

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“EVALUACIÓN DEL EFECTO DE LA DISMINUCIÓN DEL PERFIL DE
TEMPERATURA EN LA PRODUCTIVIDAD DEL LICOR Y EN LA
CALIDAD DEL TRIHIDRATO DE ALÚMINA OBTENIDO EN EL
CIRCUITO DE PRECIPITACIÓN DE ALÚMINA DE C.V.G BAUXILUM”.**

Realizado por:

Alvaro Luis Magdaleno

Trabajo de Grado presentado ante la Universidad de Oriente como Requisito

Parcial para optar al Título de:

INGENIERO QUÍMICO

Puerto La Cruz, junio de 2009

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“EVALUACIÓN DEL EFECTO DE LA DISMINUCIÓN DEL PERFIL DE
TEMPERATURA EN LA PRODUCTIVIDAD DEL LICOR Y EN LA
CALIDAD DEL TRIHIDRATO DE ALÚMINA OBTENIDO EN EL
CIRCUITO DE PRECIPITACIÓN DE ALÚMINA DE C.V.G BAUXILUM”.**

ASESORES

Ing. Químico Yuvi Moreno (Esp.)

Asesor Académico

Ing. Químico Roco Mendoza

Asesor Industrial

Puerto La Cruz, junio de 2009

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“EVALUACIÓN DEL EFECTO DE LA DISMINUCIÓN DEL PERFIL DE
TEMPERATURA EN LA PRODUCTIVIDAD DEL LICOR Y EN LA
CALIDAD DEL TRIHIDRATO DE ALÚMINA OBTENIDO EN EL
CIRCUITO DE PRECIPITACIÓN DE ALÚMINA DE C.V.G BAUXILUM”.**

JURADO

Ing. Químico Yuvi Moreno (Esp.)
Asesora Académica

Ing. Químico Yaneis Obando (MSc.)
Jurado Principal

Ing. Químico Frank Parra
Jurado Principal

Puerto La Cruz, junio de 2009

RESOLUCIÓN

De acuerdo al Artículo 44 del Reglamento de Trabajos de Grado:

“Los trabajos de grado son de exclusiva propiedad de la universidad de oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del consejo del núcleo respectivo, el cual lo participará al consejo universitario”.

RESUMEN

En el presente trabajo se realizó una evaluación del comportamiento de la productividad y parámetros de calidad del trihidrato de alúmina obtenido en el circuito de precipitación de C.V.G BAUXILUM ante una disminución en el perfil de temperatura, para así escoger donde resultaría más factible realizar dicho enfriamiento para mejorar los aspectos mencionados anteriormente. El proyecto consistió en enfriar en 5 ° C y 8° C un 35,71% de la corriente de entrada de las zonas de aglomeración y de crecimiento de dicho circuito. Para tal fin se utilizó un equipo que simula el circuito de precipitación de alúmina donde se realizaron dos corridas una para un enfriamiento de 5 ° C y otra para el de 8 ° C en conjunto con la corrida de planta (sin enfriamiento). Las muestras obtenidas fueron analizadas en el laboratorio del departamento de control de calidad de C.V.G BAUXILUM, para así obtener el comportamiento de la productividad y los parámetros de calidad. Una vez obtenidos estos resultados se inició el proceso de evaluación de los mismos comparándolos con los valores de planta, hallándose que donde se obtiene mayor ganancia de productividad y mejores patrones de calidad de trihidrato de alúmina es para la zona de crecimiento esto para cada enfriamiento, obteniéndose una ganancia de productividad en promedio para ambas corridas de 2,07 g/L.

INDICE GENERAL

| | |
|--|------|
| RESOLUCIÓN | iv |
| RESUMEN..... | v |
| INDICE GENERAL | vi |
| INDICE DE TABLAS | ix |
| INDICE DE FIGURAS..... | x |
| DEDICATORIA | xii |
| AGRADECIMIENTOS | xiii |
| CAPÍTULO I..... | 15 |
| INTRODUCCIÓN | 15 |
| 1.1 La empresa | 15 |
| 1.1.1 Ubicación y características..... | 15 |
| 1.2 Descripción del proceso productivo de la operadora de alúmina ^[2] | 18 |
| 1.2.1. Áreas Operacionales del Proceso Productivo de la Operadora de Alúmina | 21 |
| 1.3 Planteamiento del problema..... | 33 |
| 1.4 Objetivos | 36 |
| 1. 4.1 Objetivo General..... | 36 |
| 1.4.2 Objetivos Específicos..... | 36 |
| CAPÍTULO II | 38 |
| MARCO TEÓRICO..... | 38 |
| 2.1 Antecedentes | 38 |
| 2.2 Fundamentos del proceso de precipitación | 39 |
| 2.2.1 Química del Proceso de Precipitación ^[2] | 39 |
| 2.2.2 Factores que influyen en la productividad | 45 |
| 2.2.3 Mecanismo de formación de hidrato en precipitación | 47 |
| 2.2.4 Parámetros que afectan la calidad del trihidrato de alúmina producto | 58 |
| 2.3 Condiciones operativas del proceso | 63 |

| | |
|--|----|
| 2.4 Definiciones básicas..... | 64 |
| CAPÍTULO III..... | 67 |
| DESARROLLO DEL TRABAJO | 67 |
| 3.1 Tipo de investigación..... | 67 |
| 3.2 Técnicas e instrumentos de recolección de datos..... | 68 |
| 3.2.1 Revisión Bibliográfica | 69 |
| 3.2.2 Observación Directa..... | 69 |
| 3.2.3 Entrevistas no Estructuradas | 69 |
| 3.3 Preparación previa para el logro de los objetivos planteados | 69 |
| 3.3.1 Descripción del proceso de recolección de datos..... | 70 |
| 3.3.2 Estudio piloto | 71 |
| 3.4 Procedimiento para el logro de los objetivos estudiados | 78 |
| 3.4.1 Realización de ensayos de los parámetros de calidad en el circuito de precipitación de alúmina con las variaciones de temperatura realizadas en el perfil térmico | 79 |
| 3.4.2 Cálculo de la ganancia de productividad disminuyendo el perfil térmico en 5 °C y posteriormente en 8°C tanto en la fase de aglomeración como en la de crecimiento del circuito de precipitación de alúmina | 81 |
| 3.4.3 Evaluación de las condiciones granulométricas de las partículas de alúmina para los cambios de temperatura realizados..... | 83 |
| 3.6 Selección del cambio de temperatura realizado con el cual se logra un mejor estándar en los parámetros de calidad y mayor productividad en el circuito de precipitación de alúmina..... | 83 |
| CAPÍTULO IV..... | 85 |
| DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES..... | 85 |
| 4.1 Análisis de los parámetros de calidad..... | 86 |
| 4.1.1 Fracción Molar Cáustica (FMC)..... | 88 |
| 4.1.2 Cáustica Total (Na_2O_t), Carbonato de Sodio (Na_2CO_3), Oxalato de Sodio ($\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$) y Óxido de Sílice (SiO_2)..... | 88 |

| | |
|---|-----|
| 4.1.3 Índice de Atrición..... | 91 |
| 4.1.4 Índice de Aglomeración..... | 93 |
| 4.2 Análisis de la ganancia de Productividad..... | 93 |
| 4.3 Análisis granulométricos para las muestras estudiadas | 95 |
| 4.3.1 Generación de Partículas Superfinas..... | 95 |
| 4.3.2 Porcentaje de Partículas con Granulometría Menor de 45µm (%<45 µm)..... | 98 |
| 4.4 Conclusiones | 100 |
| 4.5 Recomendaciones..... | 101 |
| BIBLIOGRAFÍA | 102 |
| ANEXOS | 104 |
| METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:..... | 129 |

INDICE DE TABLAS

| | |
|---|----|
| Tabla 3.1 Condiciones operativas del circuito de precipitación en C.V.G Bauxilum | 72 |
| Tabla 3.2 Temperatura requerida en los Tanques N° 2 para la zonas de aglomeración y crecimiento | 75 |
| Tabla 3.4 Condiciones de operación constante para cada enfriamiento | 76 |
| Tabla 3.5 Concentraciones de cáustica para cada ensayo | 82 |
| Tabla 4.1 Parámetros de calidad obtenidos ante los enfriamientos realizados | 87 |
| Tabla 4.2 Comportamiento de la productividad ante los enfriamientos realizados | 94 |
| Tabla 4.3 Comportamiento de los súper finos y producto grueso ante los enfriamientos realizados..... | 96 |

INDICE DE FIGURAS

| | |
|---|----|
| Figura 1.1 Vista aérea de la empresa C.V.G. Bauxilum ^[1] | 16 |
| Figura 1.2 Diagrama de bloques del proceso de producción de alúmina a partir de bauxita de la empresa C.V.G Bauxilum..... | 20 |
| Figura 1.3 Molino de bolas en el área de trituración y molienda..... | 23 |
| Figura 1.4 Tanques digestores | 24 |
| Figura 1.5 Clasificadores | 25 |
| Figura 1.6 Tren de espesadores y lavadores (área de sedimentación y lavado de lodo rojo)..... | 26 |
| Figura 1.7 Tanques de caustificación..... | 26 |
| Figura 1.8 Filtro Kelly usado en el área de filtración de seguridad | 27 |
| Figura 1.9 Tren de tanques expansores que conforman el área de enfriamiento por expansión instantánea..... | 28 |
| Figura 1.10 Tanques Precipitadores..... | 29 |
| Figura 1.11 Intercambiadores de calor..... | 30 |
| Figura 1.12 Filtro de tambor al vacío..... | 31 |
| Figura 1.13 Filtro de disco al vacío..... | 32 |
| Figura 1.14 Filtro plano al vacío | 32 |
| Figura 1.15 Calcinadores | 33 |
| Figura 2.1 Curva de equilibrio de la concentración de alúmina con relación a la temperatura ^[2] | 41 |
| Figura 2.2 Curva de equilibrio de la fracción molar cáustica con relación a la temperatura ^[2] | 41 |
| Figura 2.3 Pruebas de nucleacion para la determinación de coeficientes de velocidad ^[2] | 49 |
| Figura 2.4 Aumento del tamaño de la partícula en la fase de aglomeración ^[2] | 52 |
| Figura 2.5. Pruebas de aglomeración mostrando influencia de agitación ^[2] | 53 |

| | |
|--|----|
| Figura 2.6. Perfil de temperatura previsto para Interálumina. (Interálumina nombre antiguo de Bauxilum)..... | 62 |
| Figura 2.7 Perfil típico de fracción molar cáustica prevista para Interálumina. | 63 |
| Figura 3.1 Vista frontal del equipo que simula el proceso de precipitación de C.V.G BAUXILUM..... | 71 |
| Figura 3.2 Vista lateral del equipo que simula el proceso de precipitación de C.V.G BAUXILUM..... | 72 |
| Figura 3.3 Enfriamiento de 5 °C en la fase de aglomeración..... | 73 |
| Figura 3.4 Enfriamiento de 5 °C en la fase de crecimiento..... | 75 |
| Figura 4.1 Comportamiento de la cáustica total ante los enfriamientos realizados | 89 |
| Figura 4.2 Comportamiento del carbonato de sodio ante los enfriamientos realizados | 90 |
| Figura 4.3 Comportamiento del oxalato de sodio ante los enfriamientos realizados.. | 90 |
| Figura 4.4 Comportamiento del índice de atrición ante los enfriamientos realizados | 92 |
| Figura 4.5 Comportamiento de la productividad ante los enfriamientos realizados... | 95 |
| Figura 4.6 Comportamiento de la generación de partículas súper finas ante los enfriamientos realizados..... | 97 |
| Figura 4.7 Comportamiento de la granulometría <45 µm ante los enfriamientos realizados | 99 |

DEDICATORIA

A la Memoria de Rosaura Figueredo de Magdaleno, quien fue mi abuela, madre y amiga, roca fundadora de mi formación como persona y como profesional, tus consejos los llevo como mis más valiosos tesoros, siempre estará conmigo mamá logrando metas, Dios te tenga en la gloria.

A Salvador Magdaleno, pilar fundamental de mi vida, abuelo y padre a la vez, tu personalidad conciliadora te caracteriza, siempre has estado allí dando tu mano cuando más te necesitamos te quiero viejo Dios te bendiga.

AGRADECIMIENTOS

Principalmente a Dios, por siempre colocarme donde tengo que estar y bendecirme con la familia que tengo.

A mi madre, Edith Magdaleno, por traerme al mundo y por siempre estar allí apoyándome en las buenas y en las malas, dándome sus consejos, llevándome de la mano escalón por escalón, gracias madre.

A mi tía, Iris Magdaleno, quien la considero una madre para mí, si he llegado hasta aquí es por ti, siempre has sido mi ejemplo a seguir, gracias por siempre contar con su apoyo y su sabiduría, te quiero mucho madre.

A Martin Flores, por contribuir enormemente en este logro de mi vida, te considero mi hermano mayor, gracias hermano se que siempre contaré contigo.

A mis hermanos Liliana Magdaleno, Cristela Magdaleno, Rosiris Contreras, Ronald Magdaleno, Rairis Contreas, Saraieth Magdaleno, Yunni Magdaleno y Jhonnatan Magdaleno por contribuir en este logro y siempre estar allí cuando más los necesité.

A mi tutor y amigo Roco Mendoza por todo su apoyo brindado y influir enormemente en mi formación profesional, tus consejos me llevaron a cumplir esta meta, gracias.

A mi tutora, Yuvi Moreno y a mi hermano, Anthony González quienes han sido mis amigos en las buenas y en la malas, siendo guías y consejeros, ustedes me han enseñado el verdadero valor de una amistad.

A mis amigos, Francisco Guzmán, Eduardo Luces hijo, Eduardo Luces padre, Carlos Luces y Ligia Guzmán, por brindarme su apoyo en el desarrollo de mis pasantías y tenderme la mano adoptándome como un miembro más de su familia cuando era un forastero en Puerto Ordaz.

Al personal de control de calidad, Jesús Cabrera, Enio Rodríguez, El catire y Capelu, gracias por ser guías y brindarme sus conocimientos y experiencia, es un orgullo haber trabajado con un equipo tan bueno.

Al Sr. Luis Parra y al Sr. Geraldo Zambrano por tenderme la mano cuando más los necesité, dándome una oportunidad en su empresa para financiar mi tesis, han sido maestros en mi formación como profesional, gracias de todo corazón.

A mis amigos Carlos Parra, Yesica Parra, Stephanie Pens y Axel Díaz por siempre brindarme su amistad sincera tendiendo su mano sin interés alguno para alcanzar mis metas los quiero mucho, Dios los bendiga.

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 La empresa

C.V.G Bauxilum es la empresa resultante de la fusión entre Bauxiven (fundada en 1979) e Interálumina (fundada en 1977). En 1975 se aseguró el financiamiento del proyecto al asignársele 2.400 millones de bolívares aprobados por ley de crédito público, para comenzar los servicios de tecnología. La empresa inicia oficialmente sus operaciones el 24 de abril de 1983 enviando las primeras gabarras con mineral de bauxita a través del río Orinoco, desde el puerto el Jobal hasta el muelle de la Operadora de Alúmina en Matanzas, cuyo objetivo es transformar la bauxita procedente de Los Pijiguaos, por medio del Proceso Bayer, en alúmina en grado metalúrgico.

1.1.1 Ubicación y características

C.V.G. Bauxilum C.A se encuentra ubicada en el parcelamiento industrial Matanzas, en Ciudad Guayana, Estado Bolívar, sobre la margen derecha del río Orinoco, aproximadamente a 350 Km de su desembocadura y a 17 Km de su confluencia con el río Caroní. Ocupa 80 hectáreas de terreno, tiene alrededor de 6 Km de cintas trasportadoras; 200 Km de tuberías, todos los procesos son controlados por un sistema de control distribuido y es única en su alto avance tecnológico. En la Figura 1.1 se muestra una vista aérea de la planta C.V.G. Bauxilum.



Figura 1.1 Vista aérea de la empresa C.V.G. Bauxilum^[1]

El 6 de agosto de 1993, el directorio de la C.V.G, aprobó la integración de las empresas C.V.G Bauxiven, C.V.G. Interálumina y C.V.G. Venalum. El 23 de marzo de 1994 se fusionan legalmente (Bauxiven e Interálumina) identificándose desde esta fecha como C.V.G Bauxilum C.A, quedando de la siguiente manera: C.V.G Bauxilum Operadora de Bauxita (Antiguamente Bauxiven), C.V.G Bauxilum Operadora de Alúmina (Antiguamente Interálumina), C.V.G Bauxilum Operadora de Aluminio (Antiguamente Venalum). La integración se hace con la finalidad de mejorar la situación financiera de C.V.G Venalum e incrementar los ingresos de la misma. En la actualidad, mediante la asociación estratégica con la empresa francesa PECHINEY, se está efectuando un proceso de adecuación tecnológica y mejora de los procesos. Se espera que en mediano plazo, se puedan realizar nuevos incrementos a nuestra escala de planta.

La operadora de alúmina C.V.G Bauxilum ubicada en la Zona industrial de Matanzas en Ciudad Guayana, Estado Bolívar, tiene como misión obtener alúmina a partir de bauxita para alimentar a las plantas reductoras de aluminio. El proceso químico empleado para obtener alúmina del mineral bauxita fue desarrollado por el químico Austriaco Kart. J. Bayer en el año 1888, en este proceso se emplea bauxita como materia prima.

En la Figura 1.2 se observa que el proceso se inicia con la etapa de molienda. Durante la misma se agrega soda cáustica precalentada para reducir el tamaño de la bauxita hasta convertirla en una pasta a la que se le denomina “pulpa de molienda”. Dicha pulpa es enviada a cilindros de gran tamaño llamados “Digestores” donde se somete el producto a ciertas condiciones de temperatura y presión que permiten a la soda cáustica disolver la alúmina contenida en la bauxita. En esta etapa del proceso se convierte el óxido de aluminio en aluminato de sodio, mientras que el óxido de hierro presente queda sin disolver. Para este proceso de digestión se utiliza soda cáustica precalentada y vapor de agua que permite llevar la mezcla a la temperatura y presión necesarias. La duración de la disgregación depende de diversos factores tales como: propiedades químicas de la bauxita, desmenuzamiento mecánico, presión y temperatura del digestor. En esta disgregación se llega a solubilizar en el agua hasta 95% de alúmina existente en la bauxita.

La solución de aluminato de sodio (licor madre) es conducida a la etapa de precipitación que consta de un tren de cincuenta y cuatro (54) tanques distribuidos en dos líneas en paralelo correspondiendo cada línea a cada etapa del área de precipitación de la planta de precipitación, seguidos por diez (10) tanques dispuestos en línea que son comunes para cada etapa y se utilizan para ganar crecimiento en las partículas de alúmina mediante el cementado. El licor madre es alimentado a los primeros ocho (8) tanques de cada una de las líneas, en esta sección es donde ocurre la fase de aglomeración de las partículas la cual es promovida por la suspensión de

semilla fina (SSF) proveniente del proceso (Figura 1.3) que es alimentada al primer tanque aglomerador. A partir del último tanque aglomerador se da inicio a la fase de crecimiento del hidrato de alúmina promovido por la suspensión de semilla gruesa (SSG) proveniente del proceso.

Una vez que los cristales se forman pasan a la etapa de clasificación, compuesta por hidrociclones que permiten realizar una nueva separación.

Existen dos tipos de ciclones, de producto y de semilla. Ambos hidrociclones son alimentados en forma independiente desde la etapa de precipitación. Por la parte inferior de los hidrociclones de producto, sale el trihidrato de alúmina a la etapa de filtración de semilla gruesa para luego ser enviada a la etapa de calcinación donde se extrae el agua libre y combinada.

La descarga superior de los ciclones de semilla y producto forman la suspensión de semilla fina (SSF), la cual es enviada a los tanques espesadores secundarios y terciarios respectivamente. Donde se separa la semilla mediante reboce de dichos tanques del licor agotado (pobre en alúmina) en dos tipos, suspensión de semilla fina fina (SFF) y suspensión de semilla fina gruesa (SFG). Posteriormente, estos cortes son mezclados y enviados al primer tanque aglomerador de la etapa de precipitación. Por la parte inferior sale la suspensión de semilla gruesa (SSG), la cual es filtrada al igual que el producto para eliminar el licor agotado, para luego ser enviada la semilla gruesa al primer tanque de la fase de crecimiento de la etapa de precipitación.

1.2 Descripción del proceso productivo de la operadora de alúmina ^[2]

El primer paso envuelto en el proceso Bayer, es la reducción del tamaño de la partícula para así aumentar la superficie expuesta a reacción. Inicialmente, la bauxita

que entra al proceso, es triturada en los trituradores de impacto y después, estas partículas son pasadas a los molinos de bolas, siendo mezcladas previamente con licor fuerte precalentado. La función del licor es lograr una molienda en vía húmeda, esta suspensión de bauxita molida es introducida en los digestores junto con una solución de cáustica. La digestión procede de acuerdo a las condiciones operacionales del proceso, las cuales son dadas por las características de la bauxita utilizada. Después del área de digestión y una vez que la solución acuosa de aluminato de sodio ha sido enfriada por expansión instantánea, ésta es diluida con solución débil que proviene del lavado de lodo rojo, con fines de facilitar el proceso de asentamiento con los espesadores. Esta mezcla diluida trae consigo numerosas partículas insolubles constituidas generalmente por cuarzo y óxido de hierro. A este grupo de partículas se les denomina arena y lodo, donde la arena es removida en la sección de desarenado (partículas mayores de 106 micrones). Luego el lodo rojo se sedimenta en los tanques espesadores, de donde es enviado a los tanques de lavado, donde se recupera tanto cáustica como aluminato de sodio que ha sido arrastrado por el lodo rojo.

Finalmente, el lodo rojo es enviado a las lagunas de deposición terminando así como material de desecho. El rebose proveniente de los espesadores, se envía a una sección de filtración de seguridad, el cual se encarga de la remoción de aquellas partículas extrañas que no han podido ser sedimentadas por la sección de clarificación y las cuales constituyen un factor de contaminación para el producto. Al filtrado proveniente de filtración de seguridad se les reduce la temperatura lo cual hace precipitar la alúmina trihidratada. Una vez que la alúmina trihidratada es precipitada se lleva a cabo un proceso de clasificación, donde la alúmina es separada por tamaño de partícula en los diferentes clasificadores. El rebose del primer clasificador es alimentado al segundo y después al tercero.

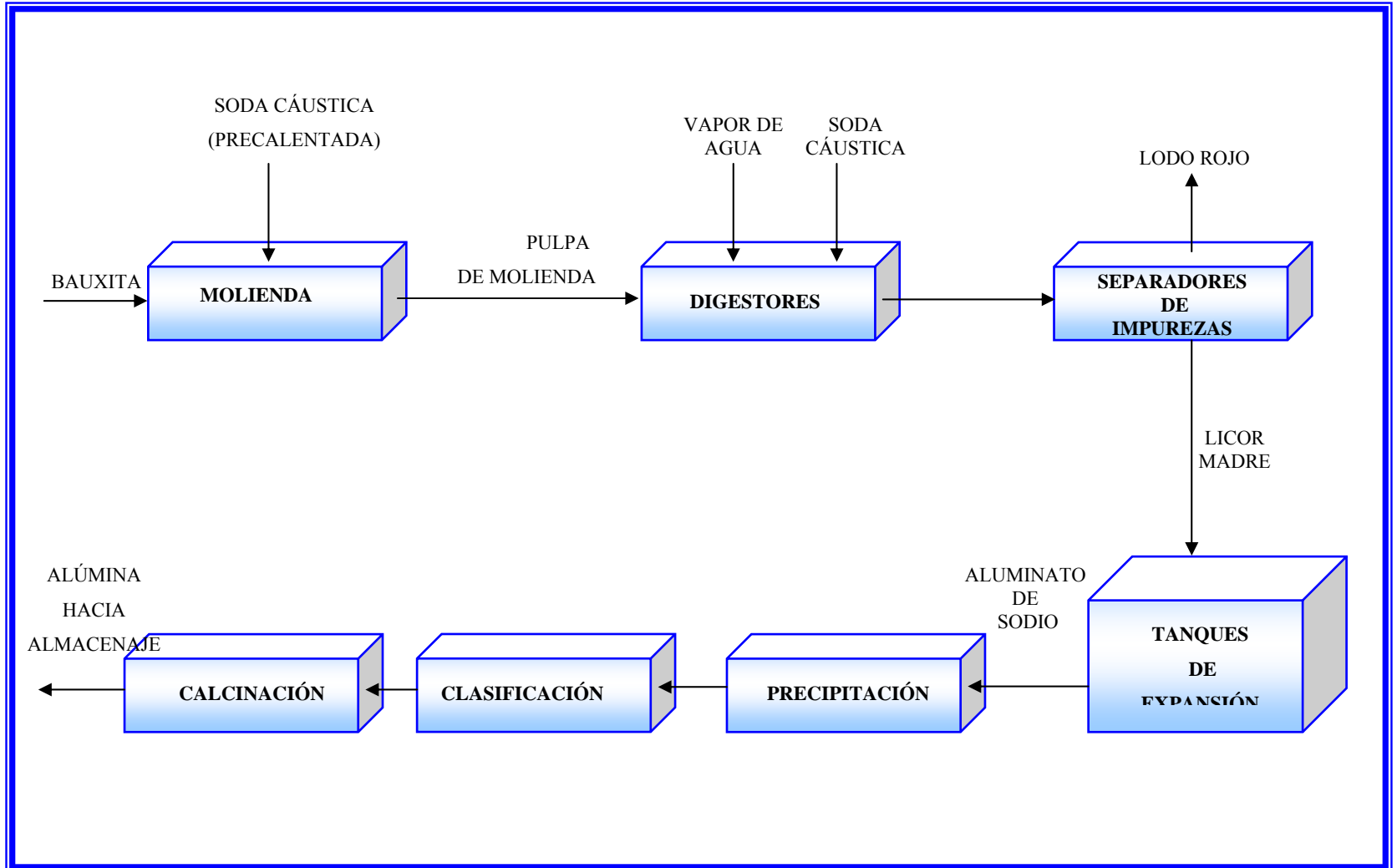


Figura 1.2 Diagrama de bloques del proceso de producción de alúmina a partir de bauxita de la empresa C.V.G Bauxilum

El rebose (solución agotada) del clasificador terciario se envía a evaporación, mientras que la descarga inferior es alimentada al primer precipitador como semilla fina. La solución agotada que se dirige a evaporación es concentrada pasando así a llamarse licor fuerte, el cual va a ser luego introducido en el área de digestión para así aprovecharla de nuevo en la extracción de la alúmina contenida en la bauxita. La descarga inferior del espesador primario necesita ser filtrado y los sólidos lavados para eliminarle el oxalato.

