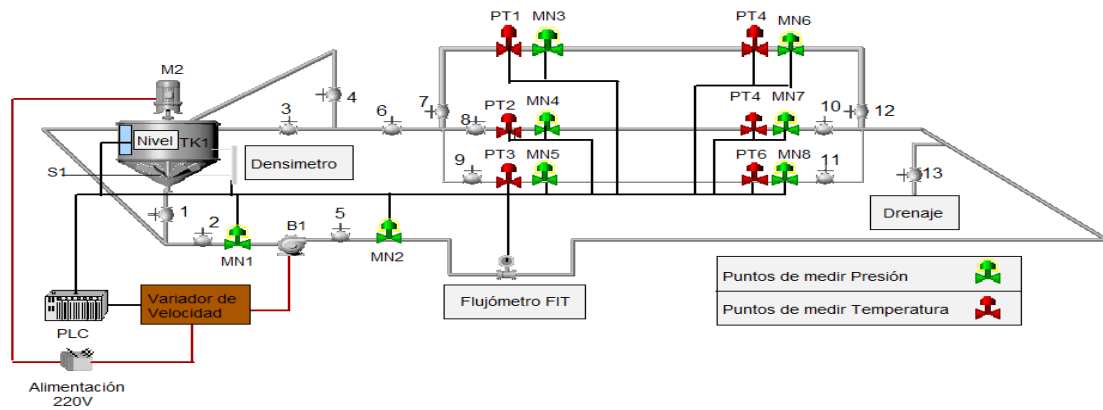


Figura 2.A17. Esquema de la instalación y sus sistemas de mediciones

El software CitectSCADA instalado, viene de las siglas de "Supervisory Control And Data Acquisition", es decir: adquisición de datos y control de supervisión. Se trata de una aplicación especialmente diseñada para funcionar sobre ordenadores en el control de producción, proporcionando comunicación con los dispositivos de campo (controladores autónomos, RTU, autómatas programables (PLCs), etc.) y controlando el proceso de forma automática desde la pantalla del ordenador, Figura 3.A17. Además, provee de toda la información que se genera en la instalación a diversos usuarios, tanto del mismo nivel como de otros supervisores dentro de la instalación: control de calidad, supervisión y mantenimiento.

El control PID instalado, se realiza a través de un lazo de retroalimentación que permite regular la velocidad, presión y flujo para mantener el punto de operación del sistema de bombeo Figura 4 A17. El algoritmo de cálculo del control PID se da en tres parámetros distintos: el proporcional, el integral, y el derivativo. El valor Proporcional determina la reacción del error actual. El Integral genera una corrección proporcional a la integral del error, esto nos asegura que aplicando un esfuerzo de control suficiente, el error de seguimiento se reduce a cero. El Derivativo determina la reacción del tiempo en el que el error se produce. La

suma de estas tres acciones es usada para ajustar la velocidad de giro de la bomba en función de los parámetros reológicos de la pulpa laterítica, ver Figura 5 A17.