Una vez que el producto ha sido lavado se envía a calcinación donde se remueve el agua. De aquí el producto (alúmina calcinada de grado metalúrgico) pasa a ser almacenado en un silo de donde se envía a los diferentes consumidores.

1.2.1. Áreas Operacionales del Proceso Productivo de la Operadora de Alúmina

Operacionalmente el proceso productivo de la operadora de alúmina se divide en tres grandes secciones: manejo de materiales, lado rojo y lado blanco, las cuales se describen a continuación.

A. Manejo de Materiales

Esta sección de la planta está formada por una serie de equipos que permiten el manejo de la bauxita, la soda cáustica y la exportación del producto final. Cuenta además con silos de almacenamiento de bauxita con una capacidad de 1.800.000 toneladas y un silo de almacenamiento de alúmina con una capacidad de 150.000 toneladas.

B. Lado Rojo

En el Lado Rojo están aquellas áreas que procesan material, las cuales debido a su alto contenido férrico, presentan un color rojizo característico. La sección está conformada por las unidades de proceso que permiten la reducción del tamaño de las

partículas de mineral de bauxita, la extracción de la alúmina por medio de la digestión en soda cáustica y la separación de los minerales que acompañan a la alúmina en la bauxita para prevenir la contaminación del producto final. Este conjunto de minerales que conforman luego las impurezas separadas, se conoce como lado rojo, debido a la coloración que toman por la presencia de los óxidos de hierro. Esta área se divide a su vez en “Lado Rojo I” y “Lado Rojo II” los cuales están conformados por las siguientes áreas:

B.1 Lado Rojo I:

Predesilicación (Área 31): Consta de cuatro (4) tanques de 1.700 m³ y bombas destinadas a controlar los niveles de sílice (SiO₂), en el licor de proceso y la alúmina. Esta área tiene como propósito aportar el tiempo de residencia necesario para que se genere la cantidad suficiente de semilla en la suspensión de bauxita antes de la etapa de digestión, con el fin de que el proceso de precipitación de sílice en dicha etapa sea acelerado y los valores de sílice disueltos en el licor sean adecuados. La predesilicación se efectúa sobre la suspensión de bauxita proveniente del Área 32 (Trituración y Molienda).

Cada tanque está dotado con agitadores, canales de rebose entre tanques y bombas de recirculación para casos en que fallen los agitadores y para el vaciado a los tanques.

La alimentación a los predesilicadores se realiza normalmente a través de canales de rebose, con la excepción de los primeros predesilicadores, los cuales se alimentan mediante tuberías por el tope. El último tanque en serie sirve como tanque de relevo para la alimentación de suspensión de bauxita a los digestores del Área 33.

Trituración y Molienda (Área 32): Tiene como función reducir el mineral de bauxita a un tamaño de partículas apropiado para la extracción de la alúmina y que garantice su dilución total durante la digestión.

Capacidad: 230 toneladas de bauxita por hora. En la Figura 1.3 se puede observar un molino de bolas ubicado en esta área con capacidad de 200 Toneladas por hora, que se alimenta con materia de 10 mm, y produce material con granulometría de 300 micrones. La bauxita es transportada desde los patios de almacenamiento hasta las tolvas de bauxita y luego hacia las correas pesadoras que descargan el chuto de alimentación del triturador de placas, dónde se mezcla internamente con cal.



Figura 1.3 Molino de bolas en el área de trituración y molienda

Digestión (Área 33): El objeto de esta área es el de disolver con soda cáustica la mayor cantidad posible de la alúmina trihidratada ($Al_2O_3 \cdot 3H_2O$) contenida en la bauxita.

La suspensión de bauxita molida predesilicada proveniente del área anterior se envía por medio de las bombas al área de digestión, la cual se mezcla con licor fuerte caliente, antes de entrar al primer digestor en la línea de una serie de cuatro recipientes de digestión; los cuales proporcionan un tiempo de residencia de la mezcla de aproximadamente 90 minutos, tiempo suficiente para que ocurra la reacción de disolución de la alúmina y la precipitación de la sílice reactiva.

La digestión se lleva a cabo a una temperatura de 140 °C, produciéndose una solución acuosa de aluminato de sodio, la cual contiene ciertas impurezas tales como silicato, óxido férrico y titanio.



Figura 1.4 Tanques digestores

Preparación de lechada de cal (Área 37): Tiene la función de apagar la cal viva y producir una lechada de hidróxido de calcio que se utiliza en la caustificación de carbonatos y en filtración de seguridad. Capacidad: 7 toneladas de cal/hora.

B.2 Lado Rojo II

Desarenado (Área 34): Separa los desechos insolubles de tamaños comprendidos entre 0,1 y 0,5 mm, los cuales se producen en la etapa de disolución de la alúmina en el licor cáustico. Capacidad: 60 toneladas por hora.

La suspensión diluida proveniente del área de digestión entra a los ciclones primarios donde se realiza la separación de las partículas gruesas y finas contenidas por la suspensión. La solución arenosa que sale es enviada a tres clasificadores para lavar la arena y separar la cáustica.

Las partículas finas de lodo rojo como partes de la solución de alúmina en suspensión, se almacenan en los tanques alimentadores de la suspensión de aluminato.



Figura 1.5 Clasificadores

Clarificación y Lavado (Área 35): Desde los tanques alimentadores la suspensión de aluminato es distribuido proporcionalmente en dos espesadores que trabajan en paralelo. La suspensión entra a los espesadores a través de una caja de alimentación situada en el centro para minimizar la turbulencia y promover la floculación de las partículas.

El lado rojo asentado en fondo del tanque es recuperado como una solución acuosa espesa y pasada a través de siete tanques de lavado con el fin de recuperar la soda cáustica y el aluminato para ser retornados al proceso, mientras el lodo rojo queda listo para ser desechado.



Figura 1.6 Tren de espesadores y lavadores (área de sedimentación y lavado de lodo rojo)

Caustificación de Carbonatos (Área 36): Controla los niveles de contaminación del licor de proceso a través del carbonato de sodio (Na_2CO_3). Capacidad: 600 m^3 de licor/hora, para la conversión de 4 toneladas por hora de carbonato de sodio a carbonato de calcio (CaCO_3), el cual se elimina del proceso.



Figura 1.7 Tanques de caustificación

Filtración de Seguridad (Área 38): Separa las trazas de lodo rojo en el licor madre saturado de alúmina. El objetivo de esta área es extraer la cantidad de sólidos

(lodo muy fino), cualquier impureza o partícula extraña que se encuentre suspendida en la solución de aluminato de sodio (licor madre) que proviene del rebose a los primeros espesadores de la etapa de clarificación; lo cual se logra mediante un medio filtrante a presión (Filtros Kelly).



Figura 1.8 Filtro Kelly usado en el área de filtración de seguridad

C. Lado Blanco

En el Lado Blanco se encuentran las áreas que manejan suspensiones ricas en aluminatos y aquellas en las cuales se obtiene la alúmina, el cual es un óxido de color blanco puro. Esta sección está conformada por varias áreas entre ellas se encuentra el área de control de oxalatos para la eliminación de impurezas, que contribuye a la mejor productividad y calidad del producto. Esta sección esta constituida por Lado Blanco I y Lado Blanco II.

Después de la purificación, el licor rico en alúmina se somete a una fase de enfriamiento, que lo prepara para la fase de precipitación, donde se obtienen los cristales de alúmina hidratada. Luego los cristales se clasifican por tamaño para obtener un corte grueso que se conoce como hidrato de alúmina y dos cortes más finos que determinan las semillas finas y gruesas, las cuales se reciclan en la fase de

precipitación. El hidrato de alúmina se envía a una fase de filtración y lavado donde se separa totalmente la soda cáustica.

La conclusión del proceso Bayer ocurre en los calcinadores, dónde se obtiene la alúmina de grado metalúrgico, producto final dispuesto para ser utilizado en las reductoras.

C.1 Lado Blanco I

Enfriamiento por Expansión Instantánea (Área 39): El licor madre proveniente del área de la etapa de filtración de seguridad se enfría desde 100°C hasta una temperatura prefijada dependiendo de las características de calidad deseada, ésta puede variar entre 72 y 77°C , este enfriamiento se efectúa por medio de cinco recipientes de expansión instantánea, para pasar a la siguiente etapa de precipitación.



Figura 1.9 Tren de tanques expansores que conforman el área de enfriamiento por expansión instantánea.

Precipitación (Área 41): En esta área la alúmina disuelta en el licor madre y en estado de sobresaturación es inducida a cristalizar en forma de trihidróxido de aluminio sobre una semilla del mismo compuesto.

El licor madre sobresaturado en aluminato de sodio proveniente del área de enfriamiento por expansión instantánea fluye al primero de una serie de precipitadores al que también se le introduce suspensión de semilla fina proveniente del Área 55 (Control de Oxalato), con el objeto de promover la aglomeración y el crecimiento de nuevos cristales.



Figura 1.10 Tanques Precipitadores

Clasificación de Hidratos (Área 42): Clasificación por tamaño de partícula del trihidróxido de aluminio ($Al_2O_3 \cdot 3H_2O$) en alúmina grado metalúrgico (Al_2O_3), con la máxima reducción de sodio soluble asociado al hidrato.

La función del Área 42 es separar los sólidos de alúmina trihidratada del licor agotado y lograr una clasificación de los sólidos en tres fracciones, a través de unas baterías de hidrociclones y tanques de clasificación de hidratos.

Finalmente los tanques espesadores secundarios clasificarán la suspensión en una parte que sedimentará y se descargará por su parte inferior, llamándose semilla fina gruesa y se enviará al Área 55 (Control de Oxalato), y el rebose que contiene la semilla fina pasará a los tanques espesadores terciarios, en los cuales se sedimentará y será enviada al Área 55.

El licor que rebosa de los tanques terciarios es llevado al cabezal de distribución de licor agotado para posteriormente ser enviado al Área 39 (Enfriamiento por Expansión Instantánea).

Evaporación (Área 46): El licor agotado que sale del proceso se envía a una serie de intercambiadores de calor donde su concentración de cáustica alcanza el valor requerido al evaporar una cantidad de agua equivalente a la que se introdujo en el circuito de los licores.



Figura 1.11 Intercambiadores de calor.

Control de Oxalato (Área 55): El proceso en la planta de oxalato consiste en deslicorizar y lavar la semilla fina fina y la semilla fina gruesa provenientes del Área

42 (Clasificación de Hidratos), para remover el oxalato y otras impurezas orgánicas que precipitadas en la superficie impiden una buena aglomeración y crecimiento de las partículas durante el proceso de precipitación. Esto se realiza a través de la deslicorización de la semilla en los filtros deslicorizadores, y donde la torta resultante es lavada con agua a 90 °C, aproximadamente. La torta lavada se descarga a los tanques de lavado de semilla, donde se mezclan con un volumen de licor filtrado y con agua de lavado; de aquí se transfiere a los filtros donde se realiza un proceso de lavado con agua caliente y desaguado de la torta, la cual se envía a unos tanques donde se resuspende con licor madre proveniente del Área 39 para luego ser transportado al Área 41.



Figura 1.12 Filtro de tambor al vacío

Filtración de Semilla Gruesa y Producto (Área 58): La finalidad del área de filtración de semilla gruesa es deslicorizar toda la semilla gruesa y producto proveniente de la descarga inferior de ciclones, una parte se resuspende con suspensión de aglomeración y enviada al Área 41; y la otra parte se resuspende con filtrado proveniente del Área 44, y es enviada al área de filtración de producto.

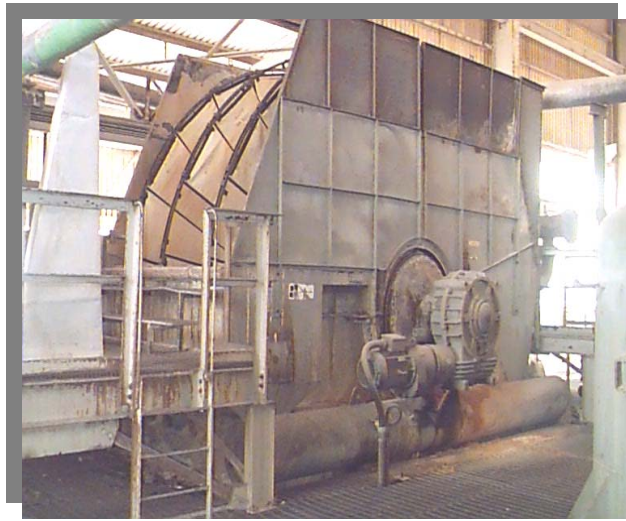


Figura 1.13 Filtro de disco al vacío

C.2 Lado Blanco II

Filtración de Producto (Área 44): Esta área tiene como finalidad la separación del hidrato del filtrado proveniente del área de filtración de semilla gruesa (Área 58), esto se realiza por medio de filtración al vacío en cinco filtros horizontales con el objeto de alcanzar un bajo contenido de humedad y soda cáustica en el hidrato.



Figura 1.14 Filtro plano al vacío

Calcinación (Área 45): Esta es la última etapa del proceso Bayer, cuya finalidad es producir alúmina de grado metalúrgico a partir del hidrato proveniente de la filtración de producto. El hidrato se somete a secado y precalentamiento, calcinación y enfriamiento, para lo cual el área cuenta con cuatro unidades calcinadoras. El producto calcinado se descarga en un sistema de cintas transportadoras siendo trasladadas hasta el silo de alúmina en el área 77 para su almacenamiento.



Figura 1.15 Calcinadores

1.3 Planteamiento del problema

En el mundo existen una serie de empresas que se encargan de procesar el mineral de bauxita a través de un procedimiento creado en 1887 por el científico, Karl Joseph Bayer en Austria, llamado proceso Bayer.

Para Venezuela la extracción de este mineral es de gran importancia debido a que nuestro país cuenta con grandes reservas de mineral de bauxita, la empresa

C.V.G. BAUXILUM ubicada en el parcelamiento industrial Matanzas, en ciudad Guayana, Estado Bolívar, procesa la bauxita extraída de las minas ubicadas en los Pijiguaos estado Bolívar con el fin de aplicar los principios básicos del proceso Bayer para transformar el mineral de bauxita en alúmina de grado metalúrgico, la cual es utilizada por las principales empresas productoras de aluminio tanto de Venezuela como de otros países del mundo.

Esta técnica consiste en procesar el mineral de bauxita con soda cáustica, en equipos específicos y a condiciones de operación determinadas, donde se retira la mayor cantidad de impurezas del mineral, para luego disponer de una solución de aluminato de sodio que se hace precipitar para obtener finalmente el producto de alúmina.

En el área de precipitación es donde se define la cantidad y la calidad de la alúmina disponibles para los niveles de producción establecidos.

El proceso productivo en la operadora de alúmina se divide en tres grandes secciones: manejo de materiales, lado rojo y lado blanco. La primera está formada por una serie de equipos que permiten el manejo de la bauxita, la soda cáustica y la exportación del producto final. La segunda sección está conformada por las unidades de proceso que permiten la reducción del tamaño de las partículas de mineral de bauxita, la extracción de la alúmina por medio de la digestión en soda cáustica y la separación de los minerales que acompañan a la alúmina en la bauxita para prevenir la contaminación del producto final.

En la última sección, lado blanco, se encuentran las áreas que manejan suspensiones ricas en aluminatos y aquellas en las cuales se obtiene ya la alúmina, el cual es un óxido de color blanco puro.

El área de precipitación de hidratos (área 41) es una de las áreas más importantes del proceso de producción de alúmina, ya que en la misma se obtiene y

se debe garantizar la calidad del producto referido a tamaño de partícula, contenido de impureza y dureza del cristal. En la misma se maneja el concepto de productividad del licor (kilogramos de alúmina que precipita por cada litro de licor que entra al circuito) es decir, la productividad es un factor que mide el rendimiento del circuito de precipitación el cual depende de las combinaciones adecuadas de varias condiciones de operación tales como: temperatura, concentración de sólidos, concentración de cáustica, tiempo de residencia, entre otras.

Actualmente se tiene una producción de 1.850.000 ton/año, en vista de que la productividad es un factor que garantiza los niveles de producción, se requiere aumentar los niveles de la misma para incrementar la producción hasta alcanzar 1.950.000 ton/año.

La superintendencia de procesos lado blanco de C.V.G BAUXILUM, dentro de sus funciones incluye determinar, establecer y evaluar las condiciones que garanticen los más altos niveles de productividad dentro de los estándares de calidad para la alúmina previamente establecidos, y así lograr la mejor decisión de los parámetros de operación sin que estas representen pérdidas de oportunidad de producción. En función de esto propuso la realización de un trabajo de investigación mediante el cual se estudie el efecto que tiene la disminución del perfil de temperatura en el proceso.

Para conseguir este objetivo, se requirió disminuir el perfil térmico en el circuito de precipitación lo cual se lograría colocando intercambiadores de calor de placas que manejen alrededor de 500 m³/ton (35,71% corriente que entra al área de precipitación) de suspensión que permita enfriar ésta entre 5° C y 8° C estudiando el efecto que causa cada uno de estos descensos de temperatura sobre la calidad del producto a calcinar. Se realizaron pruebas de laboratorio con réplicas del proceso, con el fin de buscar cuál de los cambios de temperatura realizados generaba proporcionalmente altos niveles de productividad con niveles de calidad aceptables. Midiendo esta última a través de los siguientes parámetros: fracción molar de cáustica, concentración de sólidos, superfinos, concentración de oxalatos, índice de

atracción, índice de aglomeración y granulometría.

Este proyecto tiene como alcance, el estudio de cómo afecta un cambio en el perfil térmico del circuito de precipitación de alúmina en C.V.G BAUXILUM, dicho estudio se concentró en el favorecimiento de la ganancia de productividad en las zonas de aglomeración y crecimiento donde se observó el comportamiento de las mismas ante los cambios de temperaturas realizados, dicho comportamiento se evaluó mediante los cambios en la productividad y en los parámetros de calidad, después de dicha evaluación se escogió de acuerdo a los resultados donde resultó mejor realizar la disminución del perfil de temperatura, si en la zona de aglomeración o en la zona de crecimiento.

1.4 Objetivos

1. 4.1 Objetivo General

Evaluar el efecto de la disminución del perfil de temperatura en la productividad del licor y en la calidad del trihidrato de alúmina obtenido en el circuito de precipitación de alúmina de C.V.G BAUXILUM.

1.4.2 Objetivos Específicos

1. Realizar ensayos de los parámetros de calidad en el circuito de precipitación de alúmina con las variaciones de temperatura realizadas en el perfil térmico.

2. Calcular la ganancia de productividad disminuyendo el perfil térmico en 5 ° C y posteriormente en 8 ° C tanto en la fase de aglomeración como en la de crecimiento del circuito de precipitación de alúmina.

3. Evaluar las condiciones granulométricas de las partículas de alúmina para los

cambios de temperatura realizados.

4. Seleccionar con cual de los cambios de temperatura realizados se logra un mejor estándar en los parámetros de calidad y mayor productividad en el circuito de precipitación de alúmina.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

Varela ^[3], realiza en el año 2001 un estudio de mejoramiento del proceso de precipitación de partículas súper finas de alúmina, observando que la temperatura del licor madre influye significativamente en la generación de partículas súper finas al aumentar de 72 °C a 76 °C.

Xie, Zhao y Bi ^[4], en el año 2003 investigaron el efecto de la temperatura sobre la aglomeración del trihidrato de alúmina e indicaron que aunque las altas temperaturas favorece la aglomeración, estas no pueden ser demasiado altas, porque existe una temperatura óptima que varía las condiciones del licor madre.

Jiang, Zhou y Jianguo ^[5], en el 2005 en su investigación referida a la influencia de las condiciones de proceso sobre la aglomeración durante la precipitación con adición de semilla de una solución de aluminato de sodio, estudiaron el efecto de la temperatura de cristalización, la carga de semilla, la velocidad de agitación, la concentración cáustica del licor y la velocidad de aglomeración sobre la calidad del trihidrato obtenido. Concluyendo que a mayores temperaturas de trabajo (78° C), aumenta el tamaño de las partículas y las bajas concentraciones de cáustica, son muy ventajosas para la aglomeración, a parte de que existe una carga de semilla óptima.

La diferencia de este trabajo con respecto al de Varela es que éste determinó los factores que generaban la formación de súper finos y en este estudio se observa como varía la generación de partículas súper finas ante cambios de temperatura a realizar en el área de precipitación.

Al igual que Jiang, Zhou y Jianguo se procederá a estudiar la influencia de la temperatura en la zona de aglomeración. Diferenciándose del estudio a desarrollar, en

que se evaluará adicionalmente la influencia de la misma en las zona de crecimiento.

En la investigación de Xie, Zhao y Bi estudió la influencia de la temperatura en el trihidrato de alúmina producto, variando la temperatura de licor madre antes de comenzar el proceso de precipitación en cambio en este estudio se evaluó la influencia de la disminución de temperatura durante el proceso de precipitación.

2.2 Fundamentos del proceso de precipitación

2.2.1 Química del Proceso de Precipitación ^[2]

A. Solubilidad del hidróxido de aluminio ($\text{Al}(\text{OH})_3$) en licores de hidróxido de sodio (NaOH):

La química del proceso de precipitación está fundamentada en los aspectos que definen la solubilidad del hidrato ($\text{Al}(\text{OH})_3$) en el licor cáustico denominado licor madre (NaAlO_2), y el cual representa la alimentación principal al área.

La solubilidad del $\text{Al}(\text{OH})_3$ y el equilibrio químico del licor madre constituyen la base fundamental para el estudio y comprensión de la precipitación del hidrato, ya que la mayor o menor aparición de éste dependerá de las condiciones que controlan la solubilidad del $\text{Al}(\text{OH})_3$ en el licor cáustico ó licor madre (LMD) estos son: temperatura, concentración de cáustica y fracción molar cáustica (FMC). Este último parámetro representa la relación entre las concentraciones en gramo por litro de cáustica y alúmina, y un factor relativo a los pesos moleculares de ambos.

En las **Figuras 2.1** y **2.2** se muestra gráficamente la relación entre estas variables. Estas gráficas han sido el resultado de múltiples experimentos efectuados por Misra (1971) que permitieron establecer una ecuación matemática que relaciona la FMC de equilibrio para cada valor de concentración de cáustica (Na_2O) y la

temperatura.

$$FMC^* = \left(\frac{2486,7 - 1,08752[Na_2O]}{T + 273} - 5,71286 \right) \quad (\text{Ec.2.1})$$

Donde:

FMC*: Fracción molar en el equilibrio (Adim).

[Na₂O]: Concentración de cáustica (g/l).

T: Temperatura (° C).

Conocida FMC* se calcula la concentración de alúmina (Al₂O₃) en el equilibrio la cual se calcula con la siguiente ecuación y se representa en el eje vertical de la **Figura 2.1**.

$$[Al_2O_3]^* = 1,645 \times \frac{[Na_2O]}{FMC^*} \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Donde:

[Al₂O₃]* : Concentración de alúmina en equilibrio (g/l).

B. Concentración de alúmina en el equilibrio

El equilibrio del licor en precipitación se lograría cuando a las condiciones de concentración de Na₂O y temperatura del proceso se anule por completo la transferencia de masa del hidróxido de aluminio que proviene de la fase líquida (licor), es decir, la aparición de hidrato se haga igual a cero.

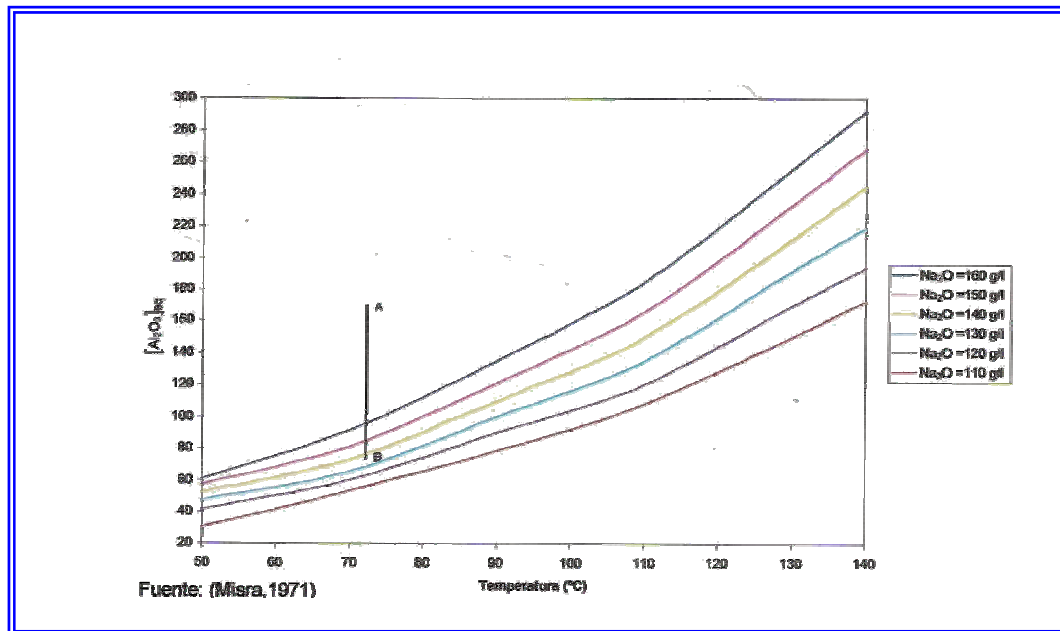


Figura 2.1 Curva de equilibrio de la concentración de alúmina con relación a la temperatura [2]

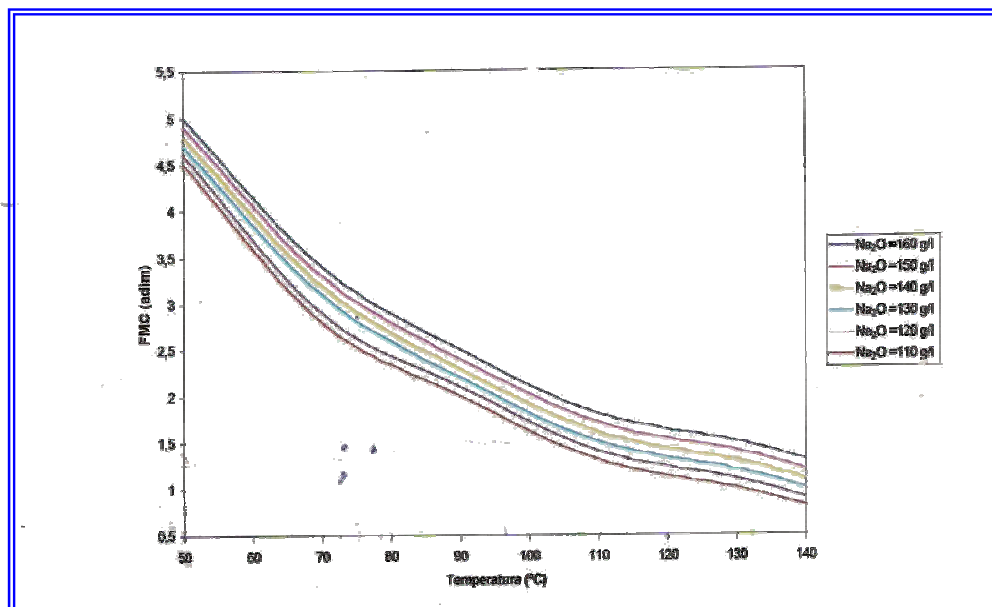
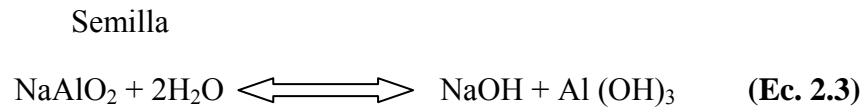


Figura 2.2 Curva de equilibrio de la fracción molar cáustica con relación a la temperatura [2]

Si se examina la reacción química de la formación de hidrato, se podrá visualizar un concepto de equilibrio más completo:



Esta reacción, tal como está escrita es como ocurre la formación de hidrato en precipitación. Mientras exista transferencia de masa de licor, la reacción ocurrirá de izquierda a derecha. Sin embargo, a medida que desaparece el hidrato del licor, el sistema se va acercando su condición de transferencia de masa nula, esta condición se define como equilibrio. Esta representación indica que la velocidad de formación de las especies es la misma, en ambos sentidos de la ecuación. Por consiguiente, el resultado neto es que no cambian las concentraciones, quedando el licor inmutable con una concentración final de alúmina que se denomina concentración en equilibrio. En la práctica, el licor procesado en precipitación nunca alcanzará la fracción molar del equilibrio. Para lograr esto, se requiere de tiempo de residencia infinito ya que después que el hidrato alcanza cierto valor, la curva de concentración de alúmina con relación al tiempo de residencia se hace asintótica al eje horizontal donde se grafica el tiempo ^[2].

C. Sobresaturación de alúmina en el licor

La sobresaturación se define como la concentración de alúmina presente en el licor madre por encima del valor de concentración de equilibrio. Este concepto constituye la herramienta fundamental para el mejoramiento de la productividad, además influye marcadamente sobre la calidad del producto ^[6]. Matemáticamente esta definición puede ser obtenida de la ecuación de la FMC de equilibrio (FMC*) obteniéndose la siguiente expresión:

$$Ca - Ca^* = \frac{1,645 \times [Na_2O]}{FMC} - \exp\left(\ln[Na_2O] + 6,2106 - \frac{24867}{T+273} + \frac{1,08752 \times [Na_2O]}{T+273}\right) \quad (\text{Ec. 2.4})$$

Donde:

Ca – Ca*: Sobresaturación del licor (Kg Al₂O₃ / m³ de licor madre).

[Na₂O]: Concentración de cáustica (g/l).

El licor madre procesado en el área de precipitación tuvo para el año 2007, en promedio, las siguientes características:

Na₂O: 136 g / l

FMC: 1,32

T: 72 °C

Aplicando la ecuación 2.4 y sustituyendo los valores promedios, señalados anteriormente, en la misma, se obtiene:

$$Ca - Ca^* = 92,45 \text{ Kg Al}_2\text{O}_3 / \text{m}^3 \text{ de LMD}$$

En la **Figura 2.1** se representa en el punto A, las condiciones iniciales del licor madre. Previamente se calcula la concentración de equilibrio de la alúmina por medio de la ecuación 2.2:

$$[Al_2O_3] = 169,48 \text{ Kg Al}_2\text{O}_3 / \text{m}^3 \text{ LMD}$$

Con este valor y la temperatura de 72 °C queda definido el punto A. Sin embargo, si es utilizada la figura 2.1 para el fin el cual fue elaborada (definir concentraciones de alúmina en equilibrio) la concentración de Al₂O₃ en equilibrio del licor es 74 g / l (punto B).

El segmento AB representa la sobresaturación calculada con la ecuación 2.4. Este valor puede interpretarse como la máxima concentración de Al_2O_3 que puede ser extraído del licor. Cabe destacar, que dicha concentración es teórica, ya que sólo se aprovechará un porcentaje de la sobresaturación existente.

Dado que físicamente la sobresaturación representa lo que puede ser extraído del licor se dice que ésta constituye el potencial de precipitación, ya que la condición de equilibrio o mínima energía del licor ocurre cuando se alcanza su mínima concentración de alúmina (concentración de equilibrio). Se tiene que durante las primeras horas de la precipitación la velocidad de formación de hidrato es la más alta y disminuye a medida que transcurre el tiempo de residencia.

Esta circunstancia demuestra claramente que la sobresaturación es la fuerza impulsora de la precipitación y a medida que la misma se agote durante el proceso, disminuirá el flujo de producción de hidrato requiriéndose altos tiempos de residencia para el logro de alta productividad.

D. Productividad del licor

La productividad de un licor madre es la cantidad de Al_2O_3 que es posible recuperar de dicho licor en la precipitación. En Bauxilum se desarrolló un modelo para su cálculo el cual se muestra a continuación ^[2]:

$$P = 1,645 \times [Na_2O]_{LMD} \left(\frac{1}{FMC_{LMD}} - \frac{1}{FMC_{SUP}} \right) \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Donde:

P: Productividad (g Al_2O_3 / L de licor madre)

$[\text{Na}_2\text{O}]_{\text{LMD}}$: Concentración cáustica de licor madre (g/L)

FMC_{LMD} : Fracción molar cáustica del licor madre. (adim.)

FMC_{SUP} : Fracción molar cáustica del último precipitador de 45.000 m³ (adim.)

2.2.2 Factores que influyen en la productividad

A. Sobresaturación

La fracción molar del licor madre determina la sobresaturación del licor. Generalmente se consigue mayor sobresaturación si se enfría el licor madre antes de y durante la etapa de precipitación. En Bauxilum el enfriamiento se realiza en el área de expansión instantánea la cual se encuentra antes del área de precipitación. El límite máximo permitido del pre-enfriamiento es alrededor de 72 °C por consideraciones de calidad del producto.

Durante el proceso de precipitación, la suspensión se enfría aún más, producto de las pérdidas normales de calor al ambiente en los precipitadores, así como al agregar la semilla, y por el enfriamiento interetapas.

B. Tiempo de residencia

La productividad del licor madre depende directamente del tiempo de residencia, lo que significa que debe tener como meta la máxima disponibilidad de volumen instalado de precipitación. La velocidad de precipitación disminuye con el tiempo de residencia, debido a la fuerza impulsora que es la sobresaturación, la cual se va agotando a medida que transcurre el tiempo ^[2].

C. Carga de semilla

La carga de semilla se utiliza para fomentar la precipitación del hidrato. Se realiza añadiendo cristales de hidrato al licor madre al comienzo y durante el proceso de precipitación.

Desde el punto de vista de la productividad, mientras la superficie de la semilla por unidad de volumen de licor madre sea mayor, es decir, mayor carga de semilla de un área específica dada, la productividad será mayor.

D. Perfil de temperatura

Otra técnica que se utiliza para favorecer la precipitación de hidrato es el enfriamiento interetapas de la suspensión de precipitación. Además, el aumento de la velocidad de precipitación después de la adición de semilla gruesa también se debe al efecto del enfriamiento de suspensión de semilla gruesa a la suspensión de aglomeración ^[2].

E. Concentración de licor

Un aumento de la concentración significa mayor productividad, siempre que las variables restantes permanezcan constantes. Por lo tanto, para un mismo caudal de licor una concentración mayor permite una producción mayor. Sin embargo, por razones económicas y técnicas que se originan principalmente fuera del área de precipitación, se tiene que fijar un límite a la concentración de licor madre. Estas consideraciones generan problemas tales como: recuperación de cáustico, inventario de soda cáustica, desilicación, fisuración por cáustico del equipo. El valor fijado en Bauxilum de LMD es 136 g/l de cáustica proporcionando una concentración de 145 g/l de cáustica en la suspensión final de precipitación (SUP).

2.2.3 Mecanismo de formación de hidrato en precipitación

Los múltiples estudios efectuados sobre esta materia han conducido a que el proceso de precipitación del $\text{Al}(\text{OH})_3$ es una autentica reacción de cristalización. Aunque en la industria se le denomina comúnmente “alúmina hidratada”, “trihidrato de alúmina” o simplemente hidrato. Esta fase cristalina se ha identificado como un verdadero hidróxido: $\text{Al}(\text{OH})_3$.

Describir el fenómeno de precipitación en el proceso Bayer, solo es posible identificando los mecanismos de cristalización individuales que operan durante la formación de la fase sólida del hidrato en la precipitación con adición de semilla ^[6]. Los mecanismos conocidos que operan durante la precipitación son:

A. Fase de nucleación

Es la formación de partículas nuevas de hidróxido de aluminio en las suspensiones de precipitación y clasificación a excepción de las que se forman por atrición o por rompimiento de las existentes. La nucleación tiene lugar en licores con mucha sobresaturación.

Se deben evitar todas las causas que puedan iniciar una crisis aguda de nucleación como por ejemplo, un enfriamiento accidental o mantenerlas bajo control mediante un enfriamiento intermedio. Estas causas son las que ocasionan un aumento de la relación sobresaturación a superficie de semilla. Entre estas causas se tiene: Descenso de temperatura, disminución del contenido de sólido en la suspensión de precipitación, engrosamiento excesivo del circuito, lavado insuficiente de la semilla.

La detención de cualquier crisis aguda de nucleación en su propio comienzo se hace posible mediante el uso de un contador o medidor Coulter que permite tomar

acciones correctivas de forma rápida. Las medidas inmediatas que se deben tomar consisten en suprimir las condiciones que ocasionaron la nucleación intensa y favorecer la eliminación de finos y superfinos por aglomeración [2]. Esto se hace posible elevando el perfil de temperatura en los precipitadores en unos grados hasta que disminuya la nucleación y aumentando el grado de aglomeración de ser necesario.

La nucleación se favorece por una gran sobresaturación y parece estar bastante influenciada por la temperatura. Misra y White propusieron una ecuación de correlaciones para la velocidad de nucleación en la forma siguiente:

$$\frac{dN}{dt} = K \times A \times S^2 \quad (\text{Ec. 2.6})$$

Donde:

dN/dt : velocidad de nucleación expresada como el número de núcleos (dN) que se forman por unidad de tiempo y por unidad de volumen de licor (h^{-1}).

A: Área de la superficie de la semilla (cm^2).

S: Sobresaturación de Al_2O_3 (g/l).

K: Coeficiente que depende de la temperatura y también de la concentración de impurezas, soda cáustica en el licor, grado de agitación y de la geometría del precipitador ($g^2/h * cm^2 * l^2$).

En la **Figura 2.3** se muestra un gráfico de la variación de K con relación a la temperatura proporcionado a partir de ensayos de nucleación realizados por Misra y White en el laboratorio. Como se observa en la Figura 2.3 la nucleación es despreciable por encima de los 75 °C.

Existe una nucleación que puede presentarse en los precipitadores la cual se denomina nucleación secundaria la cual se define como la formación de pequeñas

partículas superfinas resultantes del rompimiento de las partículas de mayor tamaño que se encuentran en el proceso de crecimiento. Este rompimiento es ocasionado por colisiones entre partículas y por colisión de éstas con el impulsor del agitador.

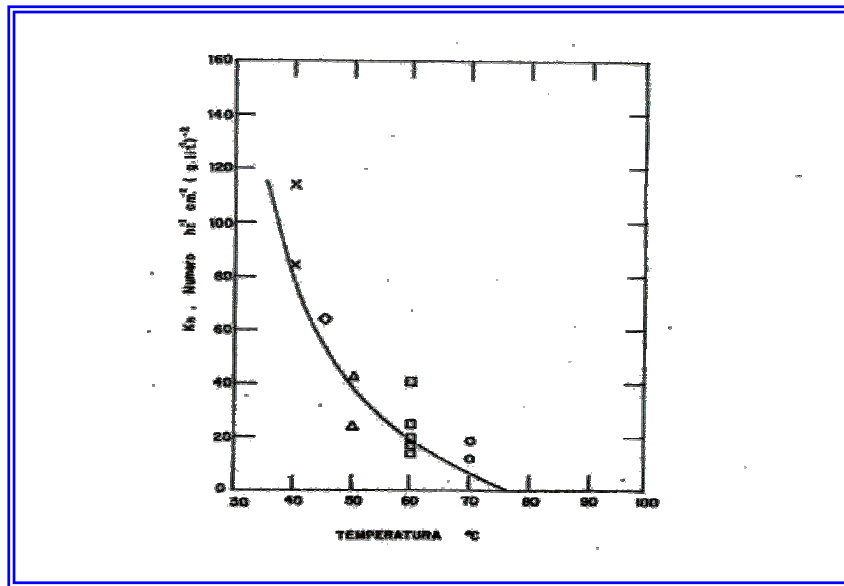


Figura 2.3 Pruebas de nucleación para la determinación de coeficientes de velocidad^[2]

A. Fase de Aglomeración

Es el proceso de formación de una partícula de cierto tamaño como resultado de la unión de dos o varias partículas de menor tamaño. Este proceso se inicia en forma instantánea cuando se mezcla el licor madre con la semilla en el primer precipitador. Una forma sencilla de comprender el fenómeno de la aglomeración, es imaginar la formación o aparición de hidrato sobre la superficie de la semilla, si este proceso solo se limitara a una reacción de aparición de hidrato y no implicase una inmediata y/o simultánea aglomeración, el resultado sería la formación de una inmensa cantidad de partículas finas, lo que originaría una alúmina fina.

De lo descrito anteriormente se desprende que el fenómeno de aglomeración es primordial para controlar y/o determinar el enorme exceso de finos o “núcleos” formados durante el proceso. Aunque los mecanismos de estos procesos no son bien conocidos o explicados, se supone que los pasos involucrados durante un proceso de aglomeración son los siguientes:

- ✓ La unión o choque de dos partículas finas libremente en movimiento en el seno del líquido, formando una especie de flóculo o congregado de partículas finas muy cercanas unas de otras. Estas condiciones pueden ser inicialmente el resultado de colisiones o fuerzas electrostáticas de los sólidos en solución.
- ✓ La subsecuente cementación que constituyen el conglomerado formando así un aglomerado. Esta segmentación ocurre por deposición de material precipitado sobre la superficie de los finos. Este proceso puede ser imaginado como la unión de bloques de cemento en la construcción de un muro.

Se ha observado que el mecanismo de crecimiento solo, no causa un aumento significativo en el tamaño de la partícula. Sin embargo, en ciertas condiciones favorables las partículas más finas (menores de 20 μm) se aglomeran para formar partículas más grandes.

Esta aglomeración implica formación de agregados sueltos que se cementan por la disposición de hidrato. Por tanto, se supone que para la formación de aglomerados estables es necesario una cantidad mínima de crecimiento. Las condiciones que favorecen la aglomeración de partículas son:

- Baja velocidad de agitación (para reducir la fragmentación al mínimo).
- Carga baja de semilla (para permitir un cementado más eficaz).
- La temperatura parece intervenir en la cementación del agregado. En realidad,

una temperatura mayor en la velocidad de precipitación actúa favorablemente y, por ende, también en la velocidad de segmentación.

Por otra parte, el aumento de la temperatura hace disminuir la sobresaturación y, por tanto, la cantidad de cemento. Sin embargo, en la práctica, las condiciones al comienzo de la precipitación parecen hacer que prevalezca el factor de la velocidad de precipitación de manera pues que el aumento de la temperatura aparentemente es favorable para la aglomeración, porque la alta velocidad de la precipitación permite una cementación suficiente de los agregados en un período de tiempo relativamente corto ^[2].

En la **Figura 2.4** se muestra el gráfico trazado por Misra de la distribución de tamaño de partículas de una semilla fina (10 a 30 μm) comparado con el producto resultante de su aglomeración. Como se puede observar, las partículas mayores a 22 μm han registrado un crecimiento escaso (lo cual corresponde al desplazamiento lateral de esa parte de la curva de distribución de la semilla) mientras que las partículas menores de 22 μm se han aglomerado. En otro ensayo con partículas mucho más finas (<5 μm) se encontró que la relación entre el número inicial y el número final de partículas está en el orden de los 2.600. Sin embargo, el tamaño final de los aglomerados fue similar en ambas pruebas.

La concentración de partículas tiene poco efecto sobre el tamaño del agregado cuando la agitación es baja (250 rpm). No obstante, los datos sugieren un aumento del tamaño del agregado con un aumento de la concentración de partículas para velocidades mayores de agitación, sujeto esto a la disponibilidad de una sobresaturación suficiente para que ocurra la cementación ^[2].

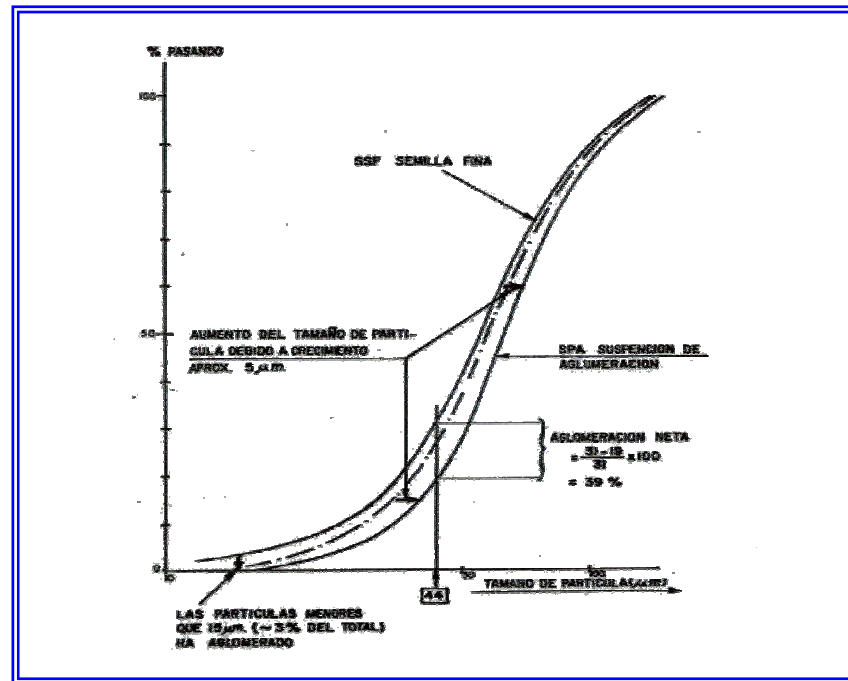


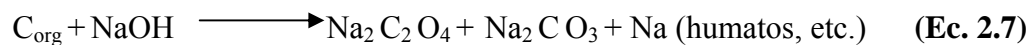
Figura 2.4 Aumento del tamaño de la partícula en la fase de aglomeración [2]

En la **Figura 2.5** se muestra la influencia de la agitación sobre el tamaño de los agregados. Los tamaños de agregados en equilibrio se estiman en 17, 18 y 30 micrones a las velocidades de 260, 430 y 783 rpm, respectivamente [2].

Como se puede observar a 1.570 rpm hubo un rompimiento considerable de las partículas. Los tamaños para los cuales las regiones planas de las curvas de distribución de semilla se pueden tomar como los valores de equilibrio para el agregado, pues las partículas de menor tamaño solo han crecido. En el ensayo a 432 rpm, por ejemplo, sólo se han agregado las partículas de hasta 8 μm . Sólo han crecido las partículas mayores de 8 μm , lo que significa que todos los conglomerados que se han formado con partículas mayores que dicho tamaño se han fragmentado [2].