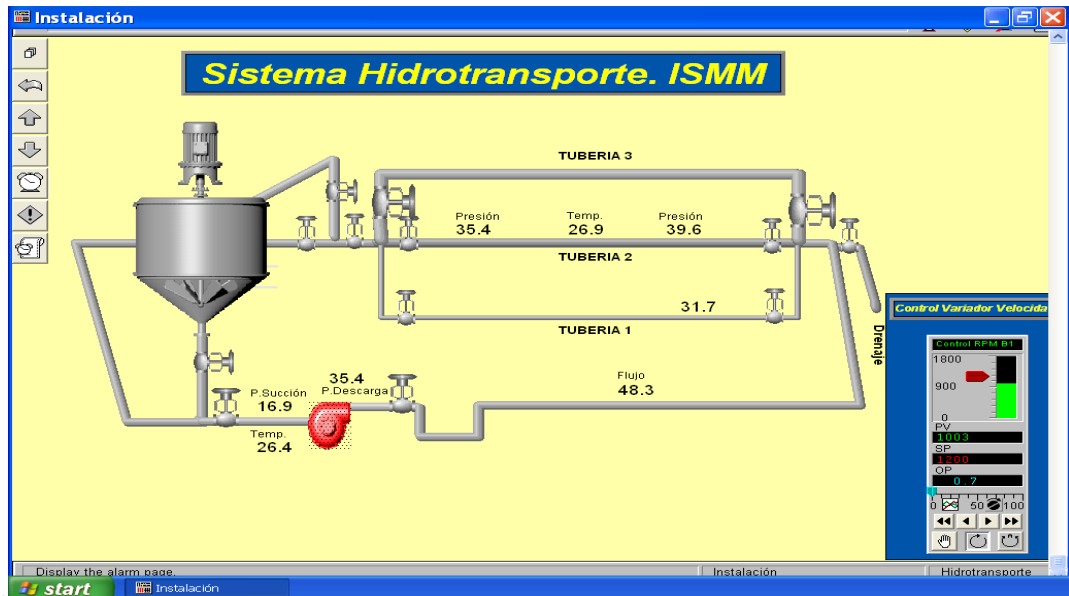


Figura 3.A17. Sistema de supervisión de la instalación

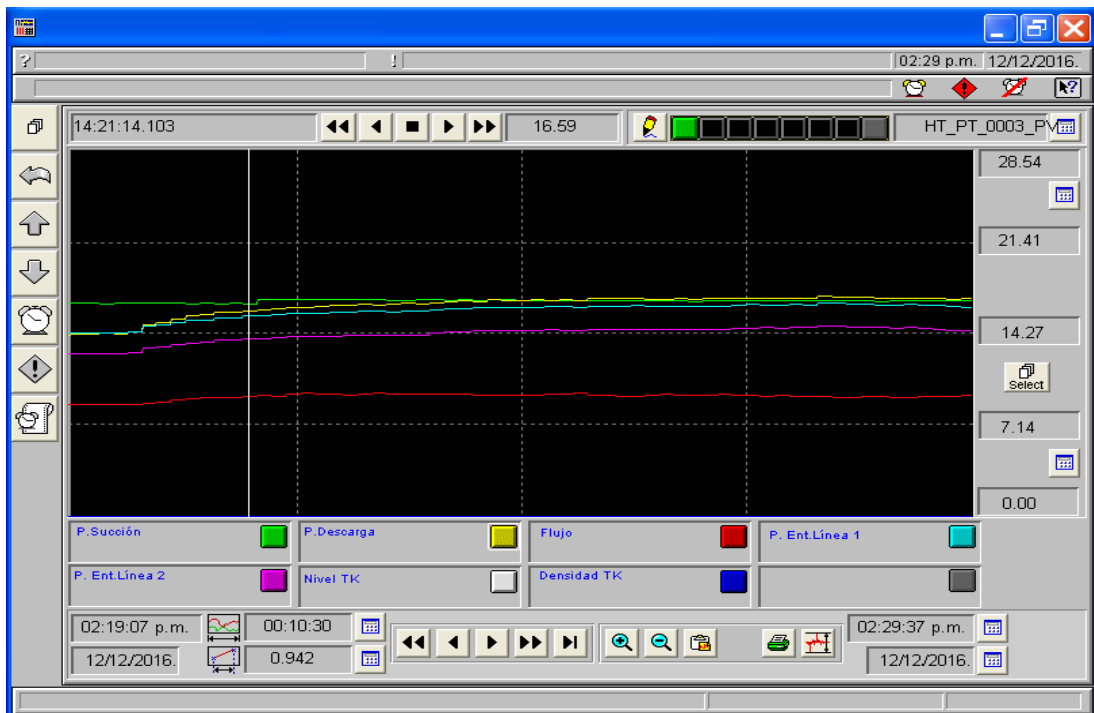


Figura 4.A17. Control de Variables

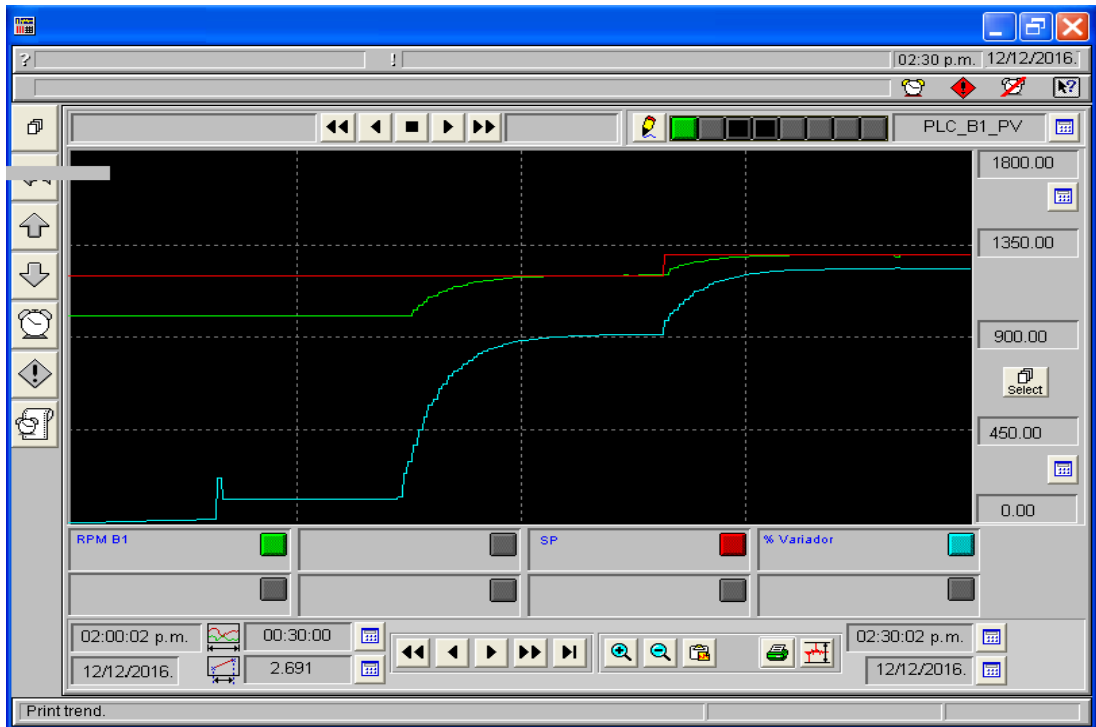


Figura 5.A17. Ventana que muestra el control PID