Se puede inhibir el proceso de aglomeración por la presencia de impurezas. A ese respecto, la presencia de cristales de oxalato de sodio en las semillas finas puede evitar la aglomeración. La bauxita como materia prima para la producción de alúmina contiene una cierta cantidad de materia orgánica, la cual se degrada durante el

proceso de lixiviación debido a elevada concentración de cáustica y a la alta temperatura de operación, los productos resultantes de esta degradación son el oxalato de sodio y el carbonato de sodio. Las reacciones que ocurren son las siguientes ^[6]:



Oxalato Carbonato

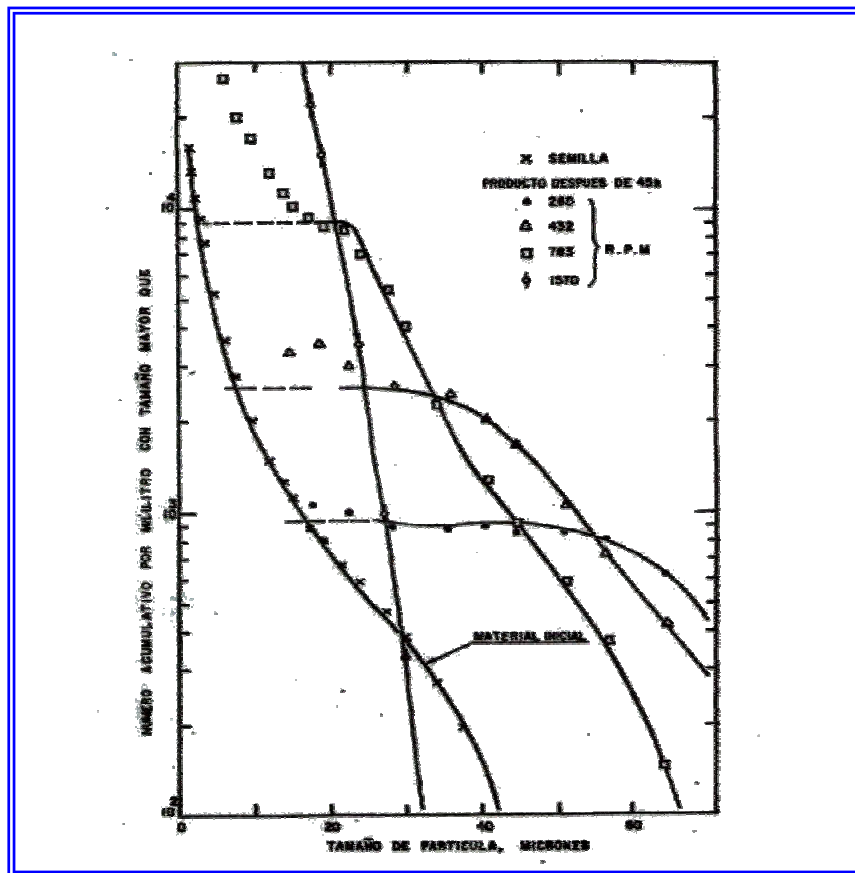


Figura 2.5. Pruebas de aglomeración mostrando influencia de agitación ^[2].

La acumulación de oxalato en el circuito Bayer depende de las entradas y las salidas de materia orgánica del sistema. Se tiene que la principal fuente del

compuesto orgánico es la bauxita (la bauxita procesada en Bauxilum procedente de Los Pijiguaos contiene aproximadamente 0,15% de carbón orgánico), agentes floculantes y antiespumantes.

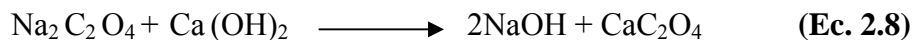
Parte de los compuestos orgánicos que salen del circuito Bayer se reciclan junto con el licor sobrenadante de la laguna de lodo rojo.

Con relación a la salida de compuestos orgánicos se tiene que una parte de éstos se gasifica en la etapa de digestión, predominando la formación de dióxido de carbono. Los compuestos que no se gasifican y no logran ser disueltos por los floculantes salen del circuito junto con el lodo rojo, con éste se descarga una pequeña cantidad de licor convirtiéndose en una purga para los componentes orgánicos que contiene el licor del circuito.

Otra parte de los compuestos orgánicos sale del circuito con el hidrato producto, bien sea en forma soluble con el licor de la torta o en forma cristalina como oxalato de sodio.

Los compuestos orgánicos disueltos en el licor son de alto peso molecular, por efecto del calor y de la oxidación estos sufren transformaciones y deterioros progresivos hasta transformarse en compuestos más livianos, principalmente oxalato de sodio y carbonato de sodio. En la última etapa del carbonato de sodio, se puede considerar que se han sacado del circuito las materias orgánicas, pues se han mineralizado en formas de carbonato.

El control del contenido de carbonatos en el licor se consigue en la etapa de caustificación ^[6], cuya reacción se muestra a continuación:



La caustificación producida retorna al licor del proceso, mientras que el carbonato de calcio puede ser separado y calcinado obteniéndose óxido de calcio. Según estudios realizados en Bauxilum la solubilidad del equilibrio del oxalato en el licor madre es aproximadamente 1,8 g/l de $\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$ a 70 °C. El licor sobrenadante

se va contaminando gradualmente con el oxalato hasta llegar a cierto nivel llamado “Concentración Crítica de Oxalato” (C.C.O), a partir de la cual comenzará a cristalizar espontáneamente. Esta C.C.O correspondería a una concentración 5,4 g de $\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$ a 70 °C en el licor.

Si la entrada neta de oxalato a la planta tiende hacer que la concentración de oxalato sea mayor que la C.C.O, por ejemplo: 3 a 4 g/l de $\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$ haría que el licor pareciera estable, sin embargo, una cristalización accidental inducida por un enfriamiento fortuito, por un enfriamiento local del licor o por un ingreso de licor de limpieza podría poner en marcha una cristalización masiva de oxalato.

En realidad cuando el oxalato comienza a precipitar los cristales que se forman actúan como semillas que favorecen la cristalización del oxalato sobresaturado que queda en el licor^[6].

Cuando la concentración de oxalato de sodio en el licor sube el valor del C.C.O precipita junto con el hidrato, concentrándose en la semilla fina, ocasionando disminución de la productividad en el área de precipitación, obteniéndose menor alúmina por metro cúbico del licor madre, disminuyendo de esta forma la capacidad de la planta, aumento de la velocidad de incrustación en tanques y tuberías, aumento de la espuma en el licor, aumento del contenido de finos del hidrato lo que impide la aglomeración generándose así una alúmina fuera de especificaciones en cuanto al tamaño de partículas y una nucleación secundaria que favorece la formación de partículas superfinas.

A. Fase de crecimiento

Su finalidad es llevar la productividad al máximo. En ella el mecanismo principal de precipitación que ocurre es el crecimiento, es decir, la deposición lineal del hidrato sobre las partículas existentes. Por tanto, esta fase de precipitación asegura una cementación adicional de las partículas aglomeradas de hidrato. La fase de crecimiento se lleva a cabo de un modo tal que se aumenta la productividad al

máximo a la vez que se evita que la nucleación sea excesiva. Esto se consigue haciendo máxima la adición de la semilla gruesa, aumentando el tiempo de residencia y haciendo óptimo el perfil de temperatura.

Dependiendo del caudal de suspensión, de las condiciones climáticas, de la temperatura del licor madre y de las condiciones de enfriamiento interetapas, la temperatura del flujo total del área de precipitación hacia el área de clasificación de hidrato puede variar dentro de un rango aproximado de 58 a 66 °C.

Estas temperaturas relativamente bajas se pueden conseguir por enfriamiento interetapas, permitiéndose así que la productividad en la fase de crecimiento sea mayor.

Se conoce que el enfriamiento de la suspensión de precipitación tiene una influencia significativa sobre la cantidad de finos que se generan por nucleación causando así una limitación en el grado de enfriamiento que es posible obtener. Otra limitación sería la menor velocidad de precipitación que contrarresta el efecto positivo de la mayor sobresaturación.

Por esta razón, los últimos gramos de productividad que se pueden lograr al final del proceso de precipitación requieren mayor tiempo de residencia, aun cuando se utilice el enfriamiento intermedio. Además, desde este punto de vista sería beneficioso un enfriamiento interetapas múltiples con pasos de enfriamientos adicionales (por ejemplo, aguas abajo de enfriamientos interetapas) pues el perfil óptimo de temperatura se podría seguir más ajustadamente. No obstante, se observará que en el momento de la adición de la semilla gruesa ocurre un primer paso de enfriamiento debido al contenido de humedad del hidrato ^[6].

El crecimiento de los cristales existentes es el proceso básico de precipitación, corresponde a todos los cristales y ocurre a cualquier temperatura del licor del aluminato sobresaturado. Misra (1971) mostró que todos los cristales de tamaño de 5-90 μm registraban un aumento del tamaño en la misma proporción, y Scott (1970) señaló un crecimiento menor para las partículas grandes ($> 100\mu\text{m}$).

La velocidad lineal de crecimiento de los cristales es posible representarla mediante la siguiente ecuación:

$$G = \frac{dL}{dT} = Kg \times S^m \quad (\text{Ec. 2.9})$$

Donde:

G: Velocidad lineal de crecimiento ($\mu\text{m/h}$).

L: Tamaño del cristal (μm).

T: Temperatura absoluta (K).

S: Sobresaturación de Al_2O_3 (g/l).

Kg : Constante de la velocidad de crecimiento (adim).

m: Coeficiente de crecimiento (adim).

Misra (1971) demostró que es aceptable un valor de $m = 2$ y que era posible expresar por la relación:

$$Kg = k \times \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (\text{Ec. 2.10})$$

Donde:

k: Coeficiente de velocidad de crecimiento ($7,4 \times 10^{12}$).

E: Energía de activación ($-14,3 \pm 1,5$) k cal/gmol.

R: Constante universal de los gases (1,9865 cal/ gmol K)

Sustituyendo la ecuación 2.10 en la ecuación 2.9 se tiene:

$$G = 1,96 \times 10^6 \times \exp\left(\frac{-14300}{RT}\right) \times S^2 \quad (\text{Ec. 2.11})$$

La velocidad de crecimiento depende también de la concentración de cáustica en el licor, para lo cual estos investigadores propusieron el siguiente modelo ^[7].

$$G = k \times \exp\left(\frac{E}{R} \times T\right) * \frac{\left(\frac{A}{C} - \frac{A}{C_{\infty}}\right)^2}{C^{0,5}} \quad (\text{Ec. 2.12})$$

Donde:

E/R: Relación de la energía con la constante universal (- 8500).

k: Coeficiente de velocidad de crecimiento ($7,4 * 10^{12}$).

A: Concentración de Al_2O_3 (g/l).

C: Concentración de Na_2O (g/l).

A/C ∞ : Razón de pesos de equilibrios (adim).

La velocidad de precipitación en gramos de Al_2O_3 por litro de licor madre seguirá una relación de la siguiente forma ^[2]:

$$\frac{d[Al_2O_3]}{dt} = k \times A \times \frac{S^2}{[Na_2O]} \quad (\text{Ec.2.13})$$

Donde:

k: Parámetro que depende de la temperatura (adim.)

S: Sobresaturación de Al_2O_3 (g/l).

[Na_2O]: Concentración de Na_2O cáustico (g/l).

2.2.4 Parámetros que afectan la calidad del trihidrato de alúmina producto

A. Soda ocluida

Durante la cristalización del hidrato las especies AL-OH se asocian a la

superficie de la semilla de hidrato y se tienen que polimerizar para formar gibsita.

Esta polimerización produce inicialmente polímeros de peso molecular elevado que forman una capa “tipo gel” o semiordenada en la superficie de la gibsita. Los subproductos de esta polimerización son iones de sodio y de hidróxido ^[8]. La soda que se libera durante la creciente estructuración de esta capa en formación tiene la mínima energía cuando se le coloca en el licor.

En consecuencia, los procesos de difusión promueven la emigración de la soda de la capa en crecimiento hacia el licor circundante.

La velocidad de difusión en el licor es mucho mayor que la velocidad de crecimiento de la partícula de hidrato. No obstante, la velocidad de difusión de los iones de sodio hidratado y de hidróxido a través de la capa semicristalina de crecimiento será menor que las velocidades correspondientes de difusión en el licor.

Se propone que algunos de estos iones de sodio y de hidróxido no tienen tiempo suficiente para salir por difusión de la capa de crecimiento antes de que se convierta en gibsita, por tanto, se incorpora al cristal y de esta forma la soda es ocluida en la alúmina.

Este modelo no hace diferencia entre la sustitución de protones y retención de Na^+OH^- . Esta descripción del modelo propuesto de incorporación de soda se podría hacer mucho más compleja, sin embargo, lo importante de ella está en los factores que afectan la eficacia de la difusión de la soda afectando su concentración en el hidrato y por ende la alúmina resultante ^[2].

La velocidad de difusión de los iones aumenta con la temperatura. Por lo tanto, a temperatura más alta se conseguirá una oclusión menor, pues ésta se puede difundir más rápidamente para salir de la capa creciente de hidrato. Esto fue confirmado por pruebas de laboratorio en donde por una sobresaturación constante en condiciones típicas de precipitación un aumento de temperatura de 10 °C producía hasta una disminución de 0,2% en la velocidad de oclusión de la soda.

En general, se conoce que la velocidad de crecimiento del hidrato es directamente proporcional al cuadrado de sobresaturación del aluminato, esto

significa que el espesor del nuevo hidrato que se forma sobre la superficie del cristal de semilla aumenta con el cuadrado de la sobresaturación del aluminato. En consecuencia la soda que se libera en la estructuración de esta capa tendrá una distancia mayor para difundirse antes de poder escapar. Por lo tanto, a mayor velocidad de crecimiento, mayor concentración de soda en el hidrato.

La experiencia en la planta demuestra que las condiciones que favorecen una gran aglomeración también originan mayor cantidad de soda ocluida. Sin embargo, para conseguir mucha aglomeración se requiere una velocidad específica de precipitación alta, por tanto, no sorprende que las condiciones que ocasionan mucha aglomeración favorezcan la producción de alúmina con alto contenido de soda ^[9].

B. Rompimiento y atrición

La fragmentación de los agregados relativamente frágiles que se formen en la fase de aglomeración tiene una influencia importante sobre el proceso de aglomeración debido a la limitación del tamaño de los agregados que se puedan considerar lo suficientemente resistentes a los choques, limitando en consecuencia el tamaño de las partículas capaces de formar conglomerados.

Como ya se mencionó, el cementado insuficiente (bajo índice de cementación) y la falta de material muy fino (lo que permite mejorar la calidad de la segmentación) puede hacer que los agregados que se forman en la aglomeración se desintegran completamente.

El resultado es, pues, una pérdida aparente de aglomeración que tiene que contrarrestarse reduciendo la carga de semilla (si el índice de cementación es muy bajo) y/o mejorando la nucleación (si esta es muy baja).

Los agregados que se forman en la etapa de aglomeración reciben otra envoltura de hidrato en la etapa de crecimiento, lo cual hace más fuerte y menos sensible a la fractura en los últimos precipitadores y en las operaciones subsiguientes

de proceso. La resistencia mecánica del producto final depende mucho de las condiciones de aglomeración.

En todo el proceso de precipitación hay atrición, la cual es difícil de evaluar con precisión. Además está es responsable de la formación de partículas finas nuevas y de la conformación (redondeo de las aristas cortantes) de las más grandes, de manera que la superficie externa de las partículas de alúmina quede relativamente lisa y menos expuesta a desprender polvo en manejo posterior ^[2].

Se entiende por atrición al desprendimiento de un fragmento pequeño de un cristal base. Por tanto, el efecto neto de la atrición es aumentar la velocidad de generación de partículas pequeñas. Por otra parte, el rompimiento implica una dislocación total del cristal base y es análoga al proceso de desmenuzamiento en la molienda.

En este método estándar para determinar el índice de atrición en el laboratorio se usa un lecho fluidizado, sometiendo un material muestra a condiciones de atrición. Entonces se toma como índice de atrición a la relación de reducción de la fracción más gruesa que 44 μm en la prueba de atrición. Por lo tanto, mientras el índice de atrición sea menor, la partícula de material será más fuerte.

C. Perfil de temperatura

De pruebas de precipitación en el laboratorio efectuadas tanto en Bauxilum como en Alusuisse (empresa encargada del diseño de la planta), se puede predecir en forma aproximada cuales serán los perfiles de temperatura y precipitación del hidrato. En las **Figuras 2.6** y **2.7**, respectivamente, se muestran dichos perfiles.

En la **Figura 2.6** se aprecia como inicialmente el perfil de temperatura registra un aumento, esto es debido a la emisión de calor (por ser la precipitación una reacción exotérmica) sobrepasa el enfriamiento por disipación de calor a través de las

paredes del tanque. Luego se observa un descenso de temperatura cuando se agrega la semilla gruesa. Posteriormente se muestra el mayor descenso de temperatura de aproximadamente 10 °C debido al enfriamiento interetapa (E.I.E.). Por último, la suspensión pierde aproximadamente 2 °C para finalizar a una temperatura alrededor de 58 °C en el último tanque precipitador (SUP).

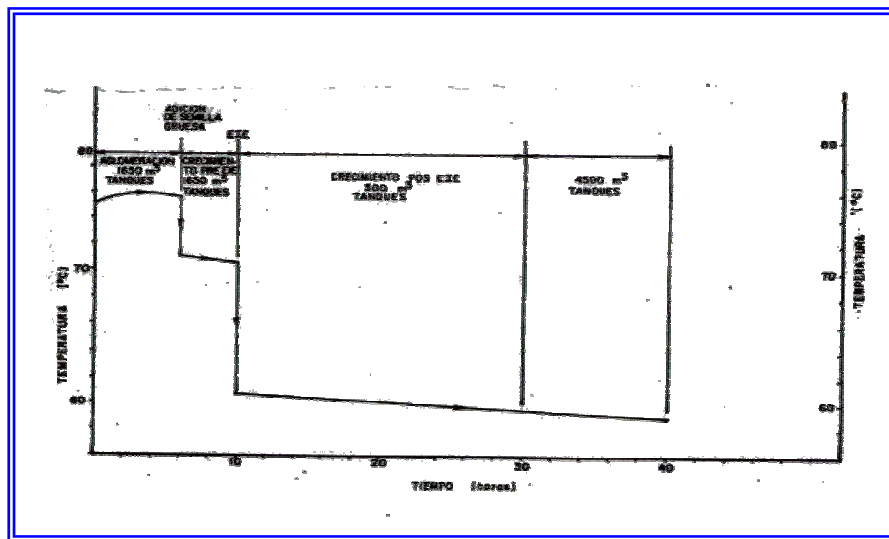


Figura 2.6. Perfil de temperatura previsto para Interalumina. (Interalumina nombre antiguo de Bauxilum)

En la **Figura 2.7** se aprecia el aporte a la precipitación del hidrato, tanto desde el punto de vista de fracción molar como el de productividad, en los diferentes equipos y tanques disponibles. En la figura se muestra como la curva registra la mayor pendiente en la fase de aglomeración y en la primera fase de crecimiento cuando se agrega la semilla gruesa. Este comportamiento es debido a que la velocidad de formación del hidrato es mayor. Posteriormente, la pendiente decae producto de la disminución de la fuerza impulsora de la precipitación.

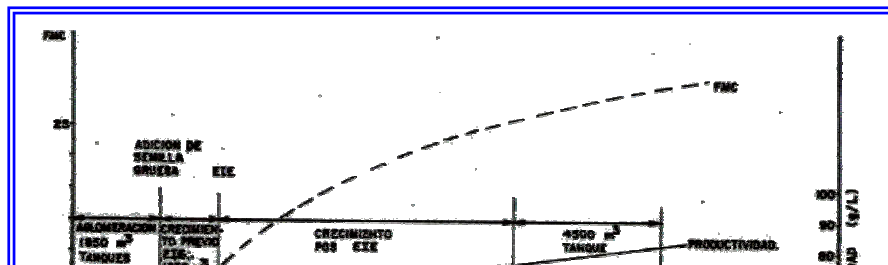


Figura 2.7 Perfil típico de fracción molar cáustica prevista para Interálumina.

2.3 Condiciones operativas del proceso

- **Flujos de LMD:** El equipo tiene que manejar licor madre a un flujo de 1.400 m³/h por etapa. El flujo de diseño para los últimos precipitadores es 2.120 m³/h.
- **Concentración de LMD:** Para conseguir la productividad requerida con este flujo, se fija la concentración del licor madre libre (Na₂O) a 136 g/l con una FMC de 1,33, lo cual arroja 145 g/l Na₂O en el flujo de los últimos precipitadores.
- **Perfil de temperatura:** La temperatura del licor madre alcanza unos 76 °C después del enfriamiento interetapa y de pérdidas de calor, la temperatura del flujo de los últimos precipitadores es alrededor de 60 °C, se requiere como mínimo bajar la temperatura en 10 °C en el enfriamiento interetapa.
- **Tiempo de residencia:** Para alcanzar la productividad necesaria se requiere un tiempo de residencia en planta alrededor de 45 horas. Con los flujos mencionados se proporcionan volúmenes adicionales de precipitación con los 10 nuevos precipitadores de 4.500 m³.
- **Carga de semilla fina:** Para conseguir el engrosamiento requerido del grano del

producto y lograr una aglomeración satisfactoria, se tiene que manejar una carga de semillas finas de 120 a 160 g/l de LMD.

- **Concentración de sólidos en los precipitadores:** para alcanzar una productividad requerida se necesita una concentración de sólidos de 360 g/l en la fase de crecimiento (en los últimos precipitadores).
- **Productividad:** para los flujos antes mencionados se tiene que conseguir una productividad de 75 g del Al_2O_3 /l de LMD. Es esencial que todos los parámetros citados anteriormente se obtengan para alcanzar esta productividad.

2.4 Definiciones básicas

Alúmina

Es el producto final obtenido en el proceso Bayer, cuando se extrae de la bauxita el óxido de aluminio (Al_2O_3), un polvo blanco muy fino. La alúmina se procesa por fundición electrolítica para formar el metal de aluminio.

Bauxita

Importante mena del aluminio compuesta por óxido de aluminio con varios grados de hidrato, suelen estar mezclados con impurezas en especial con hierro.

Concentración cáustica $[\text{Na}_2\text{O}]$ en el LMD

Es el número de gramos de sodio por litro de dilución. En el producto final alúmina, la concentración cáustica debe ser baja.

Fracción molar cáustica

Cantidad de alúmina disuelta en la cáustica del licor madre.

Granulometría en suspensión en el último precipitador

Es el porcentaje reducido de la semilla fina en la suspensión de aglomeración

Licor

Es un medio a través del cual se transporta un sólido.

Licor madre (LMD)

Solución rica en aluminato de sodio, con la cual se alimenta al circuito de precipitación.

Precipitación

Proceso mediante el cual el hidróxido de aluminio precipita (o cristaliza) de la solución de aluminato de sodio.

Productividad

Se define como la cantidad de alúmina extraída de un licor madre una vez procesado.

Soda cáustica

Es una solución de hidróxido de sodio (NaOH), alcalina que se usa para disolver el contenido de alúmina en la bauxita. La soda cáustica pura se disuelve a una concentración de 50% en peso para utilizarlo como cáustica fresca.

Sólidos en suspensión para aglomeración (SPA)

Cantidad de partículas de trihidrato suspendidas por litro de licor que se haya al finalizar la etapa de aglomeración.

Sólidos en suspensión en el último precipitador (SUP)

Cantidad de partículas de trihidrato suspendidas por litro de licor que se haya al finalizar la etapa de crecimiento

Suspensión de hidrato

Es una mezcla de licor con concentraciones de sólidos, se expresa en gramos por litro, (g/l).

Temperatura Interetapa

Es la variación de la temperatura al pasar de una etapa a otra.

Temperatura de licor madre

Es el grado de calor en la solución al entrar al primer tanque precipitador de 1650 metros cúbicos.

Tiempo de residencia

Tiempo de residencia del licor madre a través del número total de tanques den servicio.

CAPÍTULO III

DESARROLLO DEL TRABAJO

3.1 Tipo de investigación

En este trabajo de investigación se realizó una evaluación del efecto de la disminución del perfil de temperatura en la productividad del licor y en la calidad del trihidrato de alúmina obtenido en el circuito de precipitación de alúmina de C.V.G BAUXILUM. En función de los objetivos planteados, se enmarcó dentro de una investigación de tipo descriptiva de carácter evaluativa, ya que se determinó la condición actual que presenta el circuito de precipitación de trihidrato de alúmina y en base a ello se comparó con los cambios de temperatura realizados al mismo a nivel de laboratorio con replicas del proceso.

Best ^[10], expresa: “La investigación descriptiva comprende: Descripción, registro, análisis e interpretación de la naturaleza actual, composición por procesos de los fenómenos”.

Para realizar este proceso, se estudia e investiga la situación real y objetivamente, se registran las informaciones y datos recolectados e interpretados de manera organizada, de acuerdo a la interrelación de los procesos de la investigación.

Arias ^[11], señala: “La investigación descriptiva consiste en la caracterización de un hecho, fenómeno o grupo con el fin de establecer su estructura. Estos estudios miden independientemente las variables, aún cuando no se formulen hipótesis, las primeras aparecen enunciadas en los objetivos de la investigación. Describe características fundamentales de fenómenos, utiliza variables que permiten manifestar

su estructura o comportamiento. Este procedimiento da información sistemática sobre los mismos. Brinda la oportunidad de describir de manera organizada y completa de la situación, lo que ofrece recomendaciones y propuestas”.

La investigación evaluativa es definida por Weiss ^[12], como aquella que tiene por objeto medir los efectos de un proceso por comparación, a fin de contribuir a la toma de decisiones subsiguientes acerca del mismo, con la finalidad de mejorar su desempeño futuro.

3.2 Técnicas e instrumentos de recolección de datos

Para realizar la investigación planteada, de acuerdo a la metodología usada, las técnicas e instrumentos seleccionados, se relacionan estrechamente con los objetivos planteados. El instrumento de recolección de datos sintetiza lo realizado previo a la investigación, aportes del marco teórico e indicadores de estudio. Arias ^[11], expresa: “los instrumentos son los medios materiales que se emplean para recoger y almacenar la información”. Ellos permiten realizar la recolección de los datos necesarios para estudiar el tema seleccionado.

En el mismo orden de ideas Sabino ^[13], define: “Instrumento es cualquier recurso de que se vale el investigador para aproximarse a los fenómenos y extraer de ellos información”. Sintetiza en si todo el proceso de la investigación, permite establecer contacto con la realidad en estudio. La adecuada construcción de los instrumentos a utilizar para investigar, permite alcanzar la correspondencia entre la teoría y los hechos.

En la investigación realizada para recoger las informaciones, registrar y analizar el tema estudiado, se seleccionaron las siguientes técnicas e instrumentos:

3.2.1 Revisión Bibliográfica

Consistió en obtener toda la información necesaria para cumplir con los objetivos propuestos en este trabajo, mediante el uso de fuentes de información tradicionales y no tradicionales, como tesis de grado, libros, textos técnicos, notas técnicas, Internet, etc.

3.2.2 Observación Directa

Esta técnica permitió detectar el estado físico actual que presenta el circuito de precipitación de alúmina en C.V.G Bauxilum, así como también comparar el diseño del mismo con los diseños estudiados previamente, descritos en la bibliografía consultada.

3.2.3 Entrevistas no Estructuradas

Se fundamentaron en una guía general con preguntas no específicas, lo cual permitió al investigador toda la flexibilidad para manejarlas. Al usar esta técnica de forma individual o grupal, se obtuvo a través del personal encargado de operar el sistema, el historial de funcionamiento del mismo, y la visión que estos poseen acerca de la situación actual del circuito de precipitación de alúmina; así, como también obtener información respecto a los parámetros que rigen la calidad del producto, esta información resultó de gran importancia, ya que gracias a ella se pudo obtener datos claves del funcionamiento de éste.

3.3 Preparación previa para el logro de los objetivos planteados

3.3.1 Descripción del proceso de recolección de datos

La recolección de datos se limita a los obtenidos en pruebas de laboratorio comúnmente llamados en la empresa como pruebas de planta.

Esta rutina se sigue en el departamento de control de calidad a la hora de hacer una mejoría en el proceso, ya que no es posible realizar ensayos a nivel de planta por todas las implicaciones que traería en relación con la productividad y la calidad de la alúmina.

La ventaja de trabajar en un ambiente creado radica en que existe una mayor probabilidad de hacer mediciones precisas y controlar eventos extraños, pero su limitación consiste en que el investigador no conoce hasta que punto si los eventos observados en esas condiciones pueden tener las mismas características y manifestaciones que en su ambiente natural.

En el laboratorio de Control de Calidad existe un equipo que simula el área de precipitación. A partir de dicha simulación se recogen los datos para su posterior análisis.

El proceso de recolección de datos se inició con la toma de licor madre, semilla fina lavada y semilla gruesa directamente del proceso para cada una de las corridas. Con relación al licor madre este se recolecta en los puntos de muestreo a la salida del área de expansión instantánea hacia el área de precipitación aproximadamente 30 litros para dos pruebas o cargas del simulador, ya que no es posible una cantidad mayor de licor, debido que al tercer día ser deterioran sus propiedades químicas y físicas.

La semilla fina lavada se recolecta aproximadamente 25 Kg en el filtro de lavado de semillas finas (F-55-7) proveniente del área de lavado de oxalatos. Una cantidad similar de semilla gruesa se recolecta del filtro de lavado de semillas gruesas (F-58-103) del área de filtración de semilla gruesa y producto. Todos los insumos se trasladan al laboratorio de Control de Calidad donde se realizan los análisis requeridos que serán especificados en la sección 3.4.1. Posteriormente el personal

técnico ajusta la concentración de cáustica de licor madre a los valores que establecen las pruebas, además de realizar los cálculos para determinar la cantidad necesaria de semilla fina y gruesa para cada corrida.

3.3.2 Estudio piloto

La prueba de planta como se dijo anteriormente se realiza en un equipo que simula el área de precipitación. Dicho equipo de fabricación artesanal australiana consta principalmente de un panel de control donde se controla la temperatura del baño y una cavidad rectangular compuesta por un soporte giratorio donde se colocan en grupos de cuatro, los dieciséis recipientes cilíndricos de polietileno de alta densidad (HDPE) marca Nalgene de un litro de capacidad cada uno, los cuales se sumergen en agua corriente en las **Figuras 3.1 y 3.2** se muestra la vista frontal y lateral, respectivamente, del equipo. Estos envases representan los tanques de precipitación de alúmina.



Figura 3.1 Vista frontal del equipo que simula el proceso de precipitación de C.V.G

BAUXILUM



Figura 3.2 Vista lateral del equipo que simula el proceso de precipitación de C.V.G
BAUXILUM

Adicionalmente, en la **Tabla 3.1** se muestran las condiciones operativas del área de precipitación.

Tabla 3.1 Condiciones operativas del circuito de precipitación en C.V.G Bauxilum

| PARÁMETRO | CONDICIÓN |
|--|-----------|
| Flujo de licor madre (m ³ /h) | 1.400 |
| Concentración de licor madre(g/L) | 136 |
| Temperatura de licor madre(°C) | 76 |
| Carga de semilla fina (g/L) | 120 a 160 |
| Temperatura inter-etapa (°C) | 66 |
| Temperatura crecimiento (°C) | 60 |

Antes de realizar las pruebas se procedió a calcular la temperatura para el enfriamiento del 35,71% del flujo que entra al área de precipitación con el fin de que dichas temperaturas sean fijadas en el equipo antes descrito y así obtener la temperatura deseada. En las **Figuras 3.3** y **3.4** se muestra un diagrama simplificado del proceso de enfriamiento en la fase de aglomeración y de crecimiento, respectivamente, utilizados para realizar un balance energético y calcular la temperatura del tanque número dos (2) en cada caso.

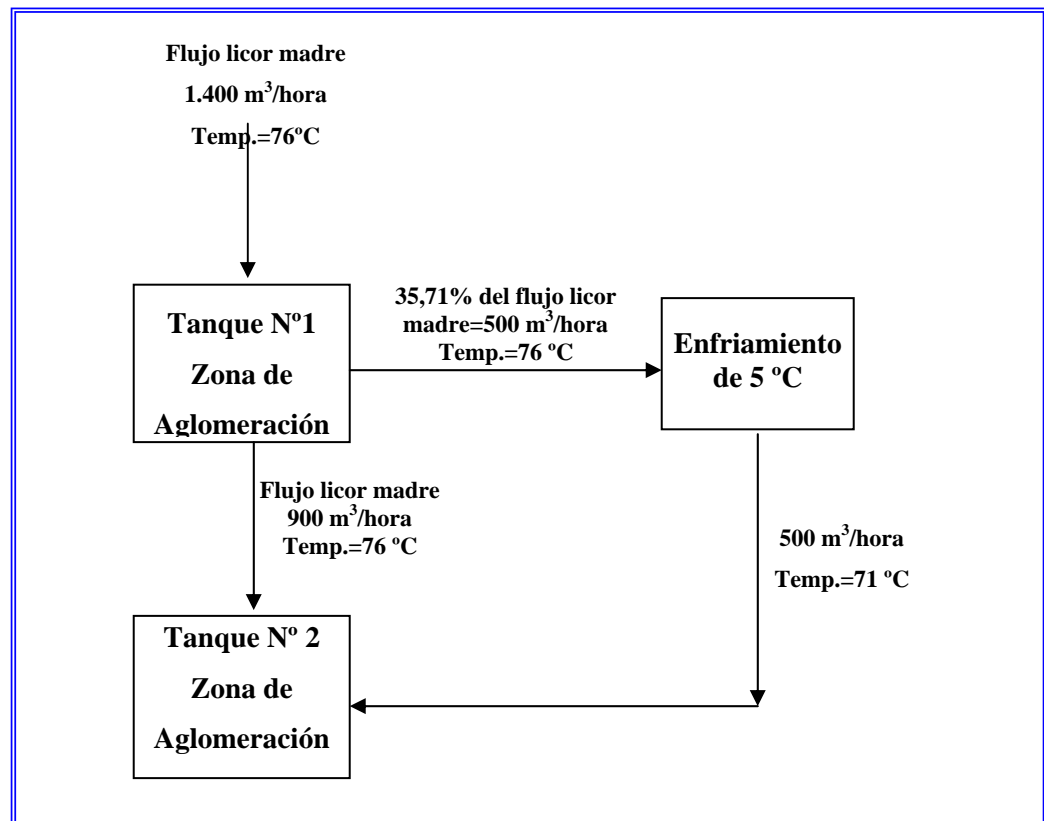


Figura 3.3 Enfriamiento de 5 °C en la fase de aglomeración

A continuación se presenta una muestra de cálculo de la temperatura post-enfriamiento en el segundo aglomerador, para la zona de aglomeración con un enfriamiento de 5 °C, cabe destacar que las temperaturas requeridas fueron calculadas a las condiciones actuales de la planta. Estos cálculos fueron realizados despreciando

las pérdidas de calor al ambiente:

- ✓ Realizando un balance de masa y energía, se obtiene:

$$(64,29\% \text{ LMD} \times T_{\text{LMD}}) + (35,71\% \text{ LMD} \times T_{\text{P.E.LMD}}) = \text{LMD} \times T_2 \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Donde:

LMD: Flujo de licor madre (m^3/h).

T_{LMD} : Temperatura del licor madre ($^{\circ}\text{C}$).

$T_{\text{P.E.LMD}}$: Temperatura post-enfriamiento del licor madre ($^{\circ}\text{C}$).

T_2 : Temperatura en el segundo aglomerador ($^{\circ}\text{C}$).

- ✓ Sustituyendo los valores de flujo y temperaturas correspondientes se obtuvo la temperatura del segundo aglomerador:

$$900 \text{ m}^3/\text{h} \times 76^{\circ} \text{C} + 500 \text{ m}^3/\text{h} \times 71^{\circ} \text{C} = 1.400 \text{ m}^3/\text{h} \times T_2$$

$$T_2 = \frac{900 \text{ m}^3 / \text{h} \times 76^{\circ} \text{C} + 500 \text{ m}^3 / \text{h} \times 71^{\circ} \text{C}}{1.400 \text{ m}^3 / \text{h}} = 74,21^{\circ} \text{C}$$

De igual manera se obtuvieron las temperaturas para la zona de crecimiento así como también para la corrida de enfriamiento de 8°C . Los resultados obtenidos se muestran en la **Tabla 3.2**.

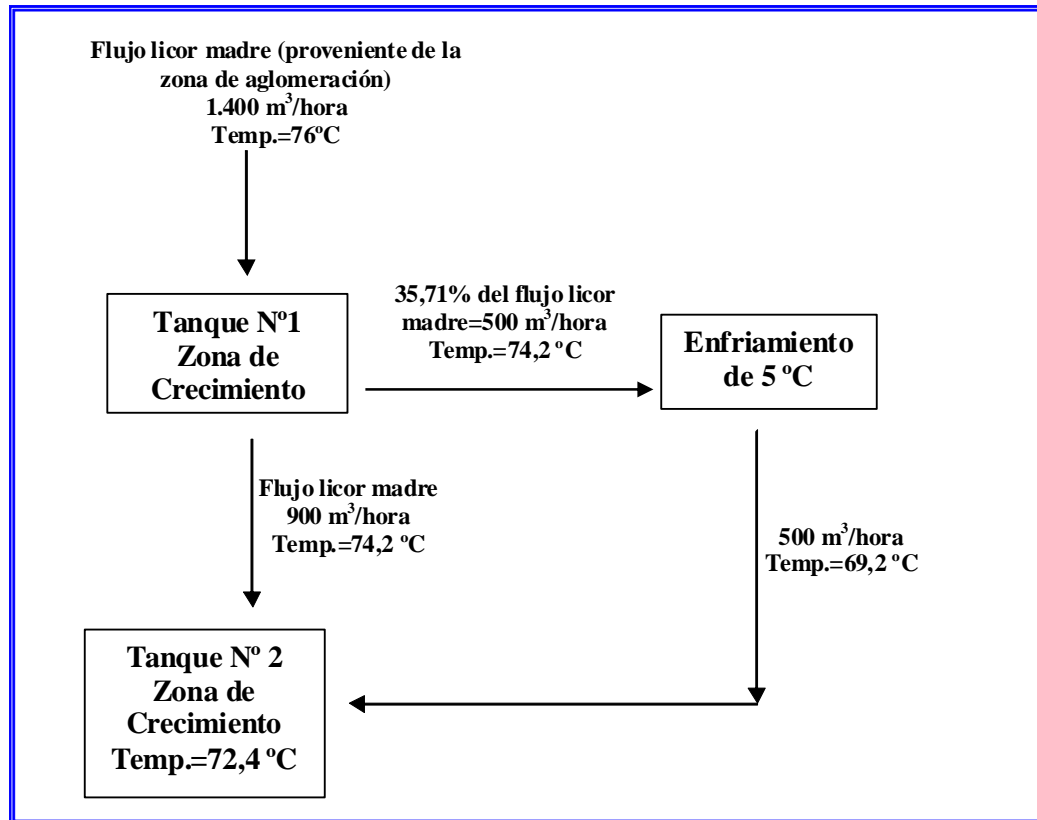


Figura 3.4 Enfriamiento de 5 °C en la fase de crecimiento

Tabla 3.2 Temperatura requerida en los Tanques N° 2 para la zonas de aglomeración y crecimiento

| CORRIDA | GRADO DE ENFRIAMIENTO (°C) | ZONA | |
|---------|----------------------------|--------------|-------------|
| | | AGLOMERACIÓN | CRECIMIENTO |
| I | 5 | 74,2 | 72,4 |
| II | 8 | 73,1 | 70,2 |

Cabe destacar que las cargas de semilla fina y gruesa se hicieron a escala con las condiciones operativas actuales de la planta de acuerdo al volumen manejado en las pruebas, como ejemplo de cálculo se obtienen los gramos necesarios para la carga

de semilla:

Volumen del recipiente= 0,7 lts

Carga de semilla fina del proceso = 123,44 g/L

Carga de semilla gruesa= 342,71 g/L

Para obtener la masa requerida se multiplica la concentración de la carga por el volumen a utilizar, de la siguiente manera:

Carga de semilla fina requerida= 0,7 L x 123,44 g/l = 86,41 g

Carga de Semilla gruesa requerida= 0,7 L x 342,71 g/l = 239,89 g

En la **Tabla 3.4** se muestran las condiciones de operación que permanecieron constantes durante la jornada de experimentos.

Tabla 3.4 Condiciones de operación constante para cada enfriamiento

| PARÁMETRO | VALOR |
|---|----------|
| Tiempo de residencia en la fase de aglomeración | 6 horas |
| Tiempo de residencia interetapa (aglomeración-crecimiento) | 8 horas |
| Tiempo de residencia fase de crecimiento | 40 horas |
| Temperatura de inicio | 76 ° C |
| Fracción molar cáustica | 1,33 |
| Volumen de licor madre | 0,7 L |
| Carga de semilla fina | 86,41 g |
| Carga de semilla gruesa | 239,89 g |
| Granulometría <45 µm de semilla fina | 14 µm |
| Granulometría <45 µm de semilla gruesa | 3 µm |

A continuación se describe el procedimiento empleado para el estudio de productividad y calidad de la alúmina al haber cambios en el perfil de temperatura. Se realizaron ambos enfriamientos, de 5 °C y de 8 °C para el 35,71% del flujo que entra tanto en la zona de crecimiento como en la zona de aglomeración, y fueron conducidas de la siguiente manera:

A) Corrida para el enfriamiento de 5 ° C

Inicialmente se dispuso de ocho cilindros de plástico HDPE, cuatro para prueba especial (a las que se le realizará el enfriamiento a una parte de la muestra) y cuatro para situación normal (los que siguen el curso normal del proceso actual); en cada uno de los envases se vertieron 0,7 L de licor madre y se cargaron 86,41 gramos de semilla fina (inicio fase de aglomeración), estos fueron introducidos en el equipo de precipitación donde se fijó la temperatura de 76 °C, luego de una hora en el baño se sacan cinco envases y se procede de la siguiente manera:

- A cuatro de ellos se les extrae el 35,71% de su contenido, es decir, 0,25 L y a esta fracción se le realiza el primer enfriamiento, logrando un descenso de 5 °C, obteniéndose una temperatura final, en esta porción de la muestra, de 71 °C. Posteriormente se mezcla con el 64,29% restante en cada envase, de éstos una muestra se envía al laboratorio conjuntamente con la muestra que no sufrió modificaciones, para la realización de los análisis respectivos que miden los patrones de calidad (descritos en la sección 3.4.1) y los otros tres se regresan al equipo para continuar la prueba.
- Seguidamente, se fijó la temperatura del baño de 74,2 °C y después de seis horas se procedió a cargar 239,89 gramos de semilla gruesa a cada envase y al mismo tiempo se realizó el segundo enfriamiento de 5 °C al 35,71% del contenido de las tres muestras sometidas a prueba especial una de estas se envía al laboratorio conjuntamente con uno de situación normal, los envases restantes fueron

devueltos al equipo de precipitación y en este se fijó una temperatura de 72,4 °C que corresponde a la temperatura para el segundo tanque en la fase de crecimiento.

- A las ocho horas se fijó la temperatura en unos 63 °C, cambio propio del proceso que representa el enfriamiento inter-etapas, este enfriamiento es general para todos los envases. Después de este enfriamiento se sacan dos envases uno de la prueba especial y otro de situación normal para realizar los respectivos análisis; por último a las cuarenta horas se fija una temperatura de baño de 60 °C, también es un cambio propio del proceso y luego de este enfriamiento se sacan los dos envases restantes y se enviaron al laboratorio, culminando así la prueba para el enfriamiento de 5 °C.

B) Corrida para enfriar 8 ° C

El procedimiento es similar al de la corrida de enfriamiento de 5 °C, con la única diferencia que el perfil ajustado en el equipo de precipitación es el siguiente:

- Temperatura inicial: 76 °C
- Después de una hora: 73,1 °C
- A las seis horas: 70,2 °C
- A las ocho horas: 63 °C
- A las cuarenta horas: 60 °C

3.4 Procedimiento para el logro de los objetivos estudiados

Para llevar a cabo este proyecto se requirió que se cumplieran distintos pasos hasta alcanzar su completa ejecución, por esta razón para la evaluación del efecto de la disminución del perfil de temperatura en la productividad del licor y en la calidad del trihidrato de alúmina obtenido en el circuito de precipitación de alúmina de C.V.G

se cumplieron varias etapas, posteriores a las descritas anteriormente, las cuales se describen a continuación.

3.4.1 Realización de ensayos de los parámetros de calidad en el circuito de precipitación de alúmina con las variaciones de temperatura realizadas en el perfil térmico

Este objetivo se logró gracias a la realización, en el laboratorio, de ensayos de las distintas muestras obtenidas con réplicas del proceso con sus respectivos cambios de temperaturas. A continuación se presenta una breve descripción de los ensayos de los parámetros de calidad realizados al licor madre y al hidrato producto en las pruebas realizadas, dichos ensayos fueron realizados por el personal de laboratorio del departamento de control de calidad de C.V.G Bauxilum, los procedimientos estandarizados de cada uno de estos análisis se encuentran en el Anexo A pero a continuación se describen brevemente las pruebas realizadas.

A. Fracción molar cáustica

El objetivo en este ensayo es determinar la cantidad de alúmina disuelta en la cáustica del licor madre. Se obtuvo por el método de termotitulación, el cual consiste en titular con ácido clorhídrico 1,6 N mientras cambia de temperatura del sistema hasta que se alcanza el punto de equilibrio.

B. Cáustica libre ($\text{Na}_2\text{O}_{\text{ff}}$)

El objetivo en este ensayo es determinar la cantidad de concentración de cáustica libre presente en el licor madre. Esta fue obtenida por termotitulación.

C. Cáustica total (Na_2O_t) y Óxido de sílice (SiO_2)

El objetivo de este ensayo es determinar la concentración de cáustica total y sílice presente en el licor madre, dichas concentraciones son obtenidas mediante el método de análisis de plasma.

D. Carbonato de sodio (Na_2CO_3)

El propósito de este procedimiento de ensayo es determinar los niveles de carbonato de sodio y carbón orgánico presentes en licores de planta, y el contenido de carbón orgánico e inorgánico presente en la materia prima (Bauxita). Este ensayo se basa en la combustión del carbón de una muestra cualquiera con oxígeno, donde el dióxido de carbono producido es arrastrado por una bomba hacia un analizador infrarrojo. Los resultados de la señal de salida del detector infrarrojo son integrados en función del tiempo, y esto representa la cantidad de dióxido de carbono y con ello el contenido de carbono de la muestra. El resultado del análisis es indicado con ayuda de un indicador digital en % C.

E. Índice de atrición

Se introducen 50 gramos de la muestra en un lecho fluidizado durante 15 minutos a 4 bar de presión, luego se determina la granulometría resultante mediante el medidor de tamaño de partículas y se determina el porcentaje de rompimiento de las partículas mediante diferencia de granulometrías.

F. Índice de aglomeración

Este es obtenido mediante un porcentaje medido tomando en cuenta la granulometría de la semilla fina utilizada y la granulometría correspondiente a la zona

que se desee obtener el mismo. A continuación se presenta un ejemplo de cálculo para la muestra sin enfriamiento del 35,71% de flujo a un tiempo de residencia de 6 horas:

$$\% \text{Aglomeración} = \frac{\text{Granulometría de semillafina} \leq 45 \mu\text{m} - \text{Granulometría} \leq 45 \mu\text{m en la etapa correspondiente}}{\text{Granulometría de semillafina} \leq 45 \mu\text{m}}$$

$$\% \text{Aglomeración} = \frac{(14 - 3) \mu\text{m}}{14 \mu\text{m}} \times 100 = 78,57\% \cong 79\%$$

Los resultados obtenidos en esta etapa se muestran en la **Tabla 4.1**, ubicada en el capítulo 4.

3.4.2 Cálculo de la ganancia de productividad disminuyendo el perfil térmico en 5 °C y posteriormente en 8°C tanto en la fase de aglomeración como en la de crecimiento del circuito de precipitación de alúmina

Luego de obtener los resultados en la etapa anterior se procedió a calcular la productividad del licor tanto para cada uno de los enfriamientos como para situación normal (sin enfriamiento) en las muestras obtenidas, para ello se utilizó la ecuación 2.5. La ganancia de productividad se determina comparando la productividad obtenida en las muestras que sufrieron enfriamiento menos la productividad de referencia, es decir, de las muestras que siguieron el proceso normal. Cabe destacar que la concentración de cáustica de licor madre utilizadas para cada caso son las correspondientes a la cáustica libre y se presentan a continuación en la **Tabla 3.5**.

Tabla 3.5 Concentraciones de cáustica para cada ensayo

| ENSAYO | [Na ₂ O _u] (g/L) |
|----------------------|---|
| Sin enfriamiento | 139,0 |
| Enfriamiento de 5 °C | 139,0 |
| Enfriamiento de 8 °C | 137,8 |

A continuación se presenta un ejemplo del cálculo para la productividad en la zona de aglomeración, en un tiempo de residencia de 6 horas para el enfriamiento de 5 °C, así como también para el caso sin enfriamiento:

- ✓ Muestra sin enfriamiento (patrón de referencia):

$$P_{\text{ref}} = 1.645 \times 139 \text{ g/L} \left(\frac{1}{1,33 \text{ g/L}} - \frac{1}{1,82 \text{ g/L}} \right) = 46,29$$

- ✓ Muestra con enfriamiento:

$$P_{\text{obt}} = 1.645 \times 139 \text{ g/L} \left(\frac{1}{1,33 \text{ g/L}} - \frac{1}{1,81 \text{ g/L}} \right) = 45,59$$

- ✓ La ganancia se calcula, de la siguiente forma:

$$\Delta P = P_{\text{obt}} - P_{\text{ref}} = 45,59 - 46,29 = -0,7$$

Siendo ΔP la ganancia de productividad. Del mismo modo se procede para el resto de las muestras en ambas corridas. Los resultados obtenidos se muestran en la **Tabla 4.3**.

3.4.3 Evaluación de las condiciones granulométricas de las partículas de alúmina para los cambios de temperatura realizados

Una vez evaluada la productividad y parámetros de calidad se procede a evaluar la granulometría a lo largo de la prueba, es decir, se evaluó la granulometría para distintos tiempos de residencia y así poder observar el comportamiento de la misma tanto en condiciones normales de planta como para los cambios de temperatura realizados. Para esto se enviaron al laboratorio las muestras con el fin de realizarle ensayos de granulometría por el personal del laboratorio de control de calidad de C.V.G Bauxilum, los cuales se citan a continuación:

Análisis de generación súper finos: Este es realizado en un equipo que permite analizar una muestra sólida y determinar su granulometría en mallas que previamente han sido seleccionadas por el operador, este equipo se le llama Coulter-Multisizer, con el mismo se obtuvieron las granulometrías $<2 \mu\text{m}$ y $<3 \mu\text{m}$ para cada tiempo de residencia correspondiente a cada prueba.

Análisis de partículas $<45 \mu\text{m}$: Este es realizado en el mismo equipo descrito anteriormente, la diferencia es el tamaño de las mallas utilizadas, con el mismo se obtuvieron las granulometrías $<45 \mu\text{m}$ para cada tiempo de residencia correspondiente a cada prueba.

3.6 Selección del cambio de temperatura realizado con el cual se logra un mejor estándar en los parámetros de calidad y mayor productividad en el circuito de precipitación de alúmina

Después de haber efectuado todos los análisis y cálculos descritos en las etapas anteriores, se procedió a realizar comparaciones entre los resultados obtenidos para las muestras donde se realizó el enfriamiento con respecto a la situación normal (sin

enfriamiento), evaluando el comportamiento de los parámetros de calidad y productividad para cada una de las pruebas, observando cuales fueron los cambios ocurridos antes, durante y al final del enfriamiento. Luego de dicha comparación se realizó un estudio de los parámetros de planta donde se buscó el rango aceptable de calidad para cada uno de estos y así tomar la decisión más acertada en cuanto a productividad y calidad se refiere.

CAPÍTULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

A continuación se presenta el análisis y discusión de los resultados obtenidos en el desarrollo de la investigación. Se tratan inicialmente los datos obtenidos para cada uno de los objetivos planteados. El análisis se realiza interpretando los fenómenos involucrados a partir de los datos recolectados, y realizando comparaciones entre estos para llegar a la solución final del problema planteado por el objetivo general. En esta sección se analizan como son influenciadas la productividad y la calidad del producto ante un cambio de temperatura en el mecanismo de formación de hidrato en la precipitación de alúmina. El mecanismo de formación de hidrato involucra tres fases conocidas. La primera de ellas es la fase de nucleación, la cual corresponde al nacimiento de nuevos cristales. Esta fase se es afectada solamente por la temperatura y el grado de saturación de licor madre, por lo tanto, dichas variables son consideradas causas potenciales en la variación de la respuesta a la calidad deseada.

Es importante señalar que la sobresaturación depende de tres variables como son la temperatura, fracción molar cáustica y concentración cáustica. La fracción molar cáustica representa la relación de concentraciones de cáustica y alúmina en el licor madre, esta relación aumenta a medida que precipita la alúmina. El valor de fracción molar cáustica de inicio es de 1,33; valor que se considera constante, ya que en los registros históricos no existe una fluctuación significativa.

La fase de mayor importancia en el mecanismo de precipitación de hidrato es la aglomeración, debido a que es vital para regular la calidad del mismo en cuanto a granulometría se refiere. Aquí se produce la cementación, la cual es responsable de la

unión de las partículas finas para formar aglomerados estables. Esta depende de la sobresaturación del licor madre, carga de semilla fina y de partículas finas. La carga de semilla fina es considerada una causa potencial de la generación de superfinos, ya que esta recoge las partículas finas del circuito de precipitación.

La última fase del mecanismo de formación de hidrato es la correspondiente al crecimiento, cuya finalidad es llevar la productividad al máximo y asegurar una segmentación adicional a las partículas aglomeradas de hidrato. Esta fase se inicia con la adición de semilla gruesa luego viene el enfriamiento interetapas, el cual es decisivo para darle al aglomerado la consistencia necesaria para que no ocurra desprendimiento de partículas en los tanques restantes del circuito, además de contribuir significativamente a alcanzar los últimos gramos de productividad.

4.1 Análisis de los parámetros de calidad

En la **Tabla 4.1** se pueden observar los resultados obtenidos para los ensayos de los cuales se habló en el capítulo anterior y posteriormente, se presenta la interpretación de dichos resultados.

Tabla 4.1 Parámetros de calidad obtenidos ante los enfriamientos realizados

| Fase | Muestra | T (°C) | FMC | Na ₂ O _t (g/L) | SiO ₂ (g/L) | Na ₂ CO ₃ (g/L) | Na ₂ C ₂ O ₄ (%) | Índice Atrición (%) | Índice Aglom. (%) |
|---|----------------------|--------|------|--------------------------------------|------------------------|---------------------------------------|---|---------------------|-------------------|
| Aglomeración Tiempo de Residencia: 6 h | Sin enfriamiento | 72,4 | 1,82 | 187,0 | 0,98 | 45,3 | 0,018 | 6,0 | 79 |
| | Enfriamiento de 5 °C | 72,4 | 1,81 | 185,3 | 0,97 | 45,5 | 0,020 | 7,0 | 29 |
| | Enfriamiento de 8 °C | 70,1 | 1,75 | 184,7 | 1,07 | 18,28 | 0,014 | 6,0 | 86 |
| Inter-etapa Tiempo de Residencia: 8 h | Sin enfriamiento | 63,0 | 1,90 | 185,0 | 0,98 | 45,80 | 0,210 | 4,0 | 86 |
| | Enfriamiento de 5 °C | 63,0 | 1,96 | 187,7 | 0,99 | 48,80 | 0,030 | 4,0 | 79 |
| | Enfriamiento de 8 °C | 63,0 | 1,89 | 185,9 | 1,07 | 19,17 | 0,550 | 3,5 | 86 |
| Crecimiento Tiempo de Residencia: 40 h | Sin enfriamiento | 60,0 | 2,53 | 191,0 | 1,04 | 46,30 | 0,230 | 13,0 | 79 |
| | Enfriamiento de 5 °C | 60,0 | 2,59 | 188,1 | 1,04 | 46,40 | 0,100 | 13,0 | 79 |
| | Enfriamiento de 8 °C | 60,0 | 2,61 | 183,1 | 1,04 | 19,14 | 0,550 | 3,0 | 93 |

4.1.1 Fracción Molar Cáustica (FMC)

Como se dijo anteriormente la fracción molar cáustica representa la relación de concentraciones de alúmina y cáustica en el licor madre, esta relación aumenta a medida que precipita la alúmina y esto se logra con el descenso de la temperatura porque al ocurrir éste, aumenta la velocidad de precipitación. Este principio se cumple para la zona de crecimiento, ya que se observa que se obtienen valores más altos a medida que desciende más la temperatura, es decir, para el enfriamiento de 8 °C la fracción molar cáustica fue mayor que para el de 5 °C y para este último, a su vez, fue mayor que para la muestra sin enfriamiento, tal como se puede observar en la **Tabla 4.1**. Para la zona de aglomeración, los resultados obtenidos no concuerdan con el comportamiento esperado, ya que en estos ensayos los valores mayores de fracción molar cáustica resultaron para el caso sin enfriamiento, esto debido a que para esa zona el sistema no había alcanzado la estabilidad con la cual cuenta la zona de crecimiento, aunado a ello, en esta zona se realiza la carga de semilla gruesa la cual aumenta la cantidad de alúmina al sistema.

4.1.2 Cáustica Total (Na_2O_t), Carbonato de Sodio (Na_2CO_3), Oxalato de Sodio ($\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$) y Óxido de Sílice (SiO_2)

El contenido de sodio total, el cual viene dado por la concentración de cáustica total, fue disminuyendo, para ambos enfriamientos, con el descenso de temperatura tal como se puede ver en la **Figura 4.1**, lo que trae como consecuencia un favorecimiento a la ganancia de productividad como se refleja en ambas zonas (aglomeración y crecimiento). Según R.D. Bird, H.R. Vance, C.s Furhman ^[14] las impurezas de sodio aumentan la solubilidad de la alúmina en el circuito de precipitación causando un efecto negativo sobre la producción, es decir, se obtiene de manera más fácil ganancia de productividad a menor concentración de Na_2O_t .

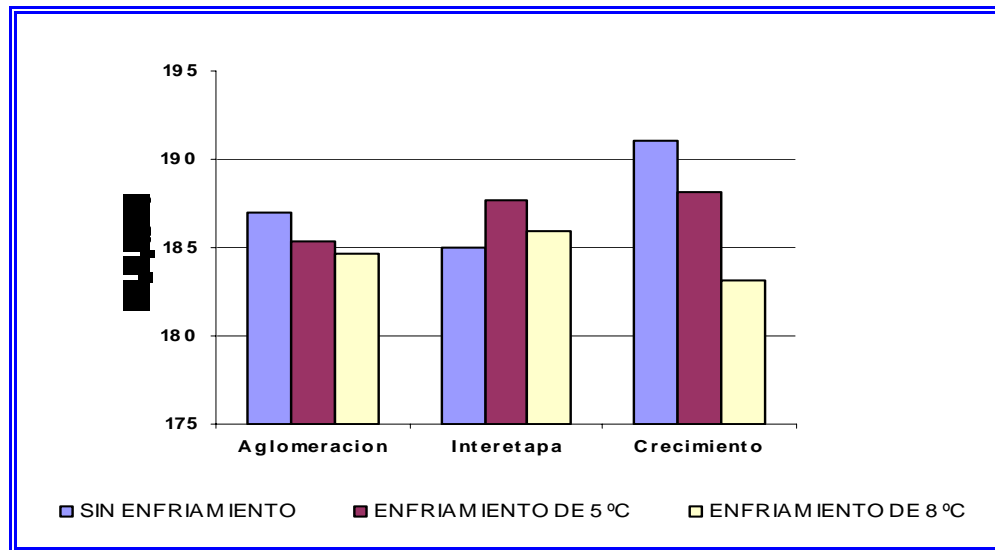


Figura 4.1 Comportamiento de la cáustica total ante los enfriamientos realizados

Como se dijo en capítulos anteriores, los compuestos orgánicos disueltos en el licor son de alto peso molecular, por efecto del calor y de la oxidación estos sufren transformaciones y deterioros progresivos hasta transformarse en compuestos más livianos, principalmente en oxalato de sodio y carbonato de sodio y éstos, representan la mayor cantidad de compuestos orgánicos presentes en el circuito de precipitación. En la **Figura 4.2**, se puede observar que la concentración de carbonato (Na_2CO_3) tuvo un comportamiento similar, en las tres zonas estudiadas, tanto para la muestra sin enfriamiento como para el enfriamiento de 5 °C, pero para el de 8 °C se nota que hubo un descenso significativo, esto se debe a que para esta corrida la concentración de oxalato ($\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$) aumentó en cuanto a porcentaje se refiere, es decir con un mayor grado de enfriamiento se favorece más la formación de oxalato que de carbonato de sodio como se puede observar en la **Figura 4.3**.

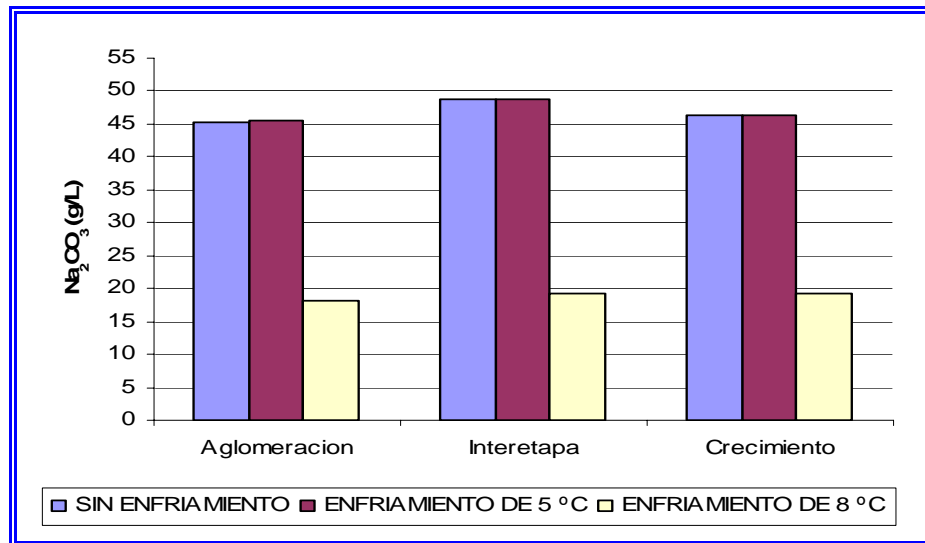


Figura 4.2 Comportamiento del carbonato de sodio ante los enfriamientos realizados

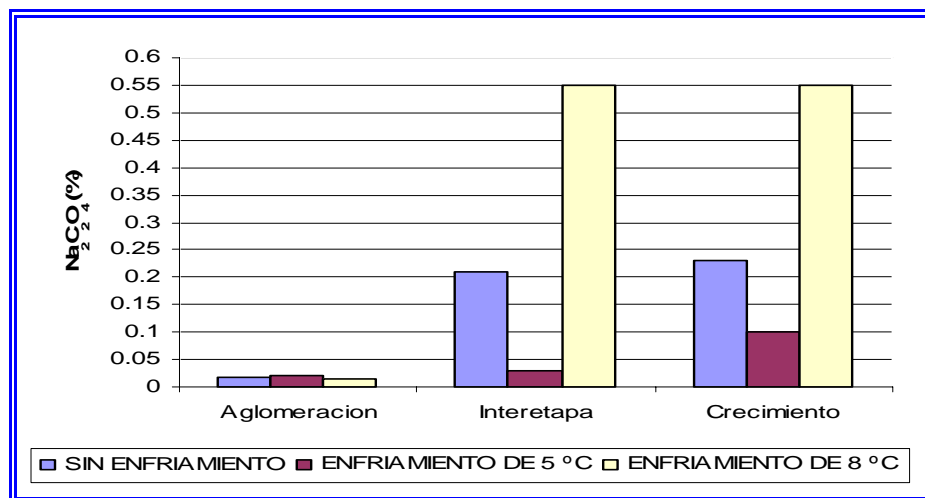


Figura 4.3 Comportamiento del oxalato de sodio ante los enfriamientos realizados

En la **Tabla 4.1** se puede observar que el óxido de sílice para ambos enfriamientos, tuvo un comportamiento creciente a medida que se disminuía la temperatura de la muestra, tanto para la zona de aglomeración como para la ínter-etapa. En la zona de crecimiento el comportamiento fue muy distinto, la concentración de esta especie se mantuvo constante en un valor de 1,04 g/L para

todos los casos, lo que era de esperar debido a que las muestras fueron sometidas a varios enfriamientos tanto en la réplica del proceso mismo como en los que se indujo el enfriamiento adicional, logrando con éstos que precipite todo el óxido de sílice presente en el licor madre que puede precipitar, alcanzando finalmente una concentración invariable.

4.1.3 Índice de Atrición

El índice de atrición máximo permitido es de 10%; en línea general, si se encuentra un valor superior al 10% en la suspensión de aglomeración (SPA) indica poca resistencia del hidrato. Según los resultados obtenidos en el experimento realizado se observa que para ambas corridas se obtienen valores bajos de atrición para la zona de aglomeración, obteniéndose para el enfriamiento de 5 °C un valor de 7% y para el de 8 °C un 6%, tal como se puede observar en la **Tabla 4.1** y en la **Figura 4.4**, este resultado es acertado debido a que al inicio de la precipitación se fijó una temperatura óptima de 76 °C lo cual favorece la aglomeración de las partículas promoviendo una alta velocidad de precipitación y permitiendo una segmentación suficiente de los agregados en un período relativamente corto.

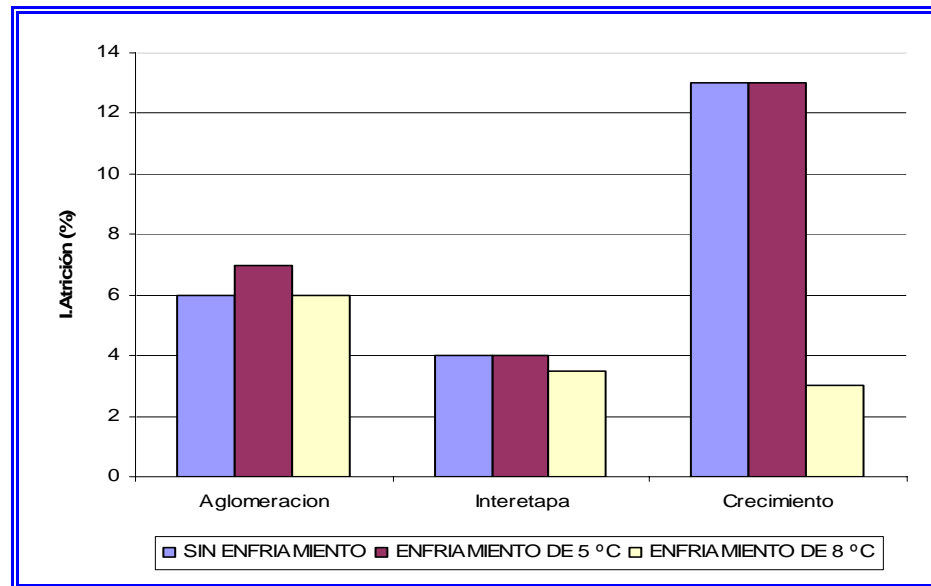


Figura 4.4 Comportamiento del índice de atrición ante los enfriamientos realizados

Con relación a la atrición, Sang^[15] expone que la dureza del producto depende de la forma de crecimiento del hidrato. La dureza final del producto es obtenida en licores con alta saturación, ya que durante el mecanismo de nucleación los espacios vacíos del hidrato tienden a llenarse con una capa de cemento que le proporciona mayor resistencia al hidrato.

En la práctica este principio se cumplió, ya que en las pruebas, para la zona de crecimiento, se obtuvieron los siguientes resultados: 13%, para el enfriamiento de 5 °C y 3%, para el de 8 °C, que comparados con los valores obtenidos de la muestra que simula exactamente el proceso para la corrida de 5 °C se encuentra fuera de las especificaciones del producto con una baja segmentación, lo cual también se puede justificar por el aumento en el índice de aglomeración de 50 puntos a partir del final de la etapa de aglomeración. Esta aglomeración violenta ocasionó un agregado grande pero débil; caso contrario en el enfriamiento de 8 °C donde se obtuvo alto índice de aglomeración en la zona de aglomeración manteniéndose estable a lo largo de la precipitación formando un agregado con mayor segmentación y mejor resistencia.

4.1.4 Índice de Aglomeración

El índice de aglomeración muestra la cantidad de conglomerado formado. En planta, se maneja un valor para la zona de aglomeración de 50% como meta, teóricamente hablando.

Sabiendo esto, en la **Tabla 4.1** se puede observar que el mejor resultado en cuanto índice de aglomeración se obtuvo para la corrida de 5 °C con un valor de 29%, en cambio para la de 8 °C éste fue de 86%, esto se debe a que a mayor enfriamiento mayor fue la sobresaturación y por ende mayor es la formación de agregado. Para cada una de las corridas se calculó el índice de aglomeración tanto para la zona de aglomeración como para la de crecimiento teniendo como valores para esta última un 79% para la corrida de 5 °C y 93% para la de 8 °C; estos valores elevados de aglomeración son acertados debido a que el mayor enfriamiento se obtiene en la zona de crecimiento, ya que fue sometido al enfriamiento simulado más el enfriamiento agregado con la carga de semilla gruesa y el de ínter-etapa ocasionando la formación de un agregado mayor.

4.2 Análisis de la ganancia de Productividad

En C.V.G Bauxilum el circuito de precipitación está definido por dos etapas, la fase de aglomeración y la fase de crecimiento. La fase de aglomeración representa más del 60% de la productividad total y determina el comportamiento general en el circuito de precipitación. Por esta razón, los controles principales se aplican en esta etapa. El resto de la zona de crecimiento permite controlar el tamaño de cristales y la diferencia de productividad para mantener el perfil de sólidos que garanticen los niveles de producción requeridos en calcinación.

La productividad bajo las condiciones de trabajo desarrolladas en esta investigación se encuentra ampliamente influenciada principalmente por la variable temperatura ya que las demás variables de la cual depende ésta fueron fijadas como

constantes. Por lo tanto este análisis se realizó en función del comportamiento de la misma respecto a al cambio de temperatura. Los resultados obtenidos para ambos enfriamientos en la fase de aglomeración, muestran claramente que el enfriamiento realizado no logró un aumento de productividad significativo con respecto a la obtenida sin enfriamiento, tal como se observa en la **Tabla 4.2** y en la **Figura 4.5**, no cumpliendo con el principio de que a medida que la temperatura disminuye se obtiene mayor sobresaturación y al obtenerse ésta se consigue que precipite una mayor cantidad de producto y por ende, la productividad debería aumentar. Esto se justifica, debido a que la sobresaturación obtenida para esta zona no fue lo suficiente para ganar productividad ya que las muestras estaban influenciadas por un pequeño enfriamiento y el gradiente de temperatura fue menor comparado con el de la zona de crecimiento, donde sí se observa el comportamiento esperado.

Tabla 4.2 Comportamiento de la productividad ante los enfriamientos realizados

| Fase | Muestra | T (°C) | Productividad (g/l) | Ganancia de Productividad Respecto a Caso sin Enfriamiento |
|--------------|----------------------|--------|---------------------|--|
| Aglomeración | Sin Enfriamiento | 72,4 | 46,29 | - |
| | Enfriamiento de 5 °C | 72,4 | 45,59 | -0,70 |
| | Enfriamiento de 8 °C | 70,1 | 41,64 | -4,65 |
| Inter-etapa | Sin enfriamiento | 63 | 51,58 | - |
| | Enfriamiento de 5 °C | 63 | 55,26 | 3,68 |
| | Enfriamiento de 8 °C | 63 | 50,50 | -1,08 |
| Crecimiento | Sin enfriamiento | 60 | 81,54 | - |
| | Enfriamiento de 5 °C | 60 | 83,64 | 2,10 |
| | Enfriamiento de 8 °C | 60 | 83,59 | 2,05 |

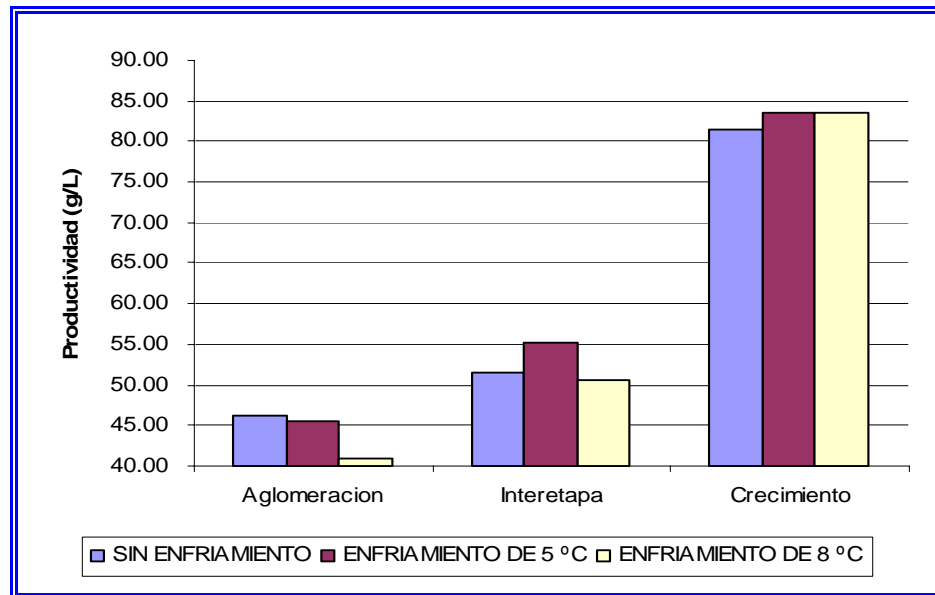


Figura 4.5 Comportamiento de la productividad ante los enfriamientos realizados

4.3 Análisis granulométricos para las muestras estudiadas

4.3.1 Generación de Partículas Superfinas

Las partículas superfina son medidas con el factor F3.4, dicho factor define el comportamiento de la granulometría del proceso y así como también la carga de semilla fina, ya que un incremento brusco de estas partículas afecta directamente la generación de finos, reflejándose en la zona de aglomeración. Este parámetro de frecuencia F3.4 no debe ser mayor de 30, de serlo ocurriría una crisis de afinamiento en el circuito de precipitación, en planta se maneja un producto grueso para la venta por ello no es recomendable un afinamiento, en la **Tabla 4.3** se muestran los valores obtenidos para cada corrida de enfriamiento, en donde se observa que para la zona de aglomeración se obtuvieron mejores valores de frecuencia: 19, para la corrida de 5 °C y 16, para la corrida 8 °C; comparados con los de la etapa de crecimiento que fueron de 16, para la corrida de 5 °C y de 26, para la corrida de 8 °C; esto se debe a que en la

etapa de crecimiento existe la posibilidad de una nucleación excesiva ocasionada por tanta caídas de temperatura, ya que en esta zona se le aplicó un enfriamiento por la simulación del intercambiador al cual se le suma el ocasionado por la carga de semilla fina y el de inter-etapas. Adicionalmente, esta tendencia se puede observar en la **Figura 4.6**.

Tabla 4.3 Comportamiento de los súper finos y producto grueso ante los enfriamientos realizados

| Fase | Muestra | T (°C) | F 3.4 | Granulometría <45µ m (%) |
|---------------------|----------------------|--------|-------|--------------------------|
| Aglomeración | Sin Enfriamiento | 72,4 | 17 | 3 |
| | Enfriamiento de 5 °C | 72,4 | 19 | 10 |
| | Enfriamiento de 8 °C | 70,1 | 16 | 2 |
| Inter-etapa | Sin enfriamiento | 63 | 16 | 2 |
| | Enfriamiento de 5 °C | 63 | 17 | 3 |
| | Enfriamiento de 8 °C | 63 | 22 | 2 |
| Crecimiento | Sin enfriamiento | 60 | 20 | 3 |
| | Enfriamiento de 5 °C | 60 | 16 | 3 |
| | Enfriamiento de 8 °C | 60 | 26 | 1 |

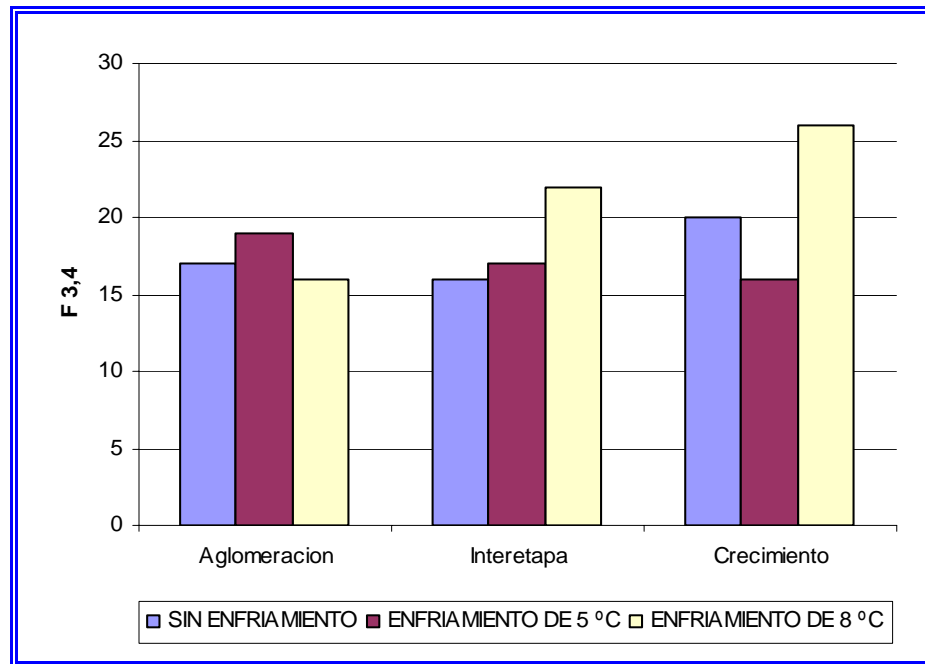


Figura 4.6 Comportamiento de la generación de partículas súper finas ante los enfriamientos realizados

La fase de mayor importancia en un mecanismo de precipitación de hidrato es la aglomeración, debido a que es vital para regular la generación de superfinos, allí se encuentra la cementación, la cual es responsable de la unión de partículas finas para formar aglomerados estables. En esta fase se observó que a mayor índice de aglomeración menor es la formación de superfinos y por ende, el factor F_{3,4} también es menor. Este principio gobernó ambas corridas, obteniéndose para el enfriamiento de 8 °C un índice de aglomeración de 86% y un valor de frecuencia de 16, comparado con el enfriamiento de 5 °C, donde se obtuvo una frecuencia de 19 con un índice de aglomeración del 29%. Esto es lógico debido a que al ocurrir mayor aglomeración hay mayor cementación de estas partículas finas formando agregados de mayor tamaño.

4.3.2 Porcentaje de Partículas con Granulometría Menor de 45µm (%<45 µm)

El porcentaje <45 µm representa la cantidad de hidrato grueso en suspensión, el valor deseado en planta es de 8% para la zona de crecimiento (meta teórica), los valores superiores a éste indican que hay mayor cantidad de producto fino. Tal como se puede observar en la **Figura 4.7** para la corrida de 5 °C, en la fase de aglomeración, se obtuvo un porcentaje <45 µm de 10% y un 3%, en la zona de crecimiento; en esta última zona se obtuvo mejor resultado en cuanto a producto grueso se refiere, esto debido a que para esa fase se obtuvo un índice de aglomeración elevado (79%) comparado con el obtenido en la zona de aglomeración (29%).

La razón que justifica este comportamiento es que la zona de crecimiento esta sometida a muchos descensos de temperatura, en esta etapa se realiza el enfriamiento propio del proceso sumado al ocasionado por la carga de semilla gruesa, lo cual aumenta la sobresaturación del licor permitiendo aumentar la cantidad de producto que sedimenta y formando un agregado de mayor magnitud. Para la corrida de 8 °C se observó una mayor producción de producto grueso, esto se refleja por la obtención de un %<45 µm para la zona de aglomeración de 2% y 1% para la de crecimiento, la poca diferencia entre estos valores se debe a que el índice de aglomeración se mantuvo aproximadamente constante, obteniéndose un 86% en la zona de aglomeración y un 93% en la de crecimiento, lo que condujo a la formación de un producto grueso, aunado a esto se obtuvieron índices de atrición bajos para ambas zonas en este caso el enfriamiento en cada una de las zonas de precipitación mantuvo un equilibrio en la formación del conglomerado alcanzándose para cada enfriamiento un incremento del índice de aglomeración de 7 puntos, tanto en la zona de aglomeración como en la de crecimiento.

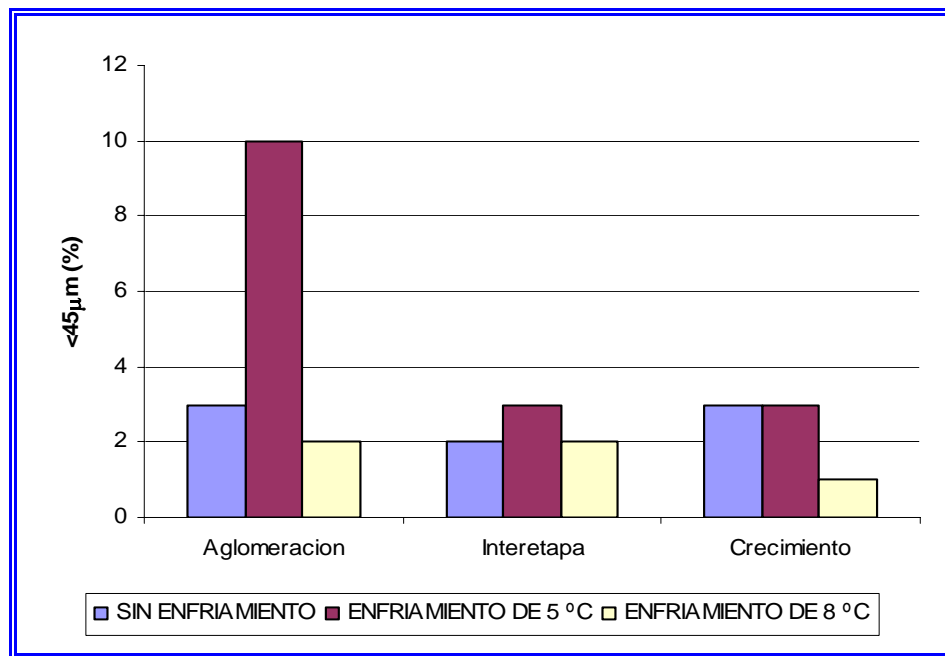


Figura 4.7 Comportamiento de la granulometría <45 μm ante los enfriamientos realizados

4.4 Conclusiones

1. Se obtuvo un mejor resultado de fracción molar cáustica (FMC) con el enfriamiento de 8 °C, resultando mayor para la zona de crecimiento (2,61) que para la de aglomeración (1,75).
2. La concentración de cáustica total (Na_2O_t) disminuyó, en ambas zonas, con el descenso de la temperatura, obteniéndose los valores más bajos para la corrida de 8 °C.
3. El descenso de temperatura favorece la formación de oxalato de sodio ($\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$) como compuesto orgánico en vez de carbonato de sodio (Na_2CO_3).
4. La concentración de óxido de sílice (SiO_2) alcanza un valor constante de 1,04 g/L en la zona de crecimiento.
5. El índice de atrición disminuyó con el descenso de 8 °C de temperatura tanto en la fase de aglomeración como en la de crecimiento.
6. El incremento en el índice de aglomeración se produjo de forma gradual para el enfriamiento de 8 °C mientras que para el de 5 °C fue extremadamente brusco.
7. El descenso de temperatura logra un mayor aumento de productividad en la zona de crecimiento, tanto para el enfriamiento de 5 °C como para el de 8 °C.
8. Se presenta mayor generación de partículas superfinas con el enfriamiento de 8 °C en la fase de crecimiento.
9. Para la corrida de 8 °C se obtiene una mayor producción de producto grueso tanto en la zona de aglomeración como en la de crecimiento.
10. El descenso de temperatura en la fase de crecimiento permite aumentar la eficiencia del sistema de inter-etapa y ganar mayor productividad.
11. Se obtuvieron mejores resultados en cuanto a productividad y parámetros de calidad para el enfriamiento de 8 °C.

4.5 Recomendaciones

- En base a los resultados de productividad se recomienda realizar el enfriamiento en la fase de crecimiento, sacando el 35,71 % del flujo del tanque que recibe semilla gruesa.
- Operar con un enfriamiento de 8° C en la zona de crecimiento, teniendo un mejor control con el fin de evitar el exceso de generación de partículas superfinas, ya que las pruebas 8° C arrojaron que estas incrementan alrededor de 10 millones de partículas/gramos.
- Realizar la réplica del proceso y los respectivos ensayos de los parámetros de calidad realizando descensos de temperatura en el rango comprendido entre 5 °C y 8 °C, es decir, incluyendo valores intermedios de este rango.
- Continuar estudios más detallados para mejorar las condiciones de operación que permitan un equilibrio entre la productividad y la calidad del hidrato producto.

BIBLIOGRAFÍA

1. <http://bauxilum.com.ve/>, consultada el día 23 de noviembre de 2007.
2. Manual de Proceso., **“Teoría y Descripción de funcionamiento del Proceso Bayer”**, Archivo de C.V.G BAUXILUM, Puerto Ordaz-Venezuela, (1988).
3. Varela, J., **“Mejoramiento del Proceso de Precipitación de Partículas Súper Finas de Alúmina”**. BUXILUM, Puerto Ordaz-Venezuela, (2001).
4. Xie, Zhao and Bi., **“Effect of Temperature on the Agglomeration of Hydrate”**, Light Metals, Printed in USA, (2005).
5. Jiang, Zhou, Wang and Jian., **“Influence of the Process Conditions on Agglomeration During the Seeded Precipitation of Sodium Aluminate Solution”**, Light Metals, Printed in USA, (2005).
6. Misra, C., y With, E., **“Kinetics of Cristallizacion of Aluminium Tryhidroxide fron seeded Caustaic Aluminate Solutions”**, Symposium Series, Londres-Iglaterra, (1971).
7. Quintero, I., **“Seminario Técnico Precipitación y Clasificación de Alúmina Hidratada”**, C.V.G BUXILUM, Puerto Ordaz-Venezuela, (1990).
8. Scott, C., **“Efecc of Seed and Temperatura on the Particle Size of Bayer Hidrate”**, Extractive Metallurgy of Aluminium, vol. 1, Londres-Inglaterra, (1962).
9. White, y, Baterman., **“Matematical Model of Alumina Trihydrate Precipitation from Bayer Aluminate Liquors”**, Fourth Symposium on Aluminium, Queensland-Australia, (1988).
10. Best., **“Proyecto de Investigacion”**, Kairos, Barcelona-España, (1961).
11. Arias, F., G., **“El Proyecto de Investigaciòn”**, 2^{da} Edicion, Editorial Episteme, Caracas-Venezuela, (1997).
12. Weiss., **“Tipos de Investigacion”**, Editorial Paidos, Buenos Aires-Argentina, (1980).

13. Sabino, C., **“El Proceso de Investigacion”**, Editorial Panapo, Caracas-Venezuela, (1992).
14. R. D., Bird, H., R. Vance., Fuhman, C., **“The Effect of Four Common Bayer Liquors Impurities on Alumina Solubility”**, Light Metals, Londres-Iglaterra, (1983).
15. Sang, J., **“Factor Affecting Residual Na₂O in Precipitación Products”**, Phoenix, Estados Unidos de América, (1988).

ANEXOS

ANEXO A: Procedimientos de laboratorios utilizados en el departamento de Control de Calidad de C.V.G BAUXILUM



Ensayo de Laboratorio



Código: 10-040

Asunto

Determinación de Calcio (CaO) en Licores

1. ALCANCE.

Analizar cuantitativamente la cantidad de calcio presente en el licor. El propósito de este análisis es conocer los niveles presentes de CaO g/l en licores de plantas, de manera de realizar todos los ajustes necesarios a fin de evitar el impacto de esta impureza en el producto final “Alúmina Calcinada grado Metalúrgico” que se produce en esta planta.

2. REFERENCIA BIBLIOGRAFICA

The Automatic Spectroscopy “Karl Slickers”.

Inductively Coupled Plasma in Analytical Atomic Spectrometry “Akbar Montaser an D.W Golight.

3. DEFINICIONES

Licor cáustico: Es la solución acuosa de aluminato de sodio.

4. PRINCIPIO DEL ENSAYO.

El calcio es determinado usando la técnica de Espectrometría de Plasma.

5. MATERIALES Y/O EQUIPOS.

5.1 Plasma I.C.P.

5.2 Pipeta volumétrica de 4,5, 10 y 15 ml.

5.3 Frasco volumétrico de 50, 100 y 1.000 ml

5.4 Diluidor automático

6. REACTIVOS.

6.1 Ácido clorhídrico (conc) P.A 37%.

6.2 Solución patrón de 1000 ppm Ca (standard ICP de Calcio)

6.3 Solución patrón de 4 ppm.

Colocar una alícuota de 4ml de la solución en un balón aforado de un litro y complete a volumen con agua destilada.

6.4. Preparación de estándares:

| PPM | ml Solución | Vol. Final |
|-----|-------------|------------|
| Ca | (6.3) | ml |
| 0.2 | 5 | 100 |
| 0.4 | 10 | 100 |
| 0.6 | 15 | 100 |

NOTA: El blanco a utilizar es agua destilada.

7. MATERIAL A ENSAYAR.

Mediante este método analítico se puede determinar el contenido de óxido de calcio presente en licores provenientes de la planta.

8. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.

8.1. Realizar la curva de calibración rango (0 a 0.6) ppm de Ca y analizar en el equipo.

8.2. Construya la curva de trabajo midiendo los valores de intensidad de cada uno de los patrones con ayuda del equipo de plasma incluya el blanco y almacene los resultados y su respectivo gráfico.

8.3. Se chequea el programa o curva de trabajo con estándares de chequeo, preparados para tal fin 0.2 ó 0.6 ppm Ca.

8.4. Una vez calibrado y chequeado el equipo se analiza la concentración en g/l de la muestra con una dilución de 1 ml en un balón de 50 ml, luego añadir 5 ml de ácido clorhídrico (conc) 37% para asegurar la disolución de todo el calcio no disuelto o en suspensión y además neutralizar la cáustica presente; y finalmente se lleva hasta 50 ml con agua destilada.

8.5. Se hace aspirar la muestra bien homogénea y se reporta su resultado.

9. CALCULOS.

El equipo realiza su cálculo interno e imprime su resultado ver manual de procedimiento: Plasma I.C.P.

10. NORMAS DE SEGURIDAD.

Ver práctica administrativa de Normas de Seguridad del Laboratorio.

11. ANEXOS

NO APLICA

| | | |
|-----------------------------------|----------------------------------|-------------------|
| Conformado | Aprobado | Fecha de Vigencia |
| Nombre y Apellido LUISA GARCÍA | Nombre y Apellido JOSÉ ROMERO | |
| Firma | Firma | |
| Fecha | Fecha | |



Ensayo de Laboratorio



Código: 10-042

Pág

Asunto

Análisis de Carbón Orgánico y Carbonato de Sodio en Licores.

1. ALCANCE.

Determinar los niveles de carbonato de sodio y carbón orgánico existentes en el licor y carbón orgánico e inorgánico en muestras sólidas (Bauxita).El propósito de este procedimiento de ensayo es determinar los niveles de carbonato de sodio y carbón orgánico presentes en licores de planta y contenido de carbón orgánico e inorgánico en materia prima (Bauxita)

2. REFERENCIA BIBLIOGRAFICA.

Guidelines for the determination of total Organic Carbon (Toc) ISO-.8245.

3. DEFINICIONES

Licor cáustico: Es la solución acuosa de aluminato de sodio

4. PRINCIPIO DEL ENSAYO.

Es la combustión del carbón de una muestra cualquiera con oxígeno, donde el dióxido de carbono producido es arrastrado por una bomba al analizador infrarrojo, y los resultados de la señal de salida del detector infrarrojo es integrado en función del tiempo, representando en medida a la cantidad de dióxido de carbono y con ello el contenido de carbono de la muestra. El resultado del análisis es indicado con ayuda de un indicador digital en % C.

5. MATERIALES Y/O EQUIPOS.

5.1 Analizador de carbón Strohlein C-MAT 500.

5.2 Inyectadora Hamilton de 1 ml.

5.3 Frasco volumétrico de 50 y 100 ml.

- 5.4 Diluidor Hamilton
- 5.5 Agitador magnético de 100 x 65 mm (Lxd)
- 5.6 Platina calentante con agitación de 20x20 cm ó 15 cm Ø diámetro.
- 5.7 Navecillas de análisis
- 5.8 Balanza analítica de precisión ± 0.0001 g
- 5.9 Algodón

6. REACTIVOS.

- 6.1 Acido ortofosfórico.
- 6.2 Perclorato de magnesio.
- 6.3 Cloruro de calcio (Ca Cl₂)
- 6.4 Carbonato de sodio (Na₂CO₃)
- 6.5 Oxalato de sodio (Na₂C₂O₄)
- 6.6 Carbonato de calcio (CaCO₃)
- 6.7 Estándares a utilizar en el equipo 100 ppm Na₂C₂O₄ y carbonato de calcio para rangos altos.

7. MATERIAL A ENSAYAR.

Se analizan licores y materia prima de planta (Bauxita).

8. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.

Condición de Operación.

Presión de entrada del oxígeno 50 psi (manómetro del cilindro).

Las condiciones del medidor de flujo para la entrada de oxígeno en el equipo deben estar en 20 columna izquierda y 10 columna derecha.

Instrucciones para el uso del strohlein C. MAT 500 - Lt.

Presione el boton power, enciende una luz (no ready) intermitente indicando que el equipo no se encuentra en condiciones operativas.

Espere unos minutos mientras la luz desaparece.

Encienda la bomba, presione el botón calculator a la posición ON. Abra la llave de oxígeno, observar que la presión de entrada es la de 50 psi.

Encienda la impresora.

Para dar inicio al programa coloque el número dos (2) en la posición sample weight.

Presione el botón de Reset hacia abajo, borre el 2 colocado anteriormente, para obtener los resultados en mg/lit.

Coloque la cantidad de muestras a inyección en sample weight (0,5 a 1µl).

Presione el botón start para dar comienzo al análisis.

Preparar los standard de 100 ppm de NaCO_3 para carbón inorgánico y $\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$ para carbón total

Calibrar el equipo inyectando 1 ml del estandar hasta obtener 100 ± 1 ppm C, el equipo estará en condiciones operativas.

Al arrancar el análisis la luz derecha de ZERO INDICADOR, comienza una intermitencia rápida y luego va disminuyendo progresivamente mientras se obtiene el resultado.

El indicador de volumen de CO_2 , comienza un conteo de cero (0), hasta lograr un valor máximo que va a depender del contenido de carbón en la muestra.

Preparación de la muestra para su análisis.

En el caso de licores de planta se realiza una dilución de 1 ml en un balón de 50 ml y llevar con agua destilada hasta 50 ml, luego inyectar 0.5 ml según las instrucciones de uso del STROHLEIN C-MAT 500 lt.

En el caso de sólidos ej. Bauxita ; (muestra secada, triturada y homogeneizada) pesar 0.1 gr y analizar según instrucciones de manejo del equipo:

Nota: En el caso de otras muestras líquidas o sólidas se realizará una dilución o pesada adecuada para su determinación.

9. CALCULOS.

9.1 El resultado de g/l de Carbón orgánico puede ser expresado en forma de carbonato de sodio.

$$\text{g/l Na}_2\text{CO}_3 = \frac{\text{PPM C inorgánico} \times 1 \text{ PM Na}_2\text{CO}_3 \times \text{Fd}}{1000 \text{ PAC}}$$

Fd = Factor de dilución

9.2 Calculo de carbonato asociado a la cáustica.

$$\% \text{ Na}_2\text{O (carbonato)} = \frac{\text{PPM C inorgánico} \times 1 \text{ PM Na}_2\text{O} \times \text{Fd} \times 100}{1000 \text{ PAC Na}_2\text{O}(t) \text{ g/l}}$$

9.3 gr de carbón orgánico por cada 100 g de cáustica.

$$\% \text{ C orgánico} = \frac{\text{PPM C total} - (\text{PMM C inorgánico} / 1000) \times 1 \times \text{Fd}}{\text{Na}_2\text{O (g/l)}} \times 100$$

9.4 Porcentaje de carbón orgánico con bauxita

Nota: El contenido de carbón total e inorgánico lo calcula el equipo directamente ya que el peso de la muestra es introducido al equipo C MAT – 500, como parte del procedimiento.

$$\% \text{ C orgánico} = \% \text{ C}_{\text{total}} - \% \text{ C}_{\text{inorgánico}}$$

10. NORMAS DE SEGURIDAD.

Ver Práctica Administrativa Normas de Seguridad del Laboratorio

11. ANEXOS

NO APLICA

| | | |
|---|--|-------------------|
| Conformado Nombre y Apellido LUISA GARCÍA | Aprobado Nombre y Apellido JOSÉ ROMERO | Fecha de Vigencia |
| Firma | Firma | |
| Fecha | Fecha | |



Ensayo de Laboratorio



Código: 10-043

Pág. 111 de
133

Asunto

Determinación de Sodio total (Na_2O) y Oxido de Silicio (SiO_2) en Licores

1. ALCANCE.

Conocer los niveles de Na_2O y SiO_2 en licores provenientes de planta para así garantizar la óptima calidad de la producción. El propósito de este análisis es conocer los niveles presentes de Na_2O , y SiO_2 en licores de planta, de esta manera se pueden realizar los ajustes necesarios a fin de asegurar una producción de calidad óptima donde la calidad y la cantidad sean máximas.

2. REFERENCIA BIBLIOGRAFICA.

The automatic Atomic Spectroscopy “Karl Slickers”.

Atomic Absortión Spectrometry “Bernhard Welz”.

3. DEFINICIONES:

Licor cáustico: Es la solución acuosa de aluminato de sodio

4. PRINCIPIO DEL ENSAYO.

El método consiste en determinar la concentración de cáustica y sílice en g/l por la técnica de análisis de plasma I.C.P.

5. MATERIALES Y/O EQUIPOS.

5.1 Equipo de Plasma I.C.P.

5.2 Frascos volumétricos de 50,100, 200 , 250, 500 y 1000 ml.

5.3 Pipetas volumétricas de 5,10,15,20,25 y 75 ml.

5.4 Diluidor automático

6. REACTIVOS.

6.1 Solución madre de 31000 mg/l Na_2O .

Diluya un titrisol 1 N de NaOH en 1 litro con agua destilada.

6.2 Solución Madre 1000 mg/l Si (standars I.C.P Si)

6.3 Solución patrón 40 mg/l Si y 9300 mg/l Na_2O

Tome 75 ml de la solución 6.1 y 10 ml de la solución 6.2 y diluya a 200 ml con agua destilada.

6.4 Preparación de la curva de trabajo.

Transfiera las siguientes alícuotas de la solución 6.3 en balones de 250 ml.

| STD | ml Solución (6.3) | Concentración mg/l | |
|-----|----------------------|-----------------------|----------------|
| | | Na_2O | SiO_2 |
| 1 | 10 | 372 | 1.6 |
| 2 | 15 | 558 | 2.4 |
| 3 | 20 | 744 | 3.2 |
| 4 | 25 | 930 | 4.0 |

7. MATERIAL A ENSAYAR.

Con ayuda de este método de análisis se determinan las concentraciones en g/l de Na_2O y SiO_2 en licores de planta y cualquier otra muestra líquida que se encuentre en este rango de trabajo.

8. PROCEDIMEITNO EXPERIMENTAL.

8.1. Realizar la curva de calibración.

8.2. Crear método de análisis en el equipo de plasma, construya su curva de trabajo y analice según manual de operación del equipo.

8.3. Chequee su curva con un estándar sintético de concentración conocida para determinar si su equipo trabaja de manera óptima.

8.4. Una vez chequeado el equipo, se realiza una dilución apropiada del licor y finalmente se hace aspirar a través del equipo y se analiza y se reporta su resultado.

9. CALCULOS.

El equipo una vez que uno crea el método de análisis lo almacena y realiza su cálculo interno tomando en cuenta la curva de análisis y su dilución después imprime este resultado luego de haber promediado por lo menos 5 análisis en menos de 1 minuto. Ver manual de procedimiento del plasma I.C.P.

10. NORMAS DE SEGURIDAD.

Ver práctica administrativa Normas de Seguridad del Laboratorio

11. ANEXOS

NO APLICA

| | | |
|---|--|-------------------|
| Conformado Nombre y Apellido LUISA GARCÍA | Aprobado Nombre y Apellido JOSÉ ROMERO | Fecha de Vigencia |
| Firma | Firma | |
| Fecha | Fecha | |



Manual de Equipos de Laboratorio



Código: 10-079

ASUNTO:

Análisis de Partículas. Finas Coulter- Multisizer

1. OBJETIVO.

La finalidad que busca este manual de operación del coulter multisizer es familiarizarse con el manejo correcto de dicho equipo de análisis

2. ALCANCE

Con este equipo de análisis el operador está en capacidad de poder analizar una muestra sólida y determinar su granulometría en mallas que previamente sean seleccionadas por el operador.

3. CARACTERISTICAS GENERALES.

- 3.1 No. Lab: 93 - 073
- 3.2 Modelo: Coulter Multisizer
- 3.3 Serial: 230889
- 3.4 Voltaje requerido: 110/120V 50 / 60 Hz
- 3.5 % error: < 1 %
- 3.6 Desviación: ± 2 %

Nota: Es determinar su operatividad utilizando una muestra standard secundario de chequeo.

4. PASOS A SEGUIR PARA OPERARLO

4.1 Calibración.

- Encienda el equipo. presione los botones power.
- Espere 30 minutos mientras el equipo se estabiliza.
- Pese $0,1000 \pm 0,002$ de una muestra de características conocidas.
- Coloque la copa (con la muestra ya preparada) en el equipo.
- Cierre las puertas, garantizando evitar interferencias.
- Coloque la válvula en Reset, espere que la columna de mercurio baje.
- Presione los botones Reset y full, aparece en pantalla el gráfico de la muestra analizada.
- Coloque la válvula en posición count y espere que el equipo muestre en pantalla el gráfico (se trabaja en lod día).
- Coloque el cursor en posición 22,10,5,4,3,2 μm y anote los valores de cada posición.
- Repita el análisis 5, 3 ó 2 veces con el objeto de obtener un valor promedio y una desviación de estos análisis.

PROCEDIMIENTO.

- Encienda el equipo presionando los botones power.
- Espere 30 minutos mientras se logra estabilizar el equipo.
- Introduzca la copa en el equipo, mantenga la puerta cerrada para evitar interferencia.

- Comience el análisis de la muestra, ya preparada.
- Coloque la válvula número uno en posición reset, espere el descenso de la columna de mercurio.
- Presione los botones reset y full.
- Coloque la válvula en posición count. Aparece en pantalla el gráfico.
- Coloque el primer botón en posición cout, espere que la columna de mercurio descienda.
- Coloque el botón en posición reset y automáticamente comienza el análisis.
- Coloque el cursor en posición 22,10,5,4,3,2, um y anote los valores de cada posición,
- Es recomendable que entre análisis se drene el tubo por donde pasan las partículas. Esto se logra colocando el primer botón en la posición reset y el segundo en posición fil silmultáneamente.
- Cuando se observe que el tubo no contiene más partículas, coloque los botones en posición count y close, respectivamente (en sentido de las agujas del reloj).

| | | | | |
|-----------------------------------|-------|----------------------------------|-------|----------------|
| Conformado | | Aprobado | | Fecha vigencia |
| Nombre y Apellido LUISA GARCIA | | Nombre y Apellido JOSÉ ROMERO | | |
| Firma | Fecha | Firma | Fecha | |



Ensayo de Laboratorio



Código: 30-001

Pág. 117 de
133

Asunto

Análisis de Licores de Planta para Concentraciones de Na_2O y Al_2O_3 por Titulación Termométrica

1. ALCANCE:

Determinar las concentraciones del Na_2O y Al_2O_3 a las diferentes muestras del proceso. Lo que permite controlar estos parámetros y la relación $[\text{Na}_2\text{O}] / [\text{Al}_2\text{O}_3]$ a lo largo de todo el proceso Bayer.

2. REFERENCIA BIBLIOGRAFICA

Ormet Laboratory Procedures, Volumen II Book N° 8; T. J. Sloan.

3. DEFINICIONES:

3.1 Licor cáustico: Es la solución acuosa de aluminato de sodio

3.2 Soda cáustica: Es una solución de hidróxido de sodio (NaOH) alcalina que se usa para disolver el contenido de alúmina en la bauxita.

4. PRINCIPIO DEL ENSAYO

En la titulación termométrica se utiliza el efecto térmico para la detección del punto final de la titulación. Este tipo de titulación se basa en la medida del calor de neutralización liberado cuando se adiciona ácido clorhídrico a los licores del proceso Bayer.

5. MATERIALES Y/O EQUIPOS

- 5.1. Diluidor Hamilton
- 5.2. Temotitulador Wesseling
- 5.3. Dosimat Metrohm 765
- 5.4. Agitador Magnético modelo E-649
- 5.5. Vasos de Poliestireno
- 5.6. Cubierta plástica 15mmx5mm

6. REACTIVOS

- 6.1. Acido clorhídrico 1.28 Mol.
- 6.2. Tartrato de sodio y potasio 614 g/l
- 6.3. Fluoruro de potasio 617 g/l

7. MATERIAL A ENSAYAR

- 7.1. Licores de planta

8. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

- 8.1. Coloque el agitador magnético en un vaso de poliestireno limpio y seco.
- 8.2. Transfiera con el diluidor Hamilton 1 ml de muestra, previamente enfriada, dentro del vaso.
- 8.3. Añada 10 ml de tartrato de sodio y potasio, luego coloque el vaso de poliestireno con la muestra bajo ensamblaje de titulación, cúbralo con la tapa plástica y encienda el agitador. Tome la precaución de que el magneto se mueva libremente.
- 8.4. Coloque el selector de titulación en la posición del Na_2O . Balance el potenciómetro para tener una lectura cero (ambas luces del potenciómetro deben estar apagadas).

- 8.5. Oprima el botón de arranque hasta que aproximadamente 0.2 ml de ácido haya sido agregado.
- 8.6. Anote la lectura de la bureta cuando termine la titulación del Na_2O (no pare la agitación).
- 8.7. Añada 10 ml de solución KF (617 g/l).
- 8.8. Lleve a cero la lectura de la bureta y cambie el selector de titulación a la posición de Al_2O_3 .
- 8.9. Repita los pasos 8.5 y 8.6.
- 8.10. Para la agitación, retire los vasos de poliestireno y lave el aparato con agua destilada.

9. CALCULOS

Introduzca las lecturas obtenidas durante la titulación, en el computador programado para el cálculo de Na_2O y Al_2O_3 en g/l. En la pantalla aparecerán los valores de Na_2O y Al_2O_3 contenida por la muestra con su respectiva relación molar-cáustica ($[\text{Na}_2\text{O}] / [\text{Al}_2\text{O}_3] \times 1.645$)

10. NORMAS DE SEGURIDAD

Ver práctica administrativa “Normas de Seguridad de Laboratorio”

| | | |
|---------------------------------|-------------------------------|-------------------|
| Conformado Nombre y Apellido | Aprobado Nombre y Apellido | Fecha de Vigencia |
| Firma | Firma | |
| Fecha | Fecha | |



Ensayo de Laboratorio



Código: 30-018

Pág. 120 de
133

Asunto

Índice de Atrición

1. ALCANCE:

Determinar la fragilidad o rompimiento de la partícula de alúmina. El presente ensayo describe específicamente, cada uno de los pasos a seguir para la determinación del índice de atrición de la alúmina calcinada.

2. REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

- 2.1. Manual de equipos del Laboratorio.
- 2.2. Manual de Normas de Seguridad del Laboratorio.

3. DEFINICIONES

NO APLICA

4. PRINCIPIO DEL ENSAYO

El índice de atrición es representado por el incremento de finos ($< 45\mu\text{m}$) en una muestra, originado por el rompimiento mecánico de la partícula por corriente de aire bajo condiciones controladas. Este método está diseñado para medir el grado de resistencia de los productos de precipitación en el Proceso Bayer, determinando así su rompimiento en el lecho fluidizado.

5. MATERIALES Y/O EQUIPOS

- 5.1. Tubo de vidrio.
- 5.2. Tapón de goma.
- 5.3. Dedal filtrante (ver anexo 1).
- 5.4. Vibrador de tamices Ro-Tap.
- 5.5. Tamices de acero inoxidable.
- 5.6. Balanza (0,01 g)

6. REACTIVOS

- 6.1. El campo de aplicación de este ensayo no incluye reactivos.

7. MATERIAL A ENSAYAR

- 7.1. Alúmina calcinada.
- 7.2. Hidrato de Producto

8. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

- 8.1.1. Procedimiento de la muestra:
- 8.1.2. Realice un análisis granulométrico (VER ENSAYO ROTAP código: 30-005) a la muestra original tomar valor de la fracción <math><45 \mu\text{m}</math> antes de la prueba.
- 8.1.3. Pese 50 gr. de muestra original con precisión de $\pm 0,01$ gr.
- 8.1.4. Transfiera la muestra al tubo de vidrio a través de un embudo.
- 8.1.5. Pese el dedal filtrante con precisión de 1 mg.
- 8.1.6. Tape el tubo de vidrio con el dedal.
- 8.1.7. Ajuste el flujo de aire a través del sistema a una presión de 4 bar.
- 8.1.8. Mantenga este flujo por 15 minutos: cese el flujo y luego deje que la muestra se deposite en el fondo.
- 8.1.9. Remueva el dedal y pese inmediatamente, con precisión de 1 mg (fracción de polvo).
- 8.1.10. Limpie las paredes internas del tubo de vidrio con un pincel y agregue a la muestra principal contenida en el plato de soporte.

8.1.11. Esta muestra (ver 8.1.9) es pesada inmediatamente con precisión 0,01 gr. (muestra principal).

8.1.12. Realice un análisis granulométrico (ROTAP) a la muestra principal (muestra que queda en el plato soporte ver figura anexo 1) para la fracción <45 µm.

8.1.13 Pesar muestra depositada en el plato soporte para análisis ROTAT en la fracción <45 µm, haciendo pasar la muestra directamente por el tamiz 45 µm. Pesar lo que queda en el pan (Bandeja) manteniendo el conjunto de tamices, encienda el controlador de tiempo por 10 min.

9. CÁLCULOS

9.1.1. Índice de atrición:

$$\text{Índice de atrición} = \frac{X - Y}{100 - Y} \times 100$$

Y = % fracción <45 µm antes del análisis (ver 8.1.1).

X = % fracción <45 µm después del análisis + el % de fracción de polvo.

Donde:

$$X = \left[\frac{\text{G} + \text{el peso de la fracción de polvo (ver 8.1.8)}}{\text{Peso de muestra principal después del análisis}} \right] * 100$$

(Ver 8.1.10 + fracción de polvo (ver 8.1.8)).

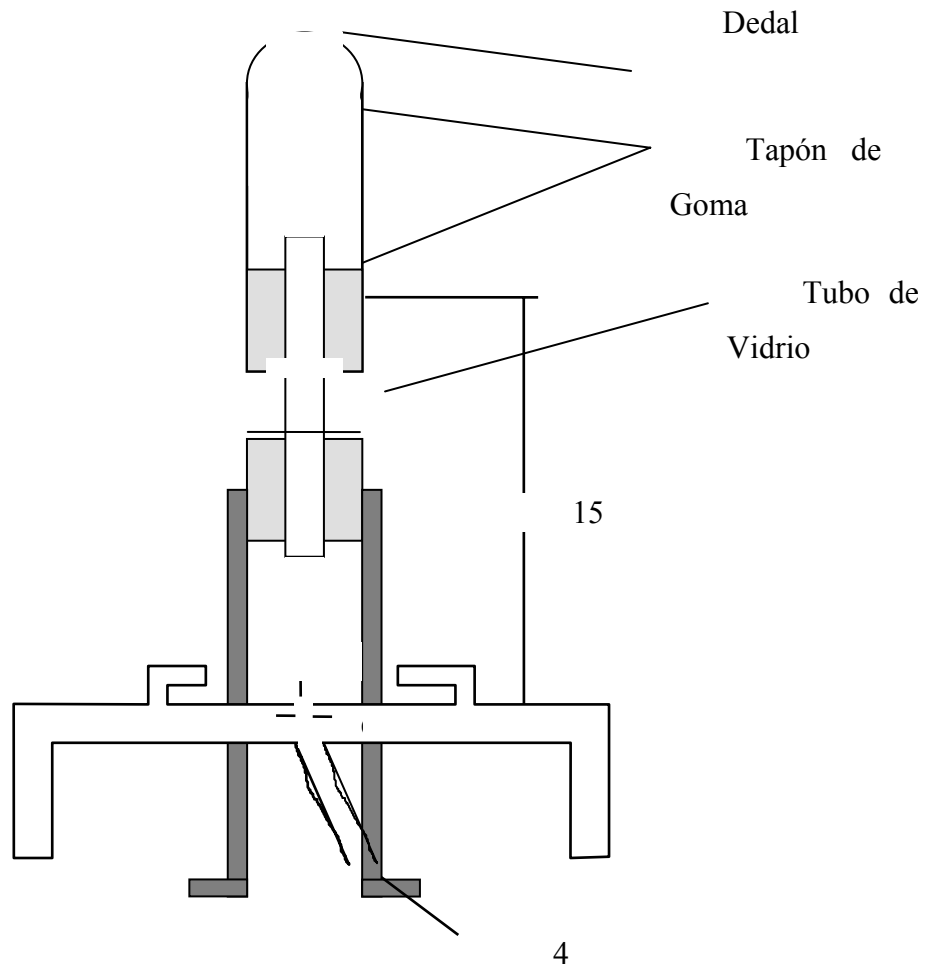
G = % de la fracción de 45 µm después del análisis (ver 8.1.11) * peso de muestra después del análisis

100

10. NORMAS DE SEGURIDAD

Ver práctica administrativa “Norma de Seguridad del Laboratorio”

Anexo 1.
Dedal Filtrante.



| | | |
|---------------------------------|-------------------------------|-------------------|
| Conformado Nombre y Apellido | Aprobado Nombre y Apellido | Fecha de Vigencia |
| Firma | Firma | |
| Fecha | Fecha | |

F.C.H. SF = 1,1099

F.C.H. SG = 1,2165

CARGA
SUP= 460

MASA SG= 239,9

TANQUES 1, 3 Y 5 PRUEBA ESPECIAL

TANQUES PRUEBA NORMAL

TABLA B.2 ANALISIS DE GRANULOMETRIA PARA LA CORRIDA DE 5 ° C Y PARA SITUACION NORMAL

| Nombre de la Muestra | <10 | <5 | <3 | <2 | %<10 | %<15 | %<20 | %<30 | %<38 | F3,4 | <3 - <2 |
|-----------------------------|---------------|--------------|--------------|--------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|-------------|----------------------|
| TQ-1 | 27,77 | 25,99 | 20,96 | 12,14 | 0,13 | 0,24 | 0,46 | 1,45 | 2,41 | 19 | 8,82 |
| TQ-3 | 28,46 | 26,74 | 22,24 | 14,08 | 0,13 | 0,22 | 0,39 | 0,93 | 1,33 | 17 | 8,16 |
| TQ-5 | 29,07 | 27,79 | 23,68 | 14,59 | 0,10 | 0,15 | 0,25 | 0,54 | 1,08 | 16 | 9,10 |
| TQ-7 | 50,93 | 49,21 | 44,11 | 34,34 | 0,14 | 0,22 | 0,28 | 0,49 | 0,95 | 20 | 9,77 |
| TQ-8 | 28,44 | 27,34 | 23,35 | 15,50 | 0,09 | 0,16 | 0,22 | 0,44 | 0,73 | 16 | 7,86 |
| TQ-9 | 36,64 | 35,09 | 30,16 | 18,57 | 0,12 | 0,19 | 0,27 | 0,35 | 0,56 | 20 | 11,59 |

TANQUES 1, 3 Y 5 PRUEBA ESPECIAL
TANQUES PRUEBA NORMAL

PARA TABLA B.3 EVALUACION DE LA GANANCIA DE PRODUCTIVIDAD EN PRECIPITACION CORRIDA DE 8 ° C

Temperatura de Aglomeración = 76°C

Tiempo de Residencia Aglomeracion 6 Hrs

P-2

FECHA 19-02-2008

Tiempo de Residencia Crecimiento 40 Hrs

| TIEMPO | | 1 HRS | | 6 HRS | | 8 HR5 | | 40 HR5 | |
|---|-------|-------|-------|-------|----------|-------|-------|--------|-------|
| TANQUE | LMD | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 |
| Na ₂ O tt (g/l) | 137,8 | 136,5 | 137,0 | 138,8 | - | 140,0 | 140,0 | 139,0 | 139,4 |
| F.M.C. | 1,33 | 1,44 | 1,45 | 1,76 | - | 1,88 | 1,89 | 2,62 | 2,60 |
| PRODUC.(g/l) | - | 13 | 14 | 42 | #¡VALOR! | 50 | 50 | 84 | 83 |
| % I/AGLO | - | 79 | 79 | 86 | #¡VALOR! | 86 | 86 | 93 | 93 |
| % < 45 µm | - | 3 | 3 | 2 | - | 2 | 2 | 1 | 1 |
| Na ₂ O T (g/l) | 188,0 | 179,9 | 183,6 | 184,7 | - | 185,0 | 186,7 | 182,1 | 184,1 |
| SiO ₂ (g/l) | 0,99 | 1,02 | 1,04 | 1,07 | - | 1,06 | 1,07 | 1,03 | 1,04 |
| CaO (g/l) | 0,012 | 0,004 | - | 0,002 | - | - | - | 0,011 | 0,010 |
| Na ₂ CO ₃ (g/l) | 43,9 | 18,27 | 18,09 | 18,28 | - | 18,89 | 19,44 | 19,38 | 18,90 |
| Na ₂ C ₂ O ₄ (%) | 3,44 | 0,008 | 0,010 | 0,014 | - | 0,040 | 0,027 | 0,025 | 0,085 |
| Peso Product (g) | - | 124,2 | 110,3 | 144,5 | - | 422,5 | 422,6 | 458,4 | 436,7 |
| ATRICCION | - | 11 | 9 | 6 | - | 4 | 3 | 2 | 4 |

% < 45 µm SF = 14

CARGA SPA= 180

MASA SF= 86,4

% < 45 µm SG = 3

VOLUMEN= 0,7 LTS

F.C.H. SF = 1,1099

F.C.H. SG = 1,2165

CARGA SUP= 460

MASA SG= 239,9

TABLA B.4 ANALISIS DE GRNULOMETRIA PARA LA CORRIDA DE 8 ° C

| Nombre de la Muestra | <10 | <5 | <3 | <2 | %<10 | %<15 | %<20 | %<30 | %<38 | F3,4 | <3 - <2 |
|-----------------------------|---------------|--------------|--------------|--------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|-------------|----------------------|
| TQ-1 19-02 | 37,24 | 36,01 | 30,67 | 18,49 | 0,12 | 0,18 | 0,27 | 0,78 | 1,68 | 21 | 12,18 |
| TQ-2 19-02 | 28,11 | 26,89 | 22,57 | 13,97 | 0,10 | 0,15 | 0,23 | 0,86 | 2,13 | 17 | 8,59 |
| TQ-3 19-02 | 31,89 | 30,75 | 26,64 | 18,08 | 0,10 | 0,13 | 0,17 | 0,19 | 0,21 | 16 | 8,55 |
| TQ-5 19-02 | 39,18 | 37,08 | 31,05 | 19,81 | 0,16 | 0,26 | 0,38 | 0,52 | 0,54 | 24 | 11,25 |
| TQ-6 19-02 | 30,24 | 28,35 | 23,30 | 14,55 | 0,14 | 0,25 | 0,33 | 0,57 | 0,72 | 20 | 8,75 |
| TQ-8 19-02 | 51,81 | 49,88 | 43,30 | 26,06 | 0,17 | 0,25 | 0,33 | 0,51 | 0,82 | 26 | 17,24 |

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO:**

| | |
|------------------|---|
| TITULO | Evaluación Del Efecto De La Disminución Del Perfil De Temperatura En La Productividad Del Licor Y En La Calidad Del Trihidrato De Alúmina Obtenido En El Circuito De Precipitación De Alúmina De C.V.G Bauxilum |
| SUBTITULO | |

AUTOR (ES):

| APELLIDOS Y NOMBRES | CDIGO CULAC / E MAIL |
|-----------------------|---|
| Magdaleno., Alvaro L. | CVLAC:17.508.207 E_MAIL: alvaro.magdaleno@hotmail.com |
| | |

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

EVALUAR

DISMINUCION

TEMPERATURA

PRODUCTIVIDAD

CALIDAD

PRECIPITACION

ALUMINA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

| ÁREA | SUBÁREA |
|---------------------------------|--------------------|
| Ingeniería y Ciencias Aplicadas | INGENIERIA QUIMICA |
| | |
| | |

RESUMEN (ABSTRACT):

En el presente trabajo se realizó una evaluación del comportamiento de la productividad y parámetros de calidad del trihidrato de alúmina obtenido en el circuito de precipitación de C.V.G BAUXILUM ante una disminución en el perfil de temperatura, para así escoger donde resultaría más factible realizar dicho enfriamiento para mejorar los aspectos mencionados anteriormente. El proyecto consistió en enfriar en 5 ° C y 8° C un 35,71% de la corriente de entrada de las zonas de aglomeración y de crecimiento de dicho circuito. Para tal fin se utilizó un equipo que simula el circuito de precipitación de alúmina donde se realizaron dos corridas una para un enfriamiento de 5 ° C y otra para el de 8 ° C en conjunto con la corrida de planta (sin enfriamiento). Las muestras obtenidas fueron analizadas en el laboratorio del departamento de control de calidad de C.V.G BAUXILUM, para así obtener el comportamiento de la productividad y los parámetros de calidad. Una vez obtenidos estos resultados se inició el proceso de evaluación de los mismos comparándolos con los valores de planta, hallándose que donde se obtiene mayor ganancia de productividad y mejores patrones de calidad de trihidrato de alúmina es para la zona de crecimiento esto para cada enfriamiento, obteniéndose una ganancia de productividad en promedio para ambas corridas de 2,07 g/L.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**CONTRIBUIDORES:**

| APELLIDOS Y NOMRES | ROL/CÓDIGO CVLAC/ E_MAIL | | | | |
|---------------------------|---------------------------------|--|----|----|----|
| Ing. Yuvi Moreno | ROL | CA | AS | TU | JU |
| | | | | X | X |
| | CVLAC | 12.980.821 | | | |
| | E_MAIL | yuvimoreno@cantv.net | | | |
| Ing. Yaneis Obando | E_MAIL | | | | |
| | ROL | CA | AS | TU | JU |
| | | | | | X |
| | CVLAC: | 5.476.677 | | | |
| Ing. Frank Parra | E_MAIL | | | | |
| | E_MAIL | | | | |
| | ROL | CA | AS | TU | JU |
| | | | | | X |
| CVLAC: | 8.265.531 | | | | |
| E_MAIL | | | | | |
| E_MAIL | | | | | |

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

| AÑO | MES | DIA |
|------|-----|-----|
| 2009 | 06 | 29 |

LENGUAJE: SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

| NOMBRE DE ARCHIVO | TIPO MIME |
|--|----------------------|
| TESIS. Evaluación del efecto de la disminución de la temperatura.doc | Application / msword |
| | |

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H
I J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x
y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: _____(OPCIONAL)

TEMPORAL: _____(OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pre – Grado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente – Núcleo de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS:

De acuerdo con el artículo 44 del reglamento de Trabajos de Grado: “Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la universidad y sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Núcleo respectivo, quien lo participará al consejo universitario”.

Magdaleno., Alvaro L.

C.I. 17.508.207

AUTOR

Ing. Yuvi Moreno.

C.I. 12.980.821

TUTOR

Ing. Yaneis Obando.

C.I. 5.476.677

JURADO

Ing. Frank Parra.

C.I. 8.265.531

JURADO

POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS