

**DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA PARA LA PRODUCCIÓN DE SULFATO DE
ALUMINIO A PARTIR DE BAUXITA**

SUSANA VELÁSQUEZ VELÁSQUEZ

DANIEL VÉLEZ MARTÍNEZ

UNIVERSIDAD EAFIT

ESCUELA DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS

MEDELLÍN

2014

DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA PARA LA PRODUCCIÓN DE SULFATO DE ALUMINIO A PARTIR DE BAUXITA

SUSANA VELÁSQUEZ VELÁSQUEZ

DANIEL VÉLEZ MARTÍNEZ

**Trabajo de grado para optar al título de
Ingeniero de procesos**

Asesor:

Diego A. Acosta Maya, Ph.D.

UNIVERSIDAD EAFIT

ESCUELA DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS

MEDELLÍN

2014

Nota de aceptación:

Presidente del Jurado

Jurado

Jurado

Medellín, Octubre 8 de 2014

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	12
1. FUNDAMENTACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN.....	13
1.1. Preguntas de investigación	13
1.2. Hipótesis	13
2. JUSTIFICACIÓN	13
2.1. Académica	13
2.2. Tecnológica.....	13
2.3. Social	13
2.4. Ambiental	14
3. OBJETIVOS.....	14
3.1. Objetivo general.....	14
3.2. Objetivos específicos	14
4. MARCO TEÓRICO	15
4.1. Bauxita.....	15
4.2. Arcillas.....	15
4.3. Sulfato de aluminio.....	16
4.4. Cristalización	17
4.5. Secado	18
4.6. Digestión ácida.....	18
5. ANTECEDENTES.....	19
6. METODOLOGÍA.....	22
6.1. Consecución de las materias primas	22
6.2. Caracterización y tratamiento de las materias primas.....	22
6.3. Determinación experimental de la conversión de la reacción	23
6.4. Cristalización	24
6.5. Curvas de secado.....	24
6.6. Elaboración del <i>Project Design Specification</i> (PDS)	24
6.7. Diseño conceptual del proceso.....	25
7. ESPECIFICACIONES DE DISEÑO (PDS)	26
7.1. Sulfato de aluminio.....	26

7.2.	Bauxita.....	27
7.2.1.	Características de la bauxita propia de la cuenca del Valle del Cauca.....	28
7.3.	Ácido Sulfúrico	30
7.4.	Ubicación geográfica.....	30
7.4.1.	Perspectiva general del municipio de Yumbo.....	30
7.4.2.	Ubicación geográfica del municipio.....	32
7.4.3.	Límites del municipio.....	32
7.4.4.	Vías de comunicación.....	32
7.4.5.	Actividad Económica	33
7.4.6.	Demografía.....	33
7.5.	Mercado potencial y determinación de la capacidad de producción.....	33
7.6.	Seguridad Sanitaria y medio ambiente	34
7.6.1.	Calidad del agua.....	35
7.6.2.	Manejo y disposición de aguas residuales industriales y domésticas.....	35
7.7.	Cálculo del Profit Margin	35
8.	RESULTADOS.....	38
8.1.	Diseño de experimentos.....	38
8.2.	Cristalización	48
8.3.	Curvas de secado.....	49
9.	DISEÑO CONCEPTUAL.....	54
9.1.	Descripción del proceso	54
9.2.	Diseño de equipos.....	56
9.2.1.	Reactor.....	57
9.2.2.	Cristalizador	68
9.2.3.	Secador	71
9.2.4.	Materiales de construcción	79
9.3.	Diagrama de entradas y salidas	82
9.4.	Diagrama de bloques.....	83
9.5.	Diagrama PFD.....	85
9.6.	Hojas de especificación de equipo	86
10.	ANÁLISIS ECONÓMICO	90
10.1.	Costos de materia prima	90
10.2.	Costos de operación	90

10.2.1.	Costos energéticos	92
10.3.	Costos de capital	95
10.4.	Ventas anuales.....	95
10.5.	Ingresos anuales	96
10.6.	Cálculo de VPN y TIR.....	96
11.	CONCLUSIONES	98
12.	BIBLIOGRAFÍA	100
	ANEXOS	106

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Composición química de la bauxita.....	22
Tabla 2. Variables consideradas en el diseño de experimentos de la digestión ácida y sus correspondientes niveles.....	23
Tabla 3. Valores permitidos de hierro, aluminio e insolubles en los diferentes tipos de sulfato.	26
Tabla 4. Composición química promedio de agregados bauxíticos en diferentes áreas de Colombia (Alarcón, 2013).....	29
Tabla 5. Variables a considerar en el diseño de experimentos de la digestión ácida y sus correspondientes niveles.....	38
Tabla 6. Descripción de los niveles correspondientes a cada variable para las corridas experimentales.....	38
Tabla 7. Cantidades y parámetros empleados en cada una de las corridas experimentales.	39
Tabla 8. Conversión de ácido sulfúrico obtenida mediante titulación con NaOH 1 N.	40
Tabla 9. Análisis del error estándar estimado para cada uno de los factores y las interacciones más relevantes.....	41
Tabla 10. Valores de temperatura y agitación que se dejan fijos para las corridas de optimización.....	42
Tabla 11. Niveles bajo, alto y medio para los tres factores mostraron tener mayores efectos en la conversión de ácido sulfúrico.....	43
Tabla 12. Matriz del diseño de Box –Behnken para los tres factores.	43
Tabla 13. Conversiones de ácido sulfúrico para las corridas de superficie de respuesta.	44
Tabla 14. Efectos estimados para la Conversión ácido sulfúrico.....	44
Tabla 15. Análisis de Varianza para la conversión ácido sulfúrico.....	45
Tabla 16. Deseabilidad prevista y observada para cada una de las corridas respecto a la conversión de ácido sulfúrico alcanzada.....	46
Tabla 17. Curva de secado para cristales de sulfato de aluminio a 220 ^a C.....	49
Tabla 18. Curva de secado para cristales de sulfato de aluminio a 110 ^a C.....	50
Tabla 19. Propiedades del aire caliente a diferentes temperaturas.....	52
Tabla 20. Diseño geométrico del reactor batch 01.....	62
Tabla 21. Diseño del agitador.....	66
Tabla 22. Cálculo de relación L/D más económico según el costo de suministro, fabricación y montaje del acero inoxidable 904L.....	69
Tabla 23. Tabla comparativa de los principales cristalizadores en la industria (Mersmann, 2001).	70
Tabla 24. Resultados Simprosys V 3.0 para secador rotativo corriente de alimentación.....	76
Tabla 25. Resultados Simprosys V 3.0 para secador rotativo corriente de salida de gas secante.	77
Tabla 26. Resultados Simprosys V 3.0 para secador rotativo.....	78
Tabla 27. Hoja de especificación del reactor batch.....	86
Tabla 28. Hoja de especificación del evaporador para el proceso de cristalización.....	87

Tabla 29. Hoja de especificación del cristalizador continuo de banda con enfriamiento convectivo.....	88
Tabla 30. Hoja de especificación del secador rotativo tipo tambor circular.....	89
Tabla 31. Salario mínimo colombiano 2014 (Dinero, 2014).....	90
Tabla 32. Costos totales de mano de obra incluyendo otros cargos laborales	92
Tabla 33. Costos totales de manufactura.....	94
Tabla 34. Costos de capital para la planta de producción de sulfato de aluminio.....	95
Tabla 35. Ingresos por ventas anuales para la planta de producción de sulfato de aluminio..	95
Tabla 36. Margen de ganancia para el año 2014	96
Tabla 37. Flujo de caja neto y aplicando costo de capital para el proyecto de montaje y puesta en marcha de una planta para producción de sulfato de aluminio a partir de Bauxita.	97
Tabla 38. Medidas financieras para el flujo de caja neto calculado.....	97

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Bauxita empleada en el diseño de experimentos.....	28
Figura 2. Montaje de las corridas experimentales para la determinación de la conversión de ácido sulfúrico.	39
Figura 3. Gráfico de Daniel para verificar los efectos de cada uno de los factores y las interacciones en la conversión de ácido sulfúrico.....	41
Figura 4. Gráfico de probabilidad media-normal para la conversión de ácido sulfúrico	42
Figura 5. Diagrama de Pareto estandarizada para la conversión del ácido sulfúrico.....	45
Figura 6. Gráfica de efectos principales para la conversión del ácido sulfúrico.	46
Figura 7. Superficie de respuesta de la relación sólido líquido respecto al tiempo, con la relación alúmina ácido constante.....	47
Figura 8. Superficie de respuesta de la relación alúmina ácido respecto al tiempo, con la relación sólido líquido constante.....	47
Figura 9. Superficie de respuesta de la relación sólido líquido respecto a la relación alúmina ácido, con el tiempo constante.....	48
Figura 10. Cristales de sulfato de aluminio obtenidos tras evaporar la mayor cantidad de agua restante tras la reacción para la producción del sulfato.....	49
Figura 11. Gráfica de composición másica de los cristales de sulfato de aluminio respecto al tiempo al someterse a un proceso de secado a 110°C y 220°C	52
Figura 12. Reactor batch con agitación (Walas, 1988).....	63
Figura 13. Cristalizador de banda propuesto para la cristalización del sulfato de aluminio.....	71
Figura 14. Secador rotativo (Walas, 1988).....	75

LISTA DE ANEXOS

Anexo 1. Certificado de composición de la Bauxita empleada.....	106
Anexo 2. : Algoritmo en R usado para el análisis del factorial fraccionado.....	107

RESUMEN

En el presente estudio se planteó el diseño conceptual para la producción de cristales de sulfato de aluminio a partir de bauxita. Para ello se planteó inicialmente un diseño de experimentos factorial fraccionado 2^{5-2} para determinar la conversión de ácido sulfúrico que se alcanza durante la digestión ácida, teniendo en cuenta los factores de temperatura, agitación, tiempo de reacción, relación alúmina-ácido y relación sólido líquido, encontrando que los factores más significativos en la conversión de ácido sulfúrico son el tiempo de reacción, la relación alúmina ácido y la relación sólido líquido, donde los dos primeros presentan un efecto positivo y la última un efecto negativo.

De acuerdo a los resultados obtenidos en el primer diseño de experimentos se llevó a cabo un diseño de superficie de respuesta Box-Behnken, para encontrar la mayor conversión que se podía alcanzar dentro de la región de operabilidad propuesta. La corrida que presentó una conversión de ácido sulfúrico de 94.8%, la mayor alcanzada, se logró bajo las condiciones de 90°C de temperatura, una agitación de 500 rpm, una mol de alúmina por cada 5 de ácido sulfúrico, 4 horas de reacción y una relación sólido-líquido de 1 g de bauxita por cada 9 gramos de solución de agua y ácido sulfúrico.

Se presentan las especificaciones de diseño para la planta propuesta, su ubicación y características del entorno, condiciones del mercado y demanda esperada en el sector y su crecimiento potencial. Por último se presenta el diseño conceptual, donde se encuentran los diagramas de proceso, hojas de especificación de equipos, análisis económico, entre otros.

INTRODUCCIÓN

La coagulación y la floculación de sólidos suspendidos y coloides en el tratamiento de aguas, se valen de sustancias que cambian las propiedades superficiales de los sólidos generando un desequilibrio de cargas eléctricas y una posterior precipitación de los mismos. Una de las sustancias químicas más comúnmente empleadas en la coagulación y floculación para el tratamiento de aguas es el sulfato de aluminio.

En Colombia el uso de aditivos y sustancias químicas empleadas para este propósito ha tenido un crecimiento sostenido dado el aumento en la cantidad de plantas de tratamiento de aguas municipales que pasaron de 218 en el 2002 a 355 en el 2006, así como un aumento en la cantidad de sistemas de tratamiento municipales que pasaron de 279 a 454 en el mismo periodo, cifras que representan una cobertura tan solo del 32.33% de la totalidad de los municipios del país y que dan a entender que en los próximos años la demanda de floculantes aumentara puesto que de los 75.95 m³/s de aguas residuales que se producen en el país de trata solo el 24.92% (*Política nacional para la gestión integral del recurso hídrico*, 2010).

Sin embargo, la industria nacional de producción de sulfato de aluminio y otros coagulantes se encuentra levemente desarrollada con una producción nacional que no alcanza a suplir la demanda interna, por lo que se importan anualmente 350 toneladas de sulfato de aluminio a un costo de US\$2.8/kg (SICEX, 2013) y por ende representa una oportunidad como nicho económico de rápido crecimiento. Más aún, considerando que Colombia es un país con alta disponibilidad de los principales recursos minerales que se emplean en la producción de sulfato de aluminio tales como la bauxita; con una reserva nacional de este mineral estimada en 700 millones de toneladas aptas para extracción sólo para la región del pacífico (H. Garcés, 1995).

Este proyecto tiene como propósito el diseño de una planta de producción de sulfato de aluminio a partir de la digestión ácida de bauxita con ácido sulfúrico. Para el diseño se determinará experimentalmente la conversión de ácido sulfúrico en la digestión ácida mencionada. También se determinarán los principales parámetros de diseño y operación para la cristalización y el secado del producto, de modo que se logre establecer un modelo de planta competitivo y económicamente viable.

1. FUNDAMENTACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN

1.1. Preguntas de investigación

- ¿La conversión del ácido sulfúrico en la digestión ácida de bauxita se ve afectada por la temperatura, la relación sólido-líquido, la velocidad de agitación, el tiempo de reacción y la relación alúmina-ácido?
- ¿Cuál es la velocidad de secado del sulfato de aluminio y qué características fisicoquímicas posee el material obtenido?
- ¿Es económica y técnicamente viable la producción de sulfato de aluminio a partir de bauxita?

1.2. Hipótesis

La producción de sulfato de aluminio por digestión ácida de bauxita con ácido sulfúrico es rentable y técnicamente viable.

2. JUSTIFICACIÓN

2.1. Académica

Mediante el desarrollo de este proyecto se busca integrar los conocimientos adquiridos a lo largo de la carrera de Ingeniería de Procesos en asignaturas como transferencia de masa, transferencia de calor, diseño en Ingeniería de Procesos, manejo de sólidos, fenómenos químicos, y diseño de reactores; a la vez que se hace uso de los equipos disponibles en los laboratorios de la Universidad EAFIT.

2.2. Tecnológica

La producción de sulfatos de aluminio traerá consigo la implementación de tecnologías sencillas, sirviendo a su vez como plataforma para la obtención de otros productos empleando los recursos naturales disponibles en Colombia, como arcillas y bauxita.

2.3. Social

La ejecución de este proyecto busca dar como resultado el diseño de una planta para la producción de sulfato de aluminio que de ser construida generaría empleo y sustento

económico para las personas involucradas en el proceso productivo y administrativo de la planta.

2.4. Ambiental

El sulfato de aluminio es un floculante empleado en el tratamiento y potabilización de aguas. Como puede contribuir a precipitar los sólidos suspendidos, su producción es importante para mejorar la calidad del agua tratada como recurso natural no renovable.

3. OBJETIVOS

3.1. Objetivo general

Diseñar una planta para la producción de sulfato de aluminio a partir de bauxita mediante digestión ácida.

3.2. Objetivos específicos

- Determinar la conversión del ácido sulfúrico en sulfatos en la digestión ácida de bauxita en función de la temperatura, la relación sólido-líquido, la velocidad de agitación, el tiempo de reacción y la relación alúmina-ácido.
- Construir las curvas de secado para los cristales de sulfato de aluminio y evaluar las características resultantes del producto.
- Realizar el *Project Design Specification* (PDS) para una planta de producción de sulfato de aluminio de acuerdo con la demanda a nivel nacional.
- Efectuar el diseño conceptual del proceso con diagramas de entradas y salidas, de bloques, de flujo de proceso, hojas de especificación de equipos y el análisis económico para determinar si el proyecto es económica y técnicamente viable.

4. MARCO TEÓRICO

4.1. Bauxita

La bauxita es un material heterogéneo, proveniente de la meteorización de rocas ígneas en condiciones geomorfológicas favorables. La bauxita es un mineral natural compuesto principalmente por uno o más minerales de hidróxido de aluminio y varias mezclas de sílices, óxidos de hierro y titanio, aluminosilicatos y trazas de impurezas (Plunkert, 2004). Los principales constituyentes minerales con alta proporción de aluminio son la gibsita $[Al(OH)_3]$ y los polimorfos, bohemita ($\gamma-AlO(OH)$) y diáspora $\alpha-AlO(OH)$ (Lefond, 1975).

La Bauxita se clasifica comúnmente de acuerdo con su aplicación comercial; las más comunes son abrasivas, químicas, metalúrgicas, refractarias y para cemento. De toda la bauxita explotada aproximadamente el 85% es convertido en Alúmina (Al_2O_3) para la posterior producción de aluminio metálico, el 10% se usa en aplicaciones para la producción de alúminas especiales y el 5% restante es usado en aplicaciones no metálicas como materia prima para la producción de diferentes compuestos químicos (Plunkert, 2004).

La producción mundial de bauxita para el año 2010 fue de 209 Mega toneladas métricas reportadas por los 25 principales países productores. Los principales explotadores, en orden decreciente son, Australia, China, Brasil, India y Guinea; estos son los responsables de aproximadamente el 84% de la producción mundial total. El aumento en la cantidad explotada del 2010 respecto al año 2009 fue del 11% (Bray, 2010).

A pesar de ser Colombia un país tropical y de tener además condiciones teóricamente muy favorables para la formación de depósitos de bauxita, este mineral es poco conocido y explotado en el país. Sin embargo se tiene conocimiento de yacimientos ricos en este mineral, sobre todo en los departamentos de Cauca y Popayán con reservas estimadas 700 millones de toneladas. En Antioquia se tiene conocimiento de depósitos de bauxita ricos en gibsita y aptos para la producción de sulfato de aluminio en la región de los llanos de Cuivá y de Rionegro (H. Garcés, 1995).

Las reservas de este material se estiman en 24 billones de toneladas métricas, cantidad suficiente para abastecer la demanda mundial para un futuro aproximado de cinco décadas (Bray, 2010).

4.2. Arcillas

Las arcillas son compuestos formados principalmente por silicatos de aluminio simples o sustituidos embebidos en una matriz de cuarzo, feldespato, carbonato de calcio y mica (Besoain, 1985).

Usualmente se emplea también el término arcilla bajo los siguientes significados:

- Desde el punto de vista mineralógico, engloba a un grupo de minerales (minerales de la arcilla), filosilicatos en su mayor parte, cuyas propiedades físico-químicas dependen de su estructura y de su tamaño de grano, muy fino (inferior a 2 mm)(García & Suárez, 2001).
- Desde el punto de vista petrológico la arcilla es una roca sedimentaria, en la mayor parte de los casos de origen detrítico, con características bien definidas. La arcilla es un término granulométrico, que abarca los sedimentos con un tamaño de grano inferior a 2 mm (García & Suárez, 2001).

Los minerales arcillosos tienen superficie cargada. Esta propiedad le otorga propiedades fisicoquímicas disímiles frente a otros minerales entre las que se destacan la facilidad de retener o liberar moléculas y partículas de origen orgánico e inorgánico, capacidad para mantenerse dispersas y almacenar dentro de su estructura grandes cantidades de agua, teniendo típicamente valores cercanos al 25-30% de humedad en forma de agua de composición. Las arcillas tienen a nivel general características plásticas y tendencia tixotrópica (Díaz Rodríguez & Torrecillas, 2002).

4.3. Sulfato de aluminio

El sulfato de aluminio es el segundo compuesto industrial más importante derivado del aluminio después del óxido de aluminio. Fue usado por primera vez en París en 1844 para remplazar el alumbre de potasio, hoy en día lo ha remplazado en la mayoría de sus aplicaciones (Helmboldt, 2011).

La forma más común en que se puede encontrar el sulfato de aluminio es bajo la fórmula molecular $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$, que en forma natural se conoce como alunógeno, también puede ser cristalizada a partir de una solución de ácido sulfúrico formando pequeñas estructuras de tamaño microscópico en forma de aguja; sin embargo algunos investigadores describen un contenido de agua de 17 moles para esta forma de sulfato de aluminio (Henry & King, 1949). Una forma hidratada con 27 moles de agua puede ser preparada fácilmente obteniendo un producto de alta pureza (Smith & Walsh, 1954). Otras formas bien conocidas del sulfato de aluminio pueden contener 6, 10 o 16 moles de agua de hidratación (Linke & Seidell, 1958). Se describen 39 sulfatos de aluminio de carácter básico, 3 de carácter ácido y 13 de naturaleza neutra en la literatura (Helmboldt, 2011).

En la práctica industrial, la cantidad de agua de hidratación se puede variar mediante calentamientos a límites bien definidos. Por encima de los 340 °C se forma sulfato de aluminio anhidro, el mismo se descompone a óxido de aluminio a temperaturas superiores a 770 °C (Papazian, Pizzolato, & Peng, 1972).

Alrededor de dos terceras partes de todo el sulfato de aluminio producido se usa para el tratamiento de aguas, especialmente en la industria papelera donde se usa para regular el pH del agua, controlar el tamaño de las fibras del papel y tratar las aguas residuales resultantes

del proceso (Helmboldt, 2011). Otros usos relativos al papel son el tratamiento de la pulpa con este sulfato para una mejor adhesión de las tintas y los compuestos que le dan resistencia frente a la humedad (Geschwind, 2012). Es de tener en cuenta que una composición mayor al 0.2% de Fe_2O_3 en el sulfato de aluminio le otorga al papel una coloración amarillenta y por ende este tipo de sulfato no puede usarse para este fin (Helmboldt, 2011).

El sulfato de aluminio es un importante agente floculante para la purificación de aguas (Gee, Cunningham, & Heindl, 1947) modificando las cargas de las partículas coloidales y logrando una precipitación de las mismas. Generalmente 50 g de sulfato de aluminio son suficientes para el tratamiento de 1 m^3 de agua (Helmboldt, 2011).

Este sulfato puede ser también utilizado como mordiente en el teñido de telas, solo con contenidos de hierro menores al 0.01%, dado que con valores superiores se presentan cambios en el color. Otros usos menos comunes son el decapado de semillas, la desodorización de aceites minerales, como aditivo en artículos de caucho y como soporte para catalizadores (Helmboldt, 2011).

4.4. Cristalización

La cristalización es la formación de cristales de un soluto en una solución sobresaturada o de un material fundido. Es un proceso usado en la purificación de sólidos, gracias a que con éste se pueden lograr altos niveles de pureza del sólido que se quiere separar (Myerson, 2001).

Una solución es el sistema conformado por el soluto y su solvente y puede clasificarse según su concentración en insaturada, es decir cuando no se ha alcanzado la máxima cantidad de soluto que puede disolverse en el solvente; en saturada, cuando se ha alcanzado la máxima cantidad de soluto disuelta en el solvente y en sobresaturada, cuando hay más cantidad de soluto disuelto en el solvente del que habría en equilibrio a las condiciones ambientales (Mersmann, 2001).

Una solución sobresaturada se encuentra en un equilibrio muy delicado, ya que hay más cantidad de soluto en el solvente del que debería haber. Por lo tanto, aún con perturbaciones pequeñas, se pueden empezar a formar cristales del soluto (Mullin, 2001). Las perturbaciones pueden ir desde la adición de un cristal ya formado del soluto a la solución, hasta la disminución de la temperatura o la evaporación del solvente, siendo estos los métodos más usados para iniciar el proceso de la cristalización (Pasto & Johnson, 1981). En la primera perturbación, gracias a la afinidad existente entre el cristal y el soluto disuelto, este último se empieza a adherir o depositar en el cristal, haciendo que el cristal se haga más grande y que posteriormente dé lugar a la formación de más cristales (Coulson, Richardson, & Peacock, 1994).

La segunda perturbación es comúnmente usada en el proceso de cristalización, pues ya sea que se enfríe la solución o el solvente sea evaporado, se logra que la solubilidad del soluto disminuya, por lo tanto parte del soluto se comienza a cristalizar (Mersmann, 2001).

Si se desea recristalizar un compuesto, se puede lograr disolviéndolo en un solvente adecuado hasta alcanzar la sobresaturación, lo cual se consigue al aumentar la temperatura de la solución. Una vez se calienta la solución, debe enfriarse a una velocidad adecuada para que se formen cristales del compuesto de interés. Las cantidades de cristal y la velocidad de cristalización se pueden aumentar introduciendo la cantidad correcta de cristales del compuesto en la solución antes de enfriar para que el soluto que se cristaliza tenga un lugar en donde depositarse. Este proceso se puede repetir las veces que sea necesaria para obtener el compuesto con la pureza deseada (Pasto & Johnson, 1981).

Se debe considerar también la influencia que pueden tener las impurezas en la cristalización, pues aunque en muchos casos las impurezas solubles permanecerán en el solvente, formándose cristales puros, existe un número de casos en los que tanto la velocidad de crecimiento de los cristales como la velocidad de nucleación se pueden ver afectadas. Dicho efecto consiste en un retardo que a menudo se considera que es debido a la adsorción de la impureza sobre la superficie del núcleo o cristal (Coulson et al., 1994).

4.5. Secado

El secado de sólidos consiste en separar una determinada cantidad de agua u otro líquido de un material sólido con el fin de reducir el contenido del líquido residual hasta un valor requerido (McCabe, Smith, & Harriott, 2004). El secado es habitualmente una de las etapas finales en los procesos productivos y, con frecuencia, el producto que resulta pasa a ser empacado (Coulson et al., 1994).

El secado es una operación que usualmente se lleva a cabo para (1) Reducir el costo de transporte, y (2) obtener un material más manejable (Coulson et al., 1994).

Existen principalmente dos tipos de equipos de secado. En el primero de ellos, los sólidos se encuentran en contacto directo con un gas caliente, que en la mayoría de los casos es aire y en el segundo tipo, el calor se transmite al sólido desde un medio externo como el vapor de agua, usualmente mediante una superficie metálica con la que el sólido está en contacto (McCabe et al., 2004).

4.6. Digestión ácida

La digestión ácida, o lixiviación ácida, es la disolución selectiva de los constituyentes de un mineral en una solución, mediante un proceso de reacción y de transporte de materia. En términos generales consiste en la remoción de una o varias sustancias solubles, mediante la acción de un agente reactivo de carácter ácido que disuelve la sustancia o metal de interés, permitiendo su recuperación desde el mineral (Young, 1998). El compuesto de interés obtenido usualmente es purificado de la solución por medio de cristalización y/o precipitación (McCabe et al., 2004).

La lixiviación ácida tiene como fundamento el cambio de pH de la solución incrementando el suministro de iones hidronio disponibles (Young, 1998).

La digestión ácida es una denominación general para un proceso que puede tener múltiples posibilidades de solvente reactivo y una mayor cantidad aún de posibles minerales a ser tratados. El proceso se favorece a nivel general cuando se trabaja a altas temperaturas y presiones, además de concentraciones altas de ácido (Mihovilovic, 2001).

El tamaño de partícula del material a ser sujeto de extracciones juega un papel fundamental en la cinética de la reacción, siendo ésta más alta a medida que la granulometría del mineral se hace más fina; sin embargo se debe tener un equilibrio claro entre que tan provechoso es para la operación lo fino del reactivo y que tan altos son los costos de transformación para que esta materia prima tenga dichas características (Bartlett, 1998).

Generalmente, los procesos de digestión ácida se realizan en tanques reactores que operan por lotes con agitadores de paletas horizontales de flujo axial con velocidades que oscilan entre las 300-1100 rpm. La fuente de calentamiento es por lo general un serpentín sumergido en la mezcla reactante o una camisa de calentamiento que opera con vapor saturado (Mihovilovic, 2001).

La lixiviación ácida de minerales presentes en la bauxita se beneficia de las altas temperaturas y presiones, sin embargo por cuestiones económicas tienden a realizarse a presión atmosférica (Young, 1998).

5. ANTECEDENTES

Debido al gran contenido de óxido de aluminio (alúmina) y de una menor proporción de óxido de hierro en el mineral de bauxita, al someter este mineral a una digestión con ácido sulfúrico se obtienen sulfato de aluminio y sulfato de hierro (Acquah, Mensah, & Obeng, 1999).

Los sulfatos de aluminio son ampliamente usados en la industria debido a sus propiedades floculantes. Esta propiedad los hace idóneos para el tratamiento de aguas residuales y la potabilización del agua pues ayudan a eliminar el fósforo y a precipitar los sólidos suspendidos presentes en el agua. De una manera similar a como se lleva a cabo en el tratamiento de aguas, el sulfato de aluminio juega un papel muy importante en la industria de pulpa y papel, floculando las fibras de papel más finas (Geschwind, 2012).

Gracias a la gran demanda de estos sulfatos y a que en Colombia no logra satisfacerse la demanda interna, pues año a año se incrementan la cantidad de sulfato de aluminio importadas (LEGISCOMEX, 2012), se busca diseñar de una planta para la producción del mismo. Para dicha tarea se recurre a una serie de patentes, libros y publicaciones donde se describen diferentes procesos para la digestión ácida de la bauxita.

En la literatura se encuentran reportadas diferentes metodologías para la obtención del sulfato de aluminio a partir de la bauxita. Entre los aportes más importantes se encuentran cierto número de patentes. Por ejemplo C.E. Skay, en 1963, propuso realizar la digestión ácida en un molino de bolas con ácido sulfúrico aproximadamente al 60%, llevándose la reacción en exceso de bauxita, este procedimiento logra reducir los tiempos de reacción hasta 1 hora en comparación a las 3 horas que se registran en promedio en la metodología de digestión ácida en un reactor batch continuamente agitado. La alúmina que no alcanza a reaccionar es digerida posteriormente en exceso de ácido (Skay, 1963).

La producción de sulfato de aluminio, aunque es más comúnmente realizada en procesos batch, puede producirse también en continuo; este es el caso de Jennings, quien en 1972, lleva a cabo un proceso continuo en el cual se hace pasar una mezcla de alúmina hidratada con ácido sulfúrico al 95-98% y agua a través de un reactor intercambiador de calor de cuatro pasos. La temperatura de la mezcla a la entrada del reactor es de 105-110°C y al reaccionar aumentó a una temperatura entre los 115 y los 119°C. El tiempo de residencia de la mezcla de reacción fue de 4 minutos (Jennings, 1972).

Por otro lado se encuentra la patente de Huckabay del año 1979, donde se describe también un proceso en continuo, en el cual la digestión se lleva a cabo con agua para obtener así una lechada, la cual es llevada a una zona de mezclado para ponerse en contacto con ácido sulfúrico; la bauxita y el ácido son alimentados en proporción estequiométrica y la cantidad de agua usada es la necesaria para obtener una concentración de ácido entre el 30 y el 60%. La reacción se lleva a cabo a presiones mayores a la atmosférica y a temperaturas entre los 108 y los 127°C, alcanzando tiempos de residencia entre los 5 y los 45 minutos y logrando conversiones del 78% al 100% (Huckabay, 1979).

Existen varias maneras de determinar si la reacción de digestión ha terminado, entre éstas están las propuestas por Garret en el año 1982, donde expresaba que una gravedad específica entre 1.4 y 1.47 y un pH entre aproximadamente 1.3 y 1.9 indica que la reacción se ha completado, para llegar a estas conclusiones llevó a cabo la reacción en un recipiente de digestión a presión atmosférica, antes de adicionar el ácido se forma una suspensión que se calienta a 60°C, posteriormente se agrega el ácido en proporción estequiométrica y se deja agitando entre 3 y 4 horas. El sulfato de aluminio líquido se carga a un evaporador, luego se lleva a unas bandejas enfriadoras y luego el producto es triturado (Garrett, 1982).

En un intento por disminuir los tiempos de residencia, Hobday purificó el licor de sulfato de aluminio separando las impurezas después de la digestión y adicionando ácido sulfúrico al 93.35% en peso para después seguir mezclando. A esta mezcla agrega 6 gotas de detergente líquido y posteriormente adiciona cierta cantidad de alúmina trihidratada a la mezcla de ácido sulfúrico y alumbre a una temperatura de 203°F. La reacción exotérmica eleva la temperatura a 130°C y se mantiene constante durante 20 minutos. La mezcla obtenida se lixivió otros 30 minutos. Se adicionaron cristales como semillas y se llevó la mezcla a una bandeja enfriadora (Hobday, 1982).

Al igual que lo expresa Huckabay, la alimentación del ácido sulfúrico y de la alúmina presente en la bauxita suele hacerse de manera que se cumpla una proporción, como se expresa en el

estudio realizado por Acqua, Mensah y Oben en 1999, donde se alimentan 4 moles de ácido sulfúrico por cada mol de alúmina. El tiempo de reacción de este estudio es muy superior a los descritos anteriormente, tardándose cerca de 6 horas. Sin embargo se realiza un estudio cuidadoso de los diferentes niveles de variables como la concentración de ácido, el tiempo de lixiviación, la proporción sólido-líquido, la temperatura de la digestión y el tamaño de partícula de la bauxita. Determinando así que los mejores rendimientos se obtenían para la relación ácido-alúmina y tiempo de reacción previamente mencionados, una temperatura cercana a los 100°C y tamaños de partícula de la bauxita de 1.77 mm (Acquah et al., 1999).

Se encuentran registros donde la digestión ácida de la bauxita se lleva a cabo en un recipiente con agitación, donde se trabaja a presiones entre 5 y 6 bar. Este método fue descrito en el año 2007 por Helmboldt *et al*, donde se alimenta ácido sulfúrico cumpliendo la proporción estequiométrica de tres moles de ácido por cada mol de alúmina. El calor de reacción causa que la reacción se lleve a cabo cerca de los 170°C; posteriormente esta corriente se lleva a un tanque de cobre donde se concentra por evaporación flash. Del tanque flash, la mezcla es succionada en un tanque de vacío aislado para luego ser llevado a un mezclador donde es mantenido a 85°C con 1 a 2% de polvo de sulfato de aluminio. El producto se lleva al cristizador donde se deja 30 minutos. Debido al calor de cristalización, el material tiene ahora una temperatura de 90°C. El material se pasa por unas correas de aire frío hasta que esté a 40°C para luego ser molido y tamizado. El sulfato de aluminio obtenido mediante la digestión de bauxita bajo las condiciones trabajadas, contiene 0.5% de óxido de hierro y 2.2% de residuos insolubles (Helmboldt, 2011).

La composición inicial de la bauxita tiene gran incidencia en el resultado final de la reacción, pues se pueden formar otro tipo de sulfatos durante la digestión y posterior cristalización. Por la razón previamente descrita, suele hacerse un análisis previo de la muestra por difracción de rayos X como describen Momade y Sraku-Lartey en su artículo de hidrometalurgia publicado en el año 2010. En este artículo describen un proceso en el que la digestión se lleva a cabo en un mezclador magnético durante 3 horas a 110 °C y de vez en cuando se agrega agua destilada para compensar por la evaporación. Posteriormente se realiza un procedimiento para reducir impurezas. Para la preparación de los cristales se evapora la solución hasta la tercera parte del volumen original y se añaden semillas de cristales de alumbre, las soluciones se dejan a 65°C y se agitaron lentamente para favorecer la formación de cristales. Cuando hubo suficientes cristales, se filtraron, re-disolvieron en agua destilada y evaporaron hasta que quedara una solución sobresaturada y de nuevo se agregaron semillas para la formación de nuevos cristales. Los cristales se secaron en un horno por 24 horas a 60°C, sin embargo este es un tiempo excesivo (Momade & Sraku-Lartey, 2010).

A pesar de que la información acerca de la cristalización del sulfato de aluminio es escasa, Wilson describe, en su patente de 1948, un método para la obtención de cristales de sulfato de aluminio anhidro. Este método requiere que después de que se prepare la solución de sulfato de aluminio disolviendo bauxita con ácido sulfúrico al 70% y se deje allí a una temperatura cercana a los 104°C, se debe agregar una semilla y dejar la solución por 3 horas hasta que se forme una solución sólida de cristales. Los cristales se trituran en un triturador de rodillos y se pasan a un calcinador a contracorriente a temperaturas entre los 200°C y los 325°C (Wilson, 1948).

Al realizar la revisión bibliográfica, se hace evidente que el proceso productivo de sulfato de aluminio a partir de bauxita, se ha realizado en la gran mayoría de los casos bajo ciertos parámetros específicos, es decir, no hay un estudio sistemático de las variables del proceso por medio de un diseño de experimentos para la determinación de unos niveles óptimos en la información encontrada. Se encuentra además, que falta una mayor documentación de los rendimientos de reacción, especialmente los de cristalización, las condiciones de secado y la morfología de los cristales.

Con este trabajo se busca entonces, encontrar por medio de un diseño de experimentos, cuáles son los niveles de las diferentes variables de la digestión ácida que proporcionarán un mejor rendimiento en cuanto al consumo de ácido sulfúrico, facilitando así el diseño conceptual de una planta para la ejecución de este proceso.

6. METODOLOGÍA

A continuación se describirán los procedimientos utilizados dentro del proyecto para la producción del sulfato de aluminio, desde la consecución de las materias primas, hasta los procedimientos realizados para obtener el producto deseado.

6.1. Consecución de las materias primas

La bauxita de la BOSAI MINERALS GROUP INC (Guyana), fue proporcionada por ERECO, empresa de refractarios colombianos S.A. (Medellín, Antioquia). El ácido sulfúrico al 98% p/p para la digestión del mineral se obtuvo de la empresa Protokímica (Medellín, Antioquia). Para las titulaciones se empleó hidróxido de sodio sólido y fenolftaleína de Merck proporcionados por el centro de laboratorios de Ingeniería de Procesos de la universidad EAFIT (Medellín, Antioquia).

6.2. Caracterización y tratamiento de las materias primas

La composición química de la bauxita se obtuvo del certificado de análisis proporcionado por el proveedor BOSAI MINERALS GROUP INC. y su distribución en porcentajes peso/peso se presenta a continuación:

Tabla 1. Composición química de la bauxita

Análisis químico	Porcentaje
Humedad	4.67
Componentes orgánicos (perdidos en la ignición)	27.85
SiO ₂ total	7.05

TiO ₂	2.49
Fe ₂ O ₃	1.23
Al ₂ O ₃ total	61.39

La bauxita del proveedor BOSAI MINERALS GROUP INC presenta una composición química muy parecida al mineral disponible en los yacimientos nacionales ubicados en los municipios de Antioquia y Valle del Cauca. Para ambos productos la composición de alúmina total se encuentra en un rango de 59-61 % sobre el total del mineral. La composición de óxidos de hierro, titanio y sílice son también similares entre los materiales.

La bauxita otorgada tenía un tamaño de partícula muy alto, debido a esto se debió realizar una molienda del material hasta tener suficiente bauxita con un tamaño de partícula de malla 80 (177µm), para este procedimiento se empleó el molino de bolas del laboratorio de manejo de sólidos de la universidad EAFIT.

6.3. Determinación experimental de la conversión de la reacción

Para la determinación de las condiciones óptimas de la reacción en aras de alcanzar la mayor conversión técnicamente viable se realizó un diseño de experimentos factorial fraccionado 2⁵⁻² considerando las siguientes variables y trabajando cada una con dos niveles (nivel alto y nivel bajo):

Tabla 2. Variables consideradas en el diseño de experimentos de la digestión ácida y sus correspondientes niveles.

<i>Variable</i>	<i>Nivel bajo</i>	<i>Nivel alto</i>
<i>Relación sólido-líquido (g/g)</i>	1:6	1:12
<i>Relación alúmina-ácido</i>	1:3	1:5
<i>Velocidad de agitación (rpm)</i>	500	1000
<i>Temperatura (°C)</i>	90	110
<i>Tiempo de reacción (h)</i>	2	4

La relación de alúmina-ácido se estableció de acuerdo con los parámetros de reacción de digestión de bauxita con ácido sulfúrico reportados (Acquah et al., 1999).

La relación sólido-líquido es una variable que indica cuántos gramos de solución de ácido sulfúrico debían adicionarse por cada gramo de bauxita en la reacción, respetando la relación estequiométrica alúmina-ácido.

Posteriormente se realizó la optimización de la variable de respuesta mediante análisis de superficie de respuesta (Box-Behnken), obteniendo así la mayor conversión de ácido sulfúrico dentro de la región de operabilidad.

Para determinar la cantidad de ácido que reaccionó se tomó una alícuota de cada volumen de reacción y se realizó una titulación con soda cáustica 1N, para cuantificar la cantidad remanente de este reactivo tras haber reaccionado con la bauxita. La cantidad de moles de ácido sulfúrico consumidas en la digestión ácida se determinó como la diferencia entre las moles iniciales del compuesto y las restantes luego de que se lleve a cabo la reacción.

La conversión de ácido sulfúrico se calculó por medio de la siguiente ecuación descrita en “*Elements of chemical reaction engineering*” (Fogler, 2005).

Ecuación 1

$$X_{H_2SO_4} = \frac{\text{Moles de } H_2SO_4 \text{ que reaccionaron}}{\text{Moles de } H_2SO_4 \text{ alimentadas}}$$

6.4. Cristalización

Debido a que la reacción para la producción del sulfato de aluminio se da a altas temperaturas, gran cantidad del agua es evaporada durante la reacción, dando como resultado un lodo viscoso con altas concentraciones de sulfato de aluminio.

El sulfato de aluminio puro es sólido a temperatura ambiente, por lo que para la cristalización del mismo, se continuó el calentamiento del lodo con la plancha, esta vez sin agitación con una temperatura de 110°C hasta obtener un sólido húmedo cristalino de color crema.

6.5. Curvas de secado

La determinación experimental de los datos requeridos para la construcción de la curva de secado de los cristales de sulfato de aluminio se obtuvo mediante un método periódico de pesaje. Este método consistió en someter una muestra de los cristales de sulfato de aluminio a un proceso de secado en el que cual se realizaba periódicamente un pesaje de la muestra completa, de este modo conociendo el peso inicial de la muestra se pudo determinar qué cantidad de agua se había ido perdiendo.

Se realizaron dos curvas de secado a 120°C y 220°C manteniendo constante el caudal de aire y partiendo de una muestra de 350 g de cristales de sulfato de aluminio. Las pruebas se realizaron en el secador de bandejas ubicado en el laboratorio de operaciones unitarias de Ingeniería de Procesos adscrito a la Universidad EAFIT.

6.6. Elaboración del *Project Design Specification* (PDS)

Se realizó un *Project Design Specification* (PDS) para establecer los parámetros de diseño preliminar de mayor importancia y determinar la viabilidad económica del proyecto.

En el mismo se incluyen una descripción completa del producto y las materias primas necesarias para su fabricación, diagramas BFD y PFD del proceso de producción basándose en los lineamientos propuestos en "*Analysis, synthesis and design of chemical processes*" (Turton, Bailie, Whiting, & Shaeiwitz, 2008) con sus respectivas reacciones y los principales servicios industriales involucrados en el proceso. Se determinó también la ubicación geográfica de la planta y se evaluaron las características económicas, logísticas y sociales del lugar.

Se calculó el Profit Margin del proceso teniendo en cuenta los costos de las materias primas y el precio de venta del producto como se describe en "*Chemical and process design handbook*".

La capacidad de producción se estimó mediante el método descrito en "*Systematic methods of chemical process design*" (Biegler, Grossmann, & Westerberg, 1997), para procesos por lotes teniendo en cuenta los parámetros allí descritos y la demanda del producto.

6.7. Diseño conceptual del proceso

De acuerdo con la información obtenida de la demanda de sulfato de aluminio para el tratamiento de aguas, se realizó el diseño conceptual de una planta para la producción de dicho sulfato, en la cual, cada uno de los equipos se planteó de acuerdo a las necesidades de volumen y de servicios encontradas para satisfacer los requerimientos del mercado.

6.8. Evaluación económica

Para la evaluación económica del proyecto, se calculó el valor presente neto (VPN), la tasa interna de retorno (TIR), la relación costo-beneficio y por último se calculó el periodo de recuperación de la inversión, teniendo como referencia un flujo de caja.

Se realizó un estimado de los costos directos e indirectos que se tendrían en la planta y se obtuvo el *Profit Margin* con los valores actuales del mercado.

7. ESPECIFICACIONES DE DISEÑO (PDS)

El propósito de la presente sección es exponer las limitaciones y especificaciones del proyecto de diseño de una planta para la producción de sulfato de aluminio a partir de bauxita, así como también del sitio donde la misma se situará (i.e., disponibilidad de materias primas, capacidad instalada necesaria y tecnología a ser empleada). Además de estos aspectos se incluye un análisis de mercado que sirva como base para determinar la factibilidad real del proyecto.

Para seleccionar el tipo de tecnología a ser empleada en la planta de producción se realizará una tabla comparativa donde se evidencien las fortalezas y debilidades de los diferentes tipos de procesos y los requerimientos básicos en cuanto a características de la materia prima, disponibilidad energética y requisitos de mercado. Posteriormente se enfatizará en las características propias de la bauxita disponible en Colombia, específicamente en la zona del Valle del Cauca y consecuentemente, cómo afecta esto la tecnología a seleccionarse.

El sulfato de aluminio se comercializa bajo diferentes estándares técnicos por lo que se llevará cabo una revisión de los mismos con el propósito de establecer el más adecuado.

Paralelamente se determinara la capacidad de la planta a partir de un análisis demográfico de la zona y de las plantas de tratamiento de aguas residuales cercanas.

7.1. Sulfato de aluminio

El sulfato de aluminio, es uno de los productos químicos más utilizado a nivel nacional para el tratamiento de aguas residuales y para el consumo humano. Básicamente se utiliza con el propósito de remover los sólidos suspendidos mediante floculación, favoreciendo de esta manera la disminución de propiedades indeseadas en el líquido, tales como el color, la turbiedad y el olor (Romero, 2007).

Las especificaciones técnicas que deben cumplir los diferentes tipos de sulfato de aluminio, dependiendo del proceso final donde será empleado, se encuentran comprendidas dentro de la norma técnica ICONTEC NTC 531, "Productos químicos para uso industrial", "Sulfato de Aluminio". La norma establece con claridad los valores permitidos de hierro, aluminio e insolubles que deben tener los diferentes tipos de sulfato de modo que pueden ser clasificados en tipo A, tipo B y apto para procesos papeleros (Consejo directivo, 1995).

Tabla 3. Valores permitidos de hierro, aluminio e insolubles en los diferentes tipos de sulfato.

Requisitos (%) p/p	Tipo A		Tipo B		Papel	
	Sólido	Solución	Sólido	Solución	Sólido	Solución
% min Al ₂ O ₃	17	8.2	17	8	15.2	7.3

% Fe ₂ O ₃	0.008	0.004	0.75	0.4	2	1.2
% Insolubles	0.1	0.05	0.5	0.1	8	0.1

Debido a que el sulfato de aluminio a ser producido se empleará principalmente para el tratamiento de aguas y no para procesos papeleros, ni de textiles que requieran una alta pureza del sulfato, en el presente tratado se desarrollará el diseño de la planta para la producción de sulfato de aluminio tipo B.

7.2. Bauxita

La bauxita es una roca sedimentaria, compuesta principalmente por hidróxido de aluminio en formas primarias y en menor medida, óxido de hierro, sílice, dióxido de titanio y trazas metálicas. Es la principal mena del aluminio utilizada por la industria para la producción del metal en su forma primaria (Plunkert, 2004).

El aspecto más frecuente bajo el que se presenta la bauxita es formando masas terrosas de distinto color según los minerales que predominan. Cuando son puras presentan una coloración blanca o amarillenta, pero si contienen óxidos de hierro o sustancias bituminosas adquieren tonos rojizos o pardos (Bray, 2010).

Sus propiedades físicas vienen marcadas por las de los minerales que la componen, pero en términos generales la bauxita puede considerarse una roca blanda, ligera y frágil, con una dureza que varía entre 1 y 3 en la escala de Rosiwal y de 3 a 4 en la escala de Mohs, además tiene una densidad relativa entre 2 y 2.55 (Brouwer, 2012).

Se forman bajo climas tropicales y subtropicales húmedos (en la actualidad, por debajo de los 30° de latitud), en zonas tectónicamente estables y protegidas de la erosión, en las que la acción de los agentes que provocan la laterización del material original puede actuar durante largos periodos de tiempo o como resultado de la transformación de los materiales silíceos (Bray, 2010).

La bauxita empleada para la producción del sulfato de aluminio que se menciona en este trabajo es de color café rojizo, lo que indica la presencia de óxidos de hierro.



Figura 1. Bauxita empleada en el diseño de experimentos.

7.2.1. Características de la bauxita propia de la cuenca del Valle del Cauca

Las condiciones geomorfológicas y ambientales hacen del territorio colombiano un lugar adecuado para la formación de depósitos mineralógicos ricos en bauxitas y aluminosilicatos (Alarcón, 2013).

Tradicionalmente se tiene conocimiento de yacimientos ubicados en los Llanos de Cuivá y en los municipios de Llano Grande y Rionegro en el departamento de Antioquia; las bauxitas de estas ubicaciones se caracterizan por concentraciones elevadas de SiO_2 y F_2O_3 , lo que las convierte en materias primas aptas para la producción de ladrillos y cerámicos y las excluyen como candidatas para la producción de sulfato de aluminio. Estas bauxitas usualmente se utilizan como materias primas en la producción de cerámicos por su aporte de aluminio a la composición final de dichos materiales (H. Garcés, 1995).

Los yacimientos más conocidos y estudiados se sitúan en la Formación Popayán-Valle del alto Cauca, entre Popayán y Cali. El mineral extraído de estas inmediaciones se destaca por su adecuada composición química, su pobre contenido de óxidos ferrosos y por la facilidad para la extracción del mineral considerando que se encuentra en las capas superiores del suelo. La dureza del material extraído es también relativamente baja al compararla con minerales provenientes de otras locaciones geográficas, lo que hace más fácil el proceso de molienda y procesamientos previos (C. Garcés, Arroyo, Muñoz, & Gómez, 2013).

En la actualidad algunos de los yacimientos situados en la cuenca del Valle del Cauca se explotan de manera artesanal y el mineral extraído se emplea en la producción de ladrillos y productos cerámicos para construcción (C. Garcés et al., 2013).

El precio promedio de un kilogramo de bauxita, adquirido a granel en yacimientos artesanales para cantidades superiores a la tonelada, con un tamaño de partícula grueso, superior a malla 70 y con un porcentaje de humedad que no supere cifras cercanas al 15%, es de \$140 COP (C. Garcés et al., 2013).

Se conocen también prospectos de bauxita en las inmediaciones de la Sierra de la Macarena en el departamento del Meta; en la costa pacífica y en la región entre Ocaña y Abrego en Norte de Santander. Estos últimos presentan dificultades de acceso y se ubican en zonas sin vocación industrial, razón por la cual no se considerarán dentro del presente tratado (H. Garcés, 1995).

La composición química de la bauxita varía dependiendo del área de extracción. A continuación se presenta una tabla ilustrativa.

Tabla 4. Composición química promedio de agregados bauxíticos en diferentes áreas de Colombia (Alarcón, 2013).

Ubicación	Alto Cauca (Valle - Cauca)	Cuivá (Antioquia)	Cajibío (Cauca)
Tipo	Agregados gibsíticos		
Componente	Composición másica (%)		
Al₂O₃	59.02	55.18	59.02
SiO₂	3.02	14.12	3.02
Fe₂O₃	4.43	2.98	4.43
TiO₂	1.19	0.03	1.19

Los depósitos son también ricos en gibsita, una de las fases solubles en medios ácidos de la bauxita y bastante reducidos en bohemitita, una fase mucho más difícil de procesar (Jacob, 1984).

Para su utilización, esta bauxita requiere procesamiento previo de concentración; al tratarse de un producto extraído de las primeras capas laminares del suelo se debe llevar a cabo un lavado y posterior clasificación de los minerales presentes para aislar productos indeseados tales como aluminosilicatos, típicos de estos estratos del suelo, además de rocas, raíces y contaminantes varios (Jacob, 1984).

Usualmente los minerales asociados a la bauxita se comercializan en granulometrías varias y con concentraciones de humedad variables, dependientes en principio de las condiciones de almacenamiento y del tipo de proceso final donde se pretenda usar (Bray, 2010).

Los depósitos aluminosos en forma de bauxita del Valle del Cauca son entonces aptos para la explotación de las materias primas requeridas para la posterior producción de sulfatos de aluminio, principalmente por su alta disponibilidad, composición química apropiada y facilidades para su explotación.

7.3. Ácido Sulfúrico

El ácido sulfúrico es un líquido aceitoso gris claro o incoloro, altamente corrosivo y miscible con agua en todas las proporciones, dando como resultado la liberación de calor (CHEMTRADE, 2014).

El ácido sulfúrico es de gran importancia para medir el nivel de desarrollo de un país, ya que este compuesto químico es usado como materia prima para la producción de un gran número de sustancias químicas como lo son alcoholes sintéticos, sales de aluminio, amonio y hierro, manufactura de ácido bórico y borato, como catalizador en la producción de sílica gel, manufactura de cloro, refinación del petróleo por alquilación, como regulador de pH en el tratamiento de aguas, entre muchos otros usos que se les da en la industria (CHEMTRADE, 2014).

El ácido sulfúrico a emplear para la digestión ácida de la bauxita, es un ácido sulfúrico con una concentración del 98%p/p, el cual es producido en Colombia y puede ser también importado por empresas como GMP, Bell Chem, Raw Chemical, Importadora Dunamis y Brenntag de Colombia.

Ubicada en la ciudad de Manizales, en el centro de los principales mercados del país como lo son Bogotá, Cali y Medellín, está la empresa Industrias Básicas de Caldas S.A., esta empresa tiene una capacidad instalada de 100 TMD (toneladas métricas día) de ácido sulfúrico, el cual cuenta con todos los certificados de calidad otorgados por el ICONTEC, debido a esto sería una excelente opción como proveedor principal de la planta de sulfato de aluminio, ya que no solo se estaría apoyando el mercado local, sino que se tendría un ácido sulfúrico cumpliendo con todos los estándares para asegurar unos volúmenes de producción constantes y un producto terminado cumpliendo con todas las especificaciones de calidad (Industrias Básicas, 2014).

7.4. Ubicación geográfica

Considerando que el costo del transporte terrestre en el territorio Colombiano es bastante elevado, se hace imperativo que la planta de producción de sulfato de aluminio esté situada lo más cerca posible de la fuente del mineral a emplearse como materia prima; de acuerdo a tal afirmación y teniendo en cuenta que los principales yacimientos explotables se encuentran en la cuenca del Valle del Cauca, se selecciona al municipio de Yumbo, como el principal prospecto, dadas sus facilidades económicas, sociales, de infraestructura y por las carencias actuales en el tratamiento de sus aguas. Los anteriores parámetros se tratarán con mayor detalle a continuación.

7.4.1. Perspectiva general del municipio de Yumbo.

El municipio de Yumbo, junto con la ciudad de Cali, capital del Valle del Cauca, conforman uno de los principales polos industriales y empresariales de Colombia. En estas dos ciudades

están asentadas empresas manufactureras de gran importancia para el Valle del Cauca y Colombia (Cámara de comercio de Cali, 2014b).

Al año 2013, la Cámara de Comercio de Cali, registra en Yumbo 2.825 empresas que participan en diferentes sectores económicos, principalmente desempeñando actividades de comercio mayorista y minorista (Cámara de comercio de Cali, 2014a). Sin embargo, las empresas de actividad manufacturera, que constituyen el segundo renglón de actividad económica, son las que aportan la mayor parte del valor agregado de la economía y el empleo en el municipio.

Adicional al impacto socioeconómico que genera el municipio en la región y el país, Yumbo cuenta con una infraestructura moderna y en proceso de mejoramiento dentro de las que se destacan las siguientes obras (Camara de comercio de Cali, 2014)

Una central de carga terrestre (CENCAR) dedicada al control del transporte terrestre con énfasis en tópicos industriales. El Aeropuerto Internacional Alfonso Bonilla Aragón, alterno al Dorado de Bogotá, ubicado a 10 minutos del casco urbano de la ciudad y a 45 minutos de la ciudad de Cali (Cámara de comercio de Cali, 2014b).

La línea férrea del Ferrocarril del Pacífico atraviesa a Yumbo, conectándolo con el puerto de Buenaventura y el eje cafetero (Cámara de comercio de Cali, 2014b).

Dos zonas industriales, Acopi y Arroyohondo, en las que se han conformado centros empresariales dedicados a la prestación de servicios, la manufactura y el manejo logístico (Cámara de comercio de Cali, 2014b).

El municipio tiene una privilegiada ubicación geográfica que le permite atender a un mercado potencial de más de 5 millones de personas en el Valle del Cauca y en el eje cafetero. Adicionalmente dispone de mano de obra calificada y de varias universidades y centros de investigación para la innovación y mejoramiento de procesos (Cámara de comercio de Cali, 2014b).

Adicional a las obras previamente mencionadas, se encuentran en proceso de planeación y etapas iniciales de ejecución los siguientes dos proyectos (Alcaldía Municipal de Yumbo, 2012):

- 1) El proyecto PEZY, que con un costo aproximado de \$ 580,000 millones de pesos, contempla la modernización del sistema de alcantarillado en temas de redes, plantas de tratamiento de aguas residuales y canales para la recolección de aguas lluvia. Este proyecto es especialmente importante para el mercado de productos dedicados al tratamiento de aguas residuales tales como el sulfato de aluminio (Alcaldía Municipal de Yumbo, 2012).
- 2) Otro proyecto de impacto es la ampliación y modernización de la Vía Mulaló – Loboguerrero; esta beneficiará a las empresas de Yumbo, la zona industrial del norte de Cali y las empresas del norte del Cauca y el sur del país permitiéndoles acceder al puerto de Buenaventura en un tiempo aproximado de 1 hora (Alcaldía Municipal de Yumbo, 2012).

7.4.2. Ubicación geográfica del municipio y de la planta.

El Municipio de Yumbo está localizado al sur del departamento del Valle del Cauca, al norte de la ciudad de Cali, a 3.35 de Latitud Norte y 79.29 Longitud Oeste y a 1.021 metros sobre el nivel del mar. Tiene una extensión de 227,89 Km² y una temperatura promedio de 24°C. Se encuentra a 15,4 Km de Cali (Alcaldía municipal de Yumbo, 2012).

La planta de producción está presupuestada para ser situada en un lote ubicado en el municipio de Yumbo, en las inmediaciones de Acopi, entre la calle 10 y Calle 22 de la mencionada población. El sitio tiene acceso a una ruta principal del municipio y según el plan de ordenamiento territorial de Yumbo se encuentra en una zona de desarrollo industrial con vocación comercial. A continuación se presenta la ubicación de la planta.



Mapa 1. Ubicación de la planta de producción (google earth, 2014)

7.4.3. Límites del municipio.

El municipio de Yumbo, limita al Norte con el municipio de Vijes, por el sur con la ciudad de Santiago de Cali, por el oriente con el Municipio de Palmira, al occidente con el Municipio de La Cumbre y con la cordillera Occidental (Alcaldía municipal de Yumbo, 2012).

7.4.4. Vías de comunicación.

En el área urbana de Yumbo el 58.15% de las vías están pavimentadas, el 15.95% están parcialmente pavimentadas, el 13.35% no están pavimentadas y el 12.55% del área municipal carece de vías. Yumbo se comunica por carretera con Cali y el centro del departamento a través de la vía Panamericana. El tramo del río Cauca que le corresponde es navegable. La vía Panorama o troncal del Pacífico conecta el norte con el sur del municipio a lo largo del valle aluvial del río Cauca (Alcaldía Municipal de Yumbo – Valle, Secretaría de Salud Pública Municipal, 2012).

7.4.5. Actividad Económica

El municipio de Yumbo es conocido como la capital industrial de Colombia. Se concentra en él la sede de múltiples empresas multinacionales por lo que el uso de su suelo es industrial. Se encuentran en su territorio fábricas de textiles, productos químicos y metálicos, de cemento, papel, materiales para la construcción, entre otros.

El municipio también tiene actividad en el sector de la agricultura, sobresaliendo los cultivos de café, soya, millo, algodón y caña de azúcar. Hay explotación de minerales como yeso, mármol y carbón.

7.4.6. Demografía

Según las proyecciones realizadas por el DANE 2005, para el 2012, se estima una población de 109,131, donde 95,818 habitantes (88%) están ubicados en la zona urbana y 13,313 (12%) en la zona rural (Alcaldía Municipal de Yumbo – Valle, Secretaria de Salud Pública Municipal, 2012).

7.5. Mercado potencial y determinación de la capacidad de producción.

La producción y posterior venta del sulfato de aluminio, producto tradicional y de amplio espectro empleado en el tratamiento de aguas residuales, específicamente en los procesos de floculación y sedimentación de materiales disueltos y en suspensión está íntimamente ligada con la construcción y correcta operación de las plantas de tratamiento de aguas residuales que se encuentren en una determinada zona; es por ello que es válido traer a colación los siguientes datos de modo que se genere una idea más clara del mercado que tiene este producto para la actualidad nacional y específicamente para el corredor del Valle del Cauca.

El Plan Nacional de Manejo de Aguas Residuales Municipales (PMAR), publicado en Colombia en el año 2004, establece que la materia orgánica generada por las actividades domésticas en 1999 fue de 482.193 ton (1321 ton/día) medida como DBO, de las cuales se trató apenas el 4%, para un vertimiento neto de 462.759 ton. Así mismo, se estima en el PMAR que en el país el caudal de aguas residuales generado por los centros urbanos es de 670 m³/s, en donde Bogotá representa más del 15.3%, Antioquia el 13%, Valle del Cauca el 9.87%. Los demás departamentos están por debajo del 5%. Esta proporcionalidad condiciona el grado de impacto sobre las corrientes hídricas y marca la tendencia de impacto en las regiones.

Entre los años 2002 y 2006 ha habido un importante avance en el número de municipios que cuentan con sistema de tratamiento de sus aguas residuales al pasar de 218 en el 2002 a 355 en el 2006, no obstante, esta última cifra solo representa el 32.33% de los municipios del país (incluido el Distrito Capital), lo cual se puede calificar como una baja cobertura. Asimismo, los datos muestran que en el año 2006 había 411 sistemas de tratamiento de aguas residuales construidos y 44 en proceso de construcción, cifra que también deja ver el importante avance

frente a los 237 STAR reportados en el Plan Nacional de Manejo de Aguas Residuales Municipales del año 2004, es decir un incremento del 192% (incluidos los sistemas en construcción). El incremento porcentual de construcción de STAR y PTAR en el Valle del Cauca alcanza al año 2006, cifras cercanas al 137%.

En el año 2007, en el país se invirtieron cerca de \$2.4 billones en la gestión integral del recurso hídrico; esto sin contar la inversión de las autoridades ambientales urbanas, con la cual sin duda esta cifra sería varias veces mayor, dado el monto de las inversiones que se hacen en ciudades como Bogotá, Medellín Cali y Barranquilla, entre otras.

De los \$2,4 billones ejecutados en el 2007, el 88% se destinó a infraestructura de agua potable y saneamiento del recurso hídrico (\$2.1 billones) y el 12% restante (\$282.465 millones) se destinó al resto de las acciones de la gestión del recurso hídrico relacionadas con el mejoramiento de la oferta hídrica, la gobernabilidad del recurso y el control de los riesgos asociados con el agua.

Se denota en conclusión un crecimiento sostenido en el número de instalaciones dedicadas al tratamiento de aguas residuales en el territorio nacional; así también se observa que el presupuesto nacional dedicado a esta temática propone un muy buen margen de operatividad y da buenos vistos de un futuro promisorio para el tratamiento de aguas. Es importante también hacer énfasis en el hecho que la producción de aguas residuales va también en aumento y que la tendencia de los centros urbanos de masificarse obligara a la instauración de programas efectivos para el procesamiento del líquido.

Ahora bien, considerando que la cantidad requerida de sulfato de aluminio para tratar un metro cubico de agua bajo condiciones normales es de 10 a 20 gramos y que la producción al año 2007, de aguas residuales en el territorio nacional era de 670 m³/s, con un 9.87% correspondiente al Valle del Cauca (66.1 m³/s), se puede establecer parcialmente que el consumo requerido por dicho departamento para un mes es de aproximadamente 428 toneladas.

Si la planta de producción de sulfato de aluminio se diseña para atender un mercado conservador de aproximadamente un cuarto del total del producto requerido, la misma debería estar en capacidad de generar al menos 1296 ton anuales de producto.

Se establecerá un crecimiento anual de la demanda de un 2.5% y un incremento en el precio de venta del 1.5% anual. Los anteriores datos son producto de una revisión de los indicadores económicos nacionales previos a la fecha.

El municipio de Yumbo, con una población cercana a los 110,000 habitantes, y Cali, capital del departamento, con una cantidad de habitantes que supera los dos millones; se convierten en los dos principales nichos comerciales para la comercialización indirecta del sulfato de aluminio.

7.6. Seguridad Sanitaria y medio ambiente

Este aparte es especialmente importante para justificar la ubicación de la planta en el mencionado municipio dado que se ilustran con precisión las características hídricas del municipio (usos, fuentes, calidad, disponibilidad, entre otros).

7.6.1. Calidad del agua

La Unidad Ejecutora de Saneamiento del Valle (UES- Valle del Cauca), encargada la toma y evaluación de muestras de agua en el departamento , encontró para el año 2007 que el agua para consumo urbano presenta un cumplimiento parámetros Físico-Químicos de aceptabilidad del 95% y en Microbiológicos un cumplimiento parámetros de aceptabilidad del 98%. (Alcaldía Municipal de Yumbo – Valle, Secretaria de Salud Pública Municipal, 2012)

El acueducto de Yumbo sirve adicionalmente a las poblaciones aposentada en las laderas del área urbana y en el área rural. Para ambos, la UES-Valle del Cauca, presento en el año 2008 un resultado de cumplimiento de parámetros fisicoquímicos de un 21% y cumplimiento de parámetros microbiológicos del 19 %. En Yumbo, de un análisis de 25 muestras de acueductos rurales (PAB 2007) se aprobó 7, 32% de las muestras, estudio que permite afirmar que el agua que se consume en el área rural no es apta para consumo humano y por ende se vislumbra una buena posibilidad para la implementación de agentes floculantes, especialmente para mejorar las condiciones fisicoquímicas del líquido. (Alcaldía Municipal de Yumbo – Valle, Secretaria de Salud Pública Municipal, 2012)

7.6.2. Manejo y disposición de aguas residuales industriales y domésticas.

La contaminación del agua en la zona baja de la cuenca se relaciona con la ausencia tanto del alcantarillado separado como del tratamiento de los efluentes con origen en vertimientos industriales y domésticos; en la cuenca del río Yumbo actualmente no está en funcionamiento la planta de tratamiento de agua residual que fue instalada hace más de 10 años, por lo cual las aguas residuales son descargadas directamente a los cuerpos de agua sin ningún tipo de tratamiento (Alcaldia municipal de Yumbo, 2012).

7.7. Cálculo del Profit Margin

El cálculo del *Profit Margin* se entiende como la diferencia entre el costo de las materias primas principales y el precio de venta final del producto en cuestión. Para el presente tratado este indicador se calcula teniendo en cuenta el costo por kilogramo de bauxita, de ácido sulfúrico y por último, el precio de venta del sulfato de aluminio tipo B calidad técnica. Los datos anteriores se indican de acuerdo al precio actual en el mercado colombiano.

Se calculó el *Profit Margin* del proceso teniendo en cuenta los costos de las materias primas y el precio de venta del producto como se describe en “*Chemical and process design handbook*” (Speight & Speight, 2002).

Un kilogramo de bauxita proveniente de los yacimientos del Valle del Cauca contiene aproximadamente 722 gramos de alúmina. El precio por kilogramo de la bauxita es de \$150 \$COP/kg a granel. Los precios son referencias de las minas La esmeralda, La miel y La cristalina ubicadas en las inmediaciones del municipio de Yumbo (Ministerio de Minas y Energía, 2013).

El Director Nacional de Estupefacientes en uso de las facultades consagradas en el Decreto 2159 de 1992, modificado por el Decreto 2568 de 2003, Decreto 3134 de 2006 y con base en lo establecido en la Ley 30 de 1986, ley 785 de 2002 y el Decreto 1461 de 2000 establece para el año 2014 un precio de referencia por kilogramo de ácido sulfúrico al 98% de 210 pesos en presentación por 55 galones (Ministerio de Justicia y del Derecho, 2014).

El precio de venta de un kilogramo de Sulfato de aluminio tipo B en cristales en el mercado mayorista colombiano tiene un valor cercano a los \$1480 COP/kg. El precio es producto de consultas telefónicas en las empresas Protokímica S.A.S y Productos químicos panamericanos S.A.

La ecuación química que describe el proceso se presenta a continuación:

Ecuación 2



Ahora bien, la reacción química para la producción de sulfato de aluminio hexahidratado exige que por cada mol de alúmina hidratada, equivalente a 155,96 gramos, se requieren de tres moles de ácido sulfúrico o consecuentemente 294.23 gramos de ácido. El producto final tiene un peso molecular estimado de 342,15 gramos sin considerar las moléculas de agua que hacen parte de su composición. Considerando un sulfato de aluminio hexahidratado, el peso de mol es de 450,15 gramos.

Para producir 1 kilogramo de sulfato de aluminio hexahidratado se requieren de 1960.88 gramos de ácido sulfúrico y de 346.46 gramos de alúmina hidratada (564 gramos bauxita).

Las ecuaciones para calcular el profit margin o margen neto de contribución se presentan a continuación:

$$\text{Costo } Al_2(SO_4)_3 \left(\frac{\$COP}{kg} \right) = (1.96088 \text{ kg} * 210 \frac{\$COP}{kg})_{Ac.Sulfurico} + (0.564 \text{ kg} * 140 \frac{\$COP}{kg})_{Bauxita}$$

$$\text{Costo } Al_2(SO_4)_3 \left(\frac{\$COP}{kg} \right) = 411.86 \frac{\$COP}{kg}$$

Ecuación 3

$$Profit\ margin = 1480 \frac{\$COP}{kg} - 411.86 \frac{\$COP}{kg} = 1068.13 \frac{\$COP}{kg}$$

El margen de venta del producto, sin considerar costos de producción, comercialización y demás elementos que puedan encarecer el material, es de \$1068.13COP por kilogramos, cifra que a nivel general entrega una buena expectativa y un margen de operación amplio.

8. RESULTADOS

8.1. Diseño de experimentos

Para la determinación experimental del rendimiento de la reacción respecto al ácido sulfúrico, se llevó a cabo un diseño de experimentos factorial fraccionado 2^{5-2} , con las variables a considerar en dos niveles, nivel alto y nivel bajo.

Tabla 5. Variables a considerar en el diseño de experimentos de la digestión ácida y sus correspondientes niveles.

<i>Variable</i>	<i>Nivel bajo</i>	<i>Nivel alto</i>
<i>Relación sólido-líquido (g/g)</i>	1:6	1:12
<i>Relación alúmina-ácido</i>	1:3	1:5
<i>Velocidad de agitación (rpm)</i>	500	1000
<i>Temperatura (°C)</i>	90	110
<i>Tiempo de reacción (h)</i>	2	4

Para este diseño de experimentos se realizaron entonces 8 corridas, donde se interrelacionaron las variables descritas anteriormente de la siguiente manera:

Tabla 6. Descripción de los niveles correspondientes a cada variable para las corridas experimentales.

<i>Corrida</i>	<i>Relación sólido líquido</i>	<i>Relación alúmina-ácido</i>	<i>Temperatura</i>	<i>Velocidad de agitación</i>	<i>Tiempo de reacción</i>
1	-1	-1	-1	1	1
2	1	-1	-1	-1	-1
3	-1	1	-1	-1	1
4	1	1	-1	1	-1
5	-1	-1	1	1	-1
6	1	-1	1	-1	1
7	-1	1	1	-1	-1
8	1	1	1	1	1

Para realizar la medición de la conversión del ácido sulfúrico para las diferentes combinaciones de factores, se prepararon las corridas en beakers de 400 mL o de 1L y con la ayuda de una plancha y un agitador magnético se establecieron los factores relacionados a las condiciones de operación como la temperatura y la velocidad de agitación. Se empleó un termómetro de mercurio para verificar la temperatura real de la solución de bauxita, agua y ácido sulfúrico como se puede evidenciar en la Figura 2.

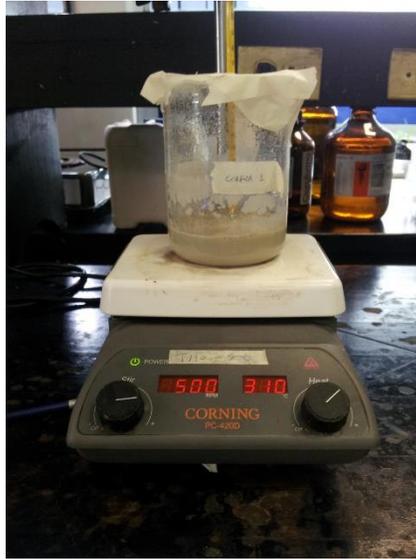


Figura 2. Montaje de las corridas experimentales para la determinación de la conversión de ácido sulfúrico.

Las cantidades empleadas en cada una de las corridas se expresan en la Tabla 7.

Tabla 7. Cantidades y parámetros empleados en cada una de las corridas experimentales.

Corrida	Cantidad bauxita (g)	Cantidad agua (g)	Cantidad ácido sulfúrico (g)	Temperatura (°C)	Velocidad de agitación (rpm)	Tiempo de reacción (h)
1	55.38	234.3	98	110	500	4
2	55.38	566	98	90	500	2
3	33.23	101.38	98	90	500	4
4	33.23	300.76	98	110	500	2
5	55.38	234.3	98	110	1000	2
6	55.38	566	98	90	1000	4
7	33.23	101.38	98	90	1000	2
8	33.23	300.76	98	110	1000	4

Durante las corridas, se hizo evidente que aquellas que presentaban una mayor proporción de ácido sulfúrico en la mezcla, se tornaban rápidamente de un tono gris a diferencia de la tonalidad rojiza que tiene la bauxita, sugiriendo que la reacción para la formación de sulfato de aluminio se favorece cuando se está ante mayores concentraciones de ácido sulfúrico.

Debido a las altas temperaturas a las que se somete la reacción, especialmente en aquellas corridas que sobrepasaban los 100°C, la evaporación del agua presente era muy acelerada, haciendo que fuera necesario mantener un ambiente lo más cerrado posible para promover la condensación de la misma y no evitar la solidificación acelerada del producto.

Una vez transcurrido el tiempo de reacción, se realizó una titulación ácido-base con NaOH 1N, tomando una alícuota de 20 mL de cada una de las corridas para comprobar las concentraciones de ácido sulfúrico remanente en las soluciones. A continuación se presentan los resultados de la titulación, la conversión de ácido sulfúrico y las concentraciones de este último antes y después de efectuada la reacción.

Tabla 8. Conversión de ácido sulfúrico obtenida mediante titulación con NaOH 1 N.

Corrida	Volumen NaOH mL final	Concentración solución (M)	Moles H ₂ SO ₄ finales	Moles H ₂ SO ₄ iniciales	Conversión H ₂ SO ₄
1	57.0	1.425	0.424	3.358	0.874
2	37.2	0.930	0.577	1.612	0.642
3	106.4	2.660	0.414	6.417	0.935
4	88.2	2.205	0.783	2.815	0.722
5	99.5	2.488	0.741	3.358	0.779
6	18.0	0.450	0.279	1.612	0.827
7	389.0	9.725	1.515	6.417	0.764
8	28.2	0.705	0.250	2.815	0.911

Como se puede evidenciar en la Tabla 8, aunque en cada una de las corridas se obtienen buenas conversiones de ácido sulfúrico, el mejor resultado se obtuvo para la corrida 3, con una conversión de ácido sulfúrico del 93.5%, indicando que ante una mayor concentración de ácido sulfúrico y un largo tiempo de reacción, se logra producir la mayor cantidad de sulfato de aluminio posible.

Los resultados se analizaron por medio del software R i386 3.1.1 por medio de un diseño de cribado, factorial fraccionado 2^{5-2} sin réplicas ni puntos centrales, lo cual es un diseño de resolución III, donde no se cuenta con grados de libertad para realizar el cálculo del error estándar de los residuales.

En general no se recomienda correr diseños factoriales fraccionados de resolución III, debido a que se debe aceptar que ninguna de las interacciones van a importar, únicamente serán relevantes los efectos principales (Gutiérrez & De la Vara, 2008).

A continuación se presentan los errores estándar estimados para los cinco factores analizados, la interacción entre la relación alúmina ácido y la velocidad de agitación, así como la interacción entre la relación sólido líquido, la relación alúmina ácido y la velocidad de agitación.

Tabla 9. Análisis del error estándar estimado para cada uno de los factores y las interacciones más relevantes.

<i>Fuente</i>	<i>Estimate</i> <i>Std. Error</i>
(Intercepto)	0.80675
A:Relación sólido líquido	-0.03125
B:Relación alúmina ácido	0.02625
C:Velocidad de agitación	0.01350
D:Temperatura	0.01475
E:Tiempode reacción	0.08000
BC	-0.00900
ABC	0.01000

El gráfico de Daniel presenta la importancia o relevancia de los efectos que presentan cada uno de los factores y las interacciones, en la Figura 3 que se presenta a continuación se presenta el gráfico de Daniel para la corrida experimental en cuestión.

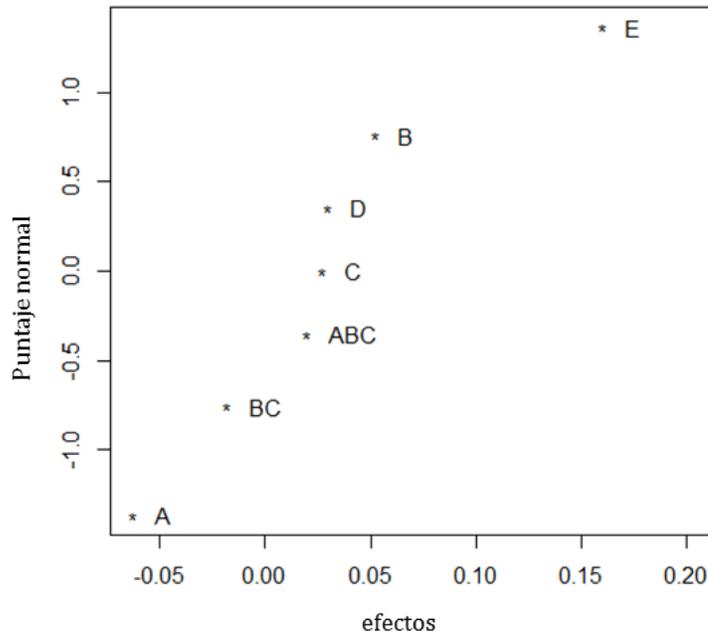


Figura 3. Gráfico de Daniel para verificar los efectos de cada uno de los factores y las interacciones en la conversión de ácido sulfúrico.

El gráfico de probabilidad media-normal, que se presenta en la Figura 4, indica cuáles son los factores importantes. Los efectos estimados están dados gracias a la estimación de los mínimos cuadrados, es decir, formando estimados de efectos que minimicen la suma de las diferencias de cuadrados entre los datos y los valores ajustados de dichos estimados. Esta gráfica usa entonces los efectos estimados ordenados para ayudar a identificar qué factores son importantes y cuáles no (NIST/SEMATECH, 2012).

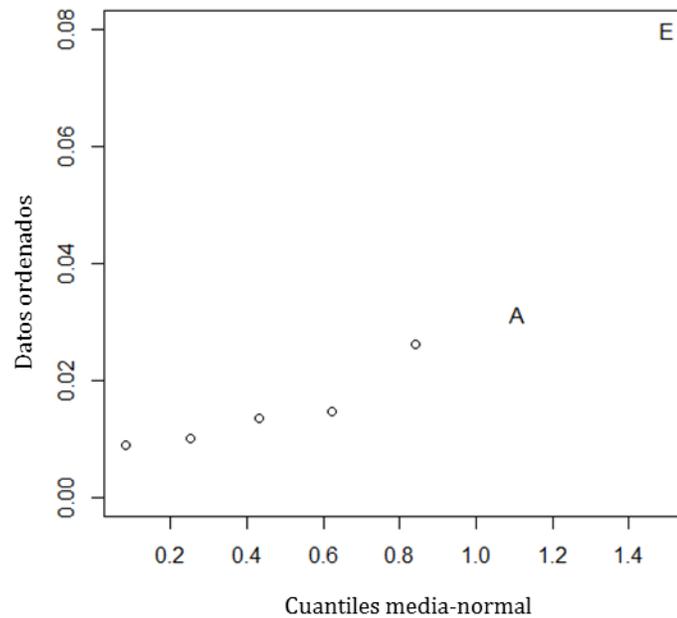


Figura 4. Gráfico de probabilidad media-normal para la conversión de ácido sulfúrico

De acuerdo a la gráfica de Daniel, al gráfico de probabilidad media-normal y a la Tabla 9, se puede evidenciar que los factores que presentan una mayor importancia y un mayor efecto en la conversión de ácido sulfúrico son el tiempo de reacción, la relación alúmina ácido y la relación sólido líquido, donde las dos primeras tienen efecto positivo y la última efecto negativo.

De acuerdo a lo obtenido en esta primera parte del diseño de experimentos, se decide realizar unas nuevas corridas, esta vez con un Box Behnken, en el cual se dejan constantes las variables de temperatura y agitación en sus valores más bajos, pues fueron los valores que tenían en el experimento que obtuvo una mayor conversión.

Tabla 10. Valores de temperatura y agitación que se dejan fijos para las corridas de optimización.

Temperatura (°C)	90
Agitación rpm	500

En el diseño de superficie de respuesta de Box-Behnken, ninguno de los tratamientos se realiza en los vértices de la región experimental (Gutiérrez & De la Vara, 2008).

Tabla 11. Niveles bajo, alto y medio para los tres factores mostraron tener mayores efectos en la conversión de ácido sulfúrico.

<i>Variable</i>	<i>Nivel bajo</i>	<i>Nivel medio</i>	<i>Nivel alto</i>
<i>Relación sólido-líquido (g/g)</i>	1/6	1/9	1/12
<i>Tiempo de reacción (h)</i>	2	3	4
<i>Relación estequiometría alúmina-ácido</i>	1/3	1/4	1/5

A continuación se presenta la tabla de las corridas que se realizó para el diseño de superficie de respuesta.

Tabla 12. Matriz del diseño de Box -Behnken para los tres factores.

Corrida	Relación sólido líquido	Tiempo	Relación alúmina ácido
1	1	0	1
2	-1	-1	0
3	0	0	0
4	0	0	0
5	-1	1	0
6	1	-1	0
7	1	1	0
8	1	0	-1
9	-1	0	1
10	0	-1	1
11	0	1	-1
12	0	-1	-1
13	0	1	1
14	0	0	0
15	-1	0	-1

Para las 15 corridas propuestas en el diseño de superficie de respuestas se calculan los datos de conversión midiendo el cambio de concentración de ácido sulfúrico en la reacción con ayuda de una titulación con NaOH 1N.

Tabla 13. Conversiones de ácido sulfúrico para las corridas de superficie de respuesta.

Corrida	Conversión
1	0.829
2	0.737
3	0.824
4	0.873
5	0.913
6	0.729
7	0.894
8	0.798
9	0.832
10	0.754
11	0.943
12	0.742
13	0.948
14	0.832
15	0.816

Los datos del Box-Behnken se analizaron con STATGRAPHICS Centurion y los resultados se muestran a continuación:

Tabla 14. Efectos estimados para la conversión de ácido sulfúrico

Efecto	Estimado	Error Estd.	V.I.F.
Promedio	0.843	0.011146	
A:Relación sólido líquido	-0.012	0.013651	1.0
B:Tiempo	0.184	0.013651	1.0
C:Relación alúmina ácido	0.016	0.013651	1.0
AA	-0.05275	0.0200937	1.0111
			1
AB	-0.0055	0.0193054	1.0
AC	0.0075	0.0193054	1.0
BB	0.00325	0.0200937	1.0111
			1
BC	-0.0035	0.0193054	1.0
CC	0.00425	0.0200937	1.0111
			1

Tabla 15. Análisis de Varianza para la conversión ácido sulfúrico

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
A:Relación sólido líquido	0.000288	1	0.000288	0.77	0.4196
B:Tiempo	0.067712	1	0.067712	181.68	0.0000
C:Relación alúmina ácido	0.000512	1	0.000512	1.37	0.2940
AA	0.00256852	1	0.00256852	6.89	0.0468
AB	0.00003025	1	0.00003025	0.08	0.7871
AC	0.00005625	1	0.00005625	0.15	0.7136
BB	0.00000975	1	0.00000975	0.03	0.8778
BC	0.00001225	1	0.00001225	0.03	0.8633
CC	0.0000166731	1	0.0000166731	0.04	0.8408
Error total	0.0018635	5	0.0003727		
Total (corr.)	0.0731489	14			

En la Figura 5 se presenta el diagrama de Pareto estandarizado para la conversión del ácido sulfúrico, en él se puede afirmar que aquellos factores que superen la línea vertical azul son los que verdaderamente tienen un efecto significativo en la conversión. Se presentan tanto los efectos positivos como los negativos.

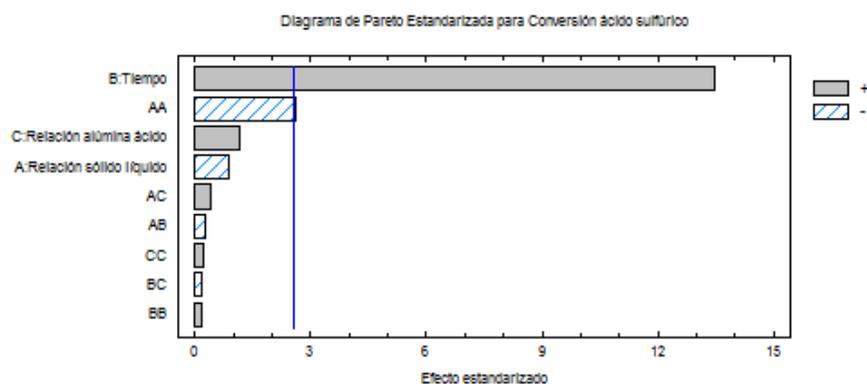


Figura 5. Diagrama de Pareto estandarizada para la conversión del ácido sulfúrico.

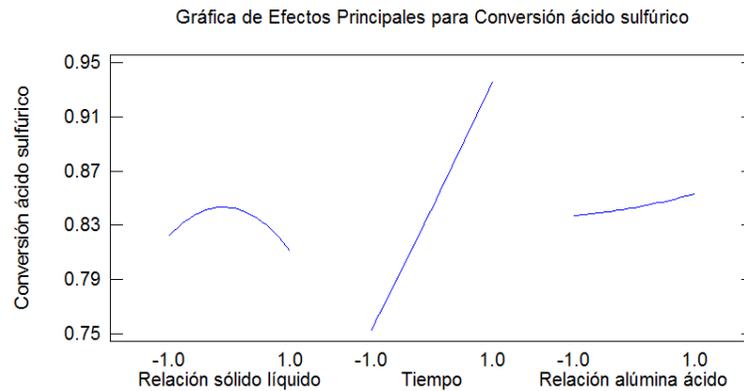


Figura 6. Gráfica de efectos principales para la conversión del ácido sulfúrico.

Realizando la optimización de múltiples respuestas para la conversión de ácido sulfúrico, se obtiene lo siguiente:

Tabla 16. Deseabilidad prevista y observada para cada una de las corridas respecto a la conversión de ácido sulfúrico alcanzada.

Fila	Conversión ácido sulfúrico	Deseabilidad	Deseabilidad
		Prevista	Observada
1	0.829	0.436073	0.456621
2	0.737	0.00228311	0.0365297
3	0.824	0.520548	0.43379
4	0.873	0.520548	0.657534
5	0.913	0.86758	0.840183
6	0.729	0.0	0.0
7	0.894	0.787671	0.753425
8	0.798	0.328767	0.315068
9	0.832	0.456621	0.47032
10	0.754	0.1621	0.114155
11	0.943	0.929224	0.977169
12	0.742	0.0730594	0.0593607
13	0.948	0.986301	1.0
14	0.832	0.520548	0.47032
15	0.816	0.417808	0.39726

A continuación se presentan las superficies de respuesta para las 3 combinaciones posibles de dos factores analizados en el Box Behnken vs. La deseabilidad.

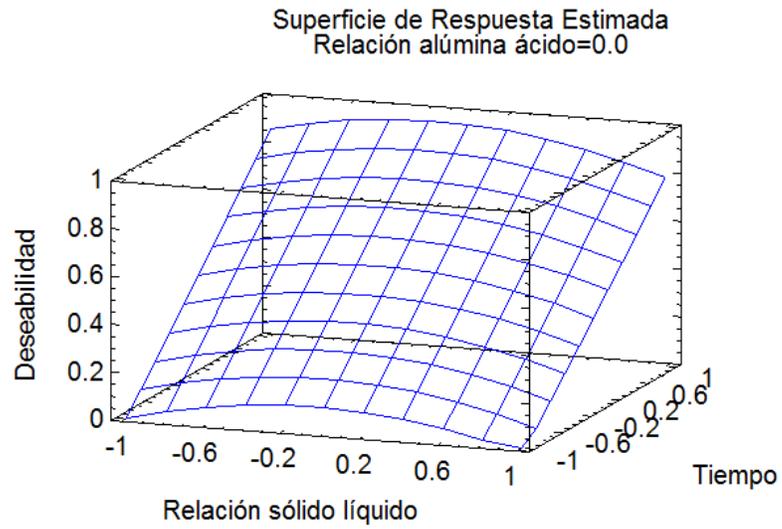


Figura 7. Superficie de respuesta de la relación sólido líquido respecto al tiempo, con la relación alúmina ácido constante

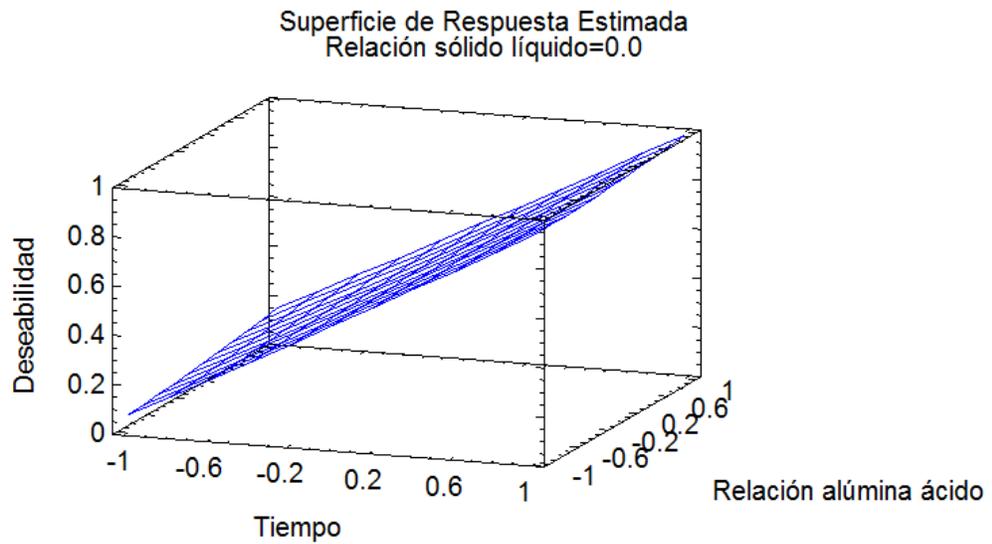


Figura 8. Superficie de respuesta de la relación alúmina ácido respecto al tiempo, con la relación sólido líquido constante

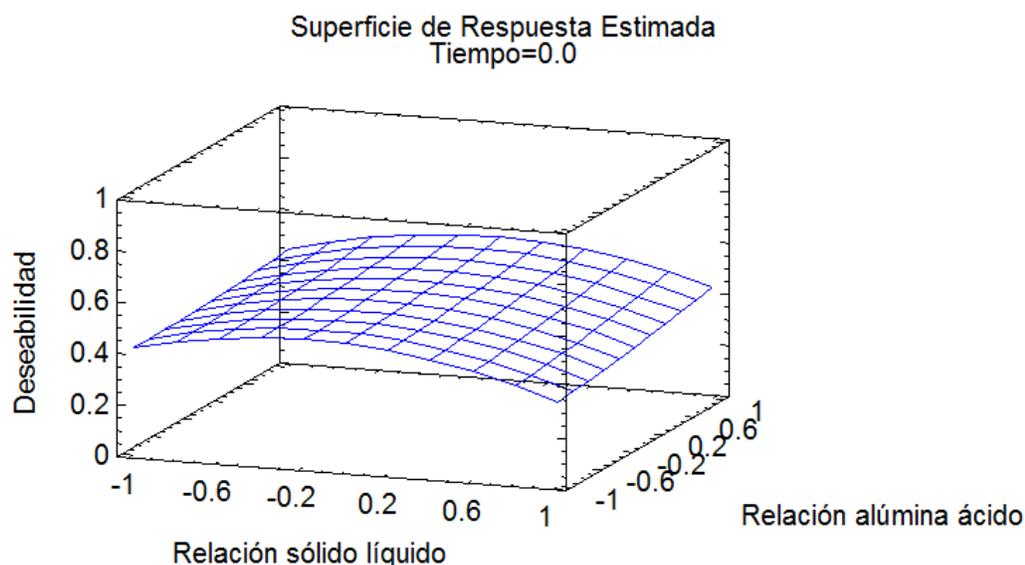


Figura 9. Superficie de respuesta de la relación sólido líquido respecto a la relación alúmina ácido, con el tiempo constante.

De acuerdo a los resultados obtenidos, el experimento que presenta una conversión óptima para alcanzar una mayor conversión de sulfato de aluminio se presentará para una temperatura de 90°C, una agitación de 500 rpm, 4 horas de tiempo de reacción, una relación alúmina-ácido de 1 mol de alúmina por 5 de ácido sulfúrico y una relación sólido líquido de 1 gramo de bauxita molida por cada 9 gramos de solución de ácido sulfúrico en agua.

8.2. Cristalización

Como se mencionó en la sección de metodología, la cristalización de sulfato de aluminio se da tras llevar la solución a la sobresaturación del compuesto en cuestión.

Para la corrida que se obtuvo una mayor conversión de sulfato de aluminio, se continuó el calentamiento en la plancha a una temperatura de 110°C, debido a que la solución ya había perdido mucha agua durante la reacción (25% del volumen inicial de la muestra), en tan solo 30 minutos más, se obtuvo una masa de cristales húmedos como los que se pueden evidenciar en la Figura 10.

Los cristales obtenidos mediante este proceso, no son completamente blancos como son los cristales de sulfato de aluminio tipo A que se consiguen normalmente en cualquier tipo de farmacia, sino que tienen un tono un poco amarillento, lo cual es de esperarse del sulfato de aluminio tipo B, especialmente al no ser cristales con una forma definida, las otras sustancias, como en este caso las trazas de hierro, tienden a quedar atrapadas en la estructura cristalina, ocasionando este color a los cristales.



Figura 10. Cristales de sulfato de aluminio obtenidos tras evaporar la mayor cantidad de agua restante tras la reacción para la producción del sulfato.

8.3. Curvas de secado

Las curvas de secado se realizaron para una muestra de 350 g de los cristales de sulfato de aluminio obtenidos para la corrida óptima para dos temperaturas diferentes, 220°C y 110°C.

Tabla 17. Curva de secado para cristales de sulfato de aluminio a 220°C.

Peso (g)	Peso de cristales respecto al peso inicial (g/g)	Tiempo (min)
350	1.000	0
347.6	0.993	4
346.2	0.989	8
345	0.986	12
343.1	0.980	16
342.1	0.977	18
340.5	0.973	22
340.6	0.973	26
339.5	0.970	30
338.2	0.966	34
336.1	0.960	38
333.6	0.953	42
331.8	0.948	46
327.5	0.936	50

324.2	0.926	54
321.6	0.919	58
318.2	0.909	62
314.7	0.899	66
310.1	0.886	70
306.5	0.876	74
303.8	0.868	78
302.1	0.863	82
299.6	0.856	86
298.8	0.854	90
297.4	0.850	94
296.3	0.847	98
295.7	0.845	102
295	0.843	106
294.6	0.842	110
293.7	0.839	114
293.4	0.838	116
293.2	0.838	120
292.8	0.837	124
292.6	0.836	128
292	0.834	132
291.7	0.833	136
291.3	0.834	140

Tabla 18. Curva de secado para cristales de sulfato de aluminio a 110°C.

Peso (g)	Peso de cristales respecto al peso inicial (g/g)	Tiempo (min)
350	1.000	0
348.6	0.996	4
347.8	0.994	8
346.5	0.990	12
345	0.986	16
343.6	0.982	18
343.2	0.981	22
341.6	0.976	26
340.2	0.972	30
338.2	0.966	34
336.4	0.961	38
334.2	0.955	42
332.1	0.949	46

328.5	0.939	50
325.8	0.931	54
322.6	0.922	58
318.5	0.910	62
314.7	0.899	66
312.8	0.894	70
310.2	0.886	74
306.7	0.876	78
305	0.871	82
304.2	0.869	86
303.8	0.868	90
302.9	0.865	94
301.4	0.861	98
300.8	0.859	102
298.5	0.853	106
297.6	0.850	110
296.9	0.848	114
296.6	0.847	116
296.2	0.846	120
295.8	0.845	124
295.4	0.844	128
295.1	0.843	132
294.8	0.842	136
294.4	0.841	140

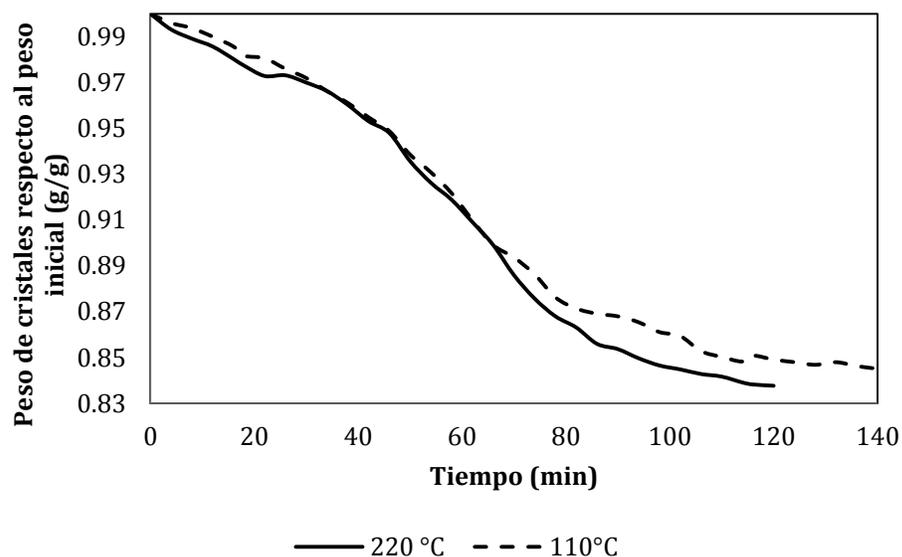


Figura 11. Gráfica de composición másica de los cristales de sulfato de aluminio respecto al tiempo al someterse a un proceso de secado a 110°C y 220°C

A continuación se presentan las propiedades del aire caliente medidas experimentalmente en ambos rangos de operación.

Tabla 19. Propiedades del aire caliente a diferentes temperaturas.

Variable	Unidad	Temperatura de proceso (°C)	
		220 °C	120°C
Temperatura bulbo seco	(°C)	227.8	125.8
Temperatura bulbo húmedo	(°C)	55.32	38.96
Temperatura de rocío	(°C)	48.06	47.65
Humedad absoluta	(kg/kg)	0.0856	0.1168
Humedad relativa		0.0492	0.0865

Al estudiar las curvas de secado en los dos niveles y realizar un análisis comparativo se aprecian diferencias significativas en la variable de respuesta principal, el tiempo. A 120 °C se observa un punto de inflexión en la curva de secado a aproximadamente 80 minutos, a 220 °C este tiempo se reduce a 60 minutos. Cuando el sólido llega a una concentración mínima de humedad, suministrar una cantidad mayor de energía no genera variaciones significativas en el proceso, es decir a partir del punto de inflexión previamente mencionado no es económicamente justificable seguir entregando energía. Operar a la temperatura superior significa un ahorro significativo de tiempo.

La ventaja de operar el secador en el nivel bajo de temperatura se obtienen ahorros energéticos dado que la fuente de calor debe emplear menor potencia para llevar el aire a la temperatura deseada; sin embargo, como esta fuente de energía debe trabajar por aproximadamente 25% más tiempo, finalmente resultara más costoso que trabajar en el nivel superior.

Los resultados no cuantitativos arrojan resultados mucho más concluyentes acerca de cuáles son las condiciones de proceso más propicias en el secado del sulfato de aluminio. La temperatura del aire incide directamente sobre las características finales de la pasta cristalina. Cuando el secador se opera a 120°C se genera un producto final con concentraciones variables de humedad, es decir que para una misma muestra de solido pueden presentarse puntos con una baja concentración de humedad y otros con una alta presencia de agua; lo anterior es inaceptable para las condiciones de calidad especificadas previamente.

Una temperatura de 220 °C genera un producto final con poco gradiente de concentración y una fragilidad mayor, lo que significa una mayor facilidad para la molienda y empaque del producto.

9. DISEÑO CONCEPTUAL

A continuación se presenta el diseño conceptual de la planta para producción de sulfato de aluminio tipo B.

9.1. Descripción del proceso

El sulfato de aluminio sólido tipo B, proviene de la reacción entre el ácido sulfúrico y la bauxita, y según la composición de la bauxita se obtendrá un producto final con características y composición variada. Dado que la bauxita es una mezcla de componentes, generalmente con una composición superior al 44% de minerales aluminosos y con remanentes de óxidos de hierro en composiciones que pueden llegar al 10%, debe encontrarse la forma de retirar estos últimos en aras de obtener un material más puro. Al final de la reacción se obtiene un producto con una alta concentración de sulfato de aluminio y algunas trazas de sulfato de hierro; elemento que le confiere al material una tonalidad marrón, haciéndolo inapropiado para procesos de producción de papel, pero que no afecta sus propiedades coagulantes y floculantes para las que generalmente se destina.

El proceso comienza con la dosificación de bauxita al reactor químico R-101 donde se ha vertido previamente agua. En procesos donde se cuenta con bauxitas de distribución granulométrica gruesa se debe tratar este material en un molino de bolas para obtener el tamaño de partícula deseado. Para el presente diseño se considera que el mineral bauxítico se adquiere en la cantera con una granulometría determinada de modo que no sea necesario un proceso adicional de molienda.

Al reactor R-101 se cargan inicialmente 3083 kilogramos de agua sin tratamiento especial. La dosificación de la misma se realiza mediante un medidor de flujo ubicado en la salida de la tubería. A continuación se adicionan 514.6 kilogramos de bauxita previamente clasificada de acuerdo a su granulometría y limpia de residuos propios de la explotación del mineral, tales como rocas, ramas y otros productos no deseados.

Paso siguiente se lleva a cabo un proceso de homogenización mediante un agitador de paletas que opera a 220 rpm, donde por medio de una vigorosa agitación se forma un lodo de color rojizo con una densidad deseada. Las cantidades de mineral y de agua generalmente se controlan mediante el uso de básculas y por mediciones subsecuentes de la densidad de la mezcla, siendo esta más elevada cuando la mezcla es rica en sólidos.

La mezcla preparada continua siendo agitada en el reactor, donde lentamente se adicionan 1548.7 kilogramos de ácido sulfúrico al 98%. El ácido comienza a reaccionar con los óxidos metálicos presentes en la mezcla y a liberar calor en el proceso. La temperatura también se eleva dada la disolución del ácido en agua. La mezcla puede alcanzar temperaturas de hasta 135 °C y por lo general se mantiene cerca a los 90°C durante el proceso. La densidad de la mezcla debe estar cerca de los 1.3 g/cm³ para asegurar que las proporciones de mezcla son correctas.

El tiempo que la reacción química tarda para producir el sulfato de aluminio deseado ronda las 4 horas. Mediciones de la concentración de ácido sulfúrico en la mezcla pueden ser realizadas por el método de titulación para conocer el avance de la reacción de un instante dado del tiempo.

El ácido sulfúrico se adiciona en una proporción estequiométrica de 5 a 1 respecto a la alúmina presente en la bauxita. La relación de bauxita respecto al líquido presente entre el ácido y el agua debe ser de 1 g de sólido a 9 gramos de líquido.

La reacción química que se lleva a cabo dentro del reactor entre el ácido sulfúrico y los óxidos de aluminio está dada por la siguiente expresión ya presentada en la Ecuación 2:



Durante el proceso la agitación es permanente para asegurar la buena transferencia de calor entre las partes, evitar la precipitación de minerales más pesados y asegurar el contacto entre reactivos. La temperatura del reactor se mantiene mediante una chaqueta de calentamiento alimentada con vapor de baja presión.

Finalizada la reacción química, se deja reposar la mezcla por un tiempo suficiente para que la fase sólida, compuesta generalmente de minerales de silicio y otras fases no reactivas de la bauxita, se precipite y separen de la fase acuosa, rica en los compuestos de interés (sulfatos). Por lo general los reactores están provistos de un falso fondo que hace las veces de filtro físico para la separación de los materiales. Ayudas de proceso tales como polímeros floculantes pueden ser empleados. Usualmente se emplean tanques de decantación para llevar a cabo el proceso previamente descrito.

El producto líquido resultante tiene composiciones de entre un 57% y 60% de sulfato de aluminio hidratado; la densidad global de esta mezcla ronda los 1.38 kg/m³.

El paso siguiente en el proceso es la cristalización del sulfato de aluminio y la consecuente eliminación del agua y de los contaminantes que aun hacen parte de la mezcla. Los 3859.8 kilogramos de mezcla provenientes del reactor se alimentan al Cristalizador C-101, no se requiere de una bomba y el flujo se da por gravedad. En esta fase se desechan minerales residuales de silicio y aluminosilicatos que no se habían logrado evacuar. Múltiples cristalizaciones pueden ser llevadas a cabo para obtener un producto final de mejores cualidades (mayor pureza y menor coloración). La cristalización se da inicialmente por la evaporación de agua en un recipiente por lotes provisto de una chaqueta de calentamiento que opera con vapor de baja presión y luego se transfiere a una máquina que culmina con la solidificación de la pasta. El primero procesa baches de 3859.8 kilogramos y el segundo tiene una capacidad de 436.8 kg/hora.

La pasta de cristales resultantes es llevada a un secador rotativo en continuo S-101 para que se elimine la humedad residual del proceso de cristalización. Este proceso se lleva a cabo a

una temperatura de 220 °C por periodos de tiempo que no sobrepasan los 120 minutos. El secado se lleva a cabo mediante el contacto de aire caliente con una o varias placas metálicas, operación que elimina la humedad y la evacua en forma de vapor, lográndose de esta manera un producto final de granulometría uniforme, alta pureza y excelente desempeño. El secador tiene una capacidad de procesamiento de 436.8 kg/hora.

El proceso completo produce 378.4 kilogramos de sulfato de aluminio Tipo B por hora con un contenido de humedad del 3%.

La calidad del producto se chequea por lote de producción para asegurar que el floculante cumpla con la norma técnica ICONTEC NTC 531, "Productos químicos para uso industrial", "Sulfato de Aluminio".

El proceso no cuenta con equipos auxiliares para manejo de fluidos tales como bombas. La configuración de la planta de lleva a cabo de manera que el transporte de fluidos se logre por medio de la fuerza de gravedad.

Manejo de materias primas y corrientes de alimentación.

La alimentación de las materias primas al reactor y las sucesivas corrientes de producto que van al cristizador y secador se realiza de manera manual. Los equipos de medición y dosificación automáticos tienen un alto costo y el propósito del presente trabajo es generar una propuesta viable de negocio por lo que dichos elementos no serán considerados.

La adición de agua al reactor se controla mediante un flujómetro análogo ubicado en la salida de la tubería del agua. La alimentación del ácido sulfúrico se realiza controladamente mediante válvulas de aguja, que dosifican lentamente el producto evitando el calentamiento repentino de la solución y los excesos del reactivo en la mezcla.

Una celda de carga controlará la adición precisa de materiales sólidos en el reactor químico. La bauxita se alimentará manualmente por medio de sacos, pala u otro medio mecánico.

El flujo de alimentación al cristizador se logra mediante flujo por gravedad y no se emplearán bombas de ningún tipo para llevar a cabo este proceso.

Los sólidos se cargan en el secador de manera manual y así mismo se realizará la descarga.

9.2. Diseño de equipos

En el presente apartado se presenta el diseño de los principales equipos para los procesos de digestión ácida, cristalización y secado.

9.2.1. Reactor

A continuación se encuentra el diseño del reactor, su agitador y generalidades de los reactores tipo batch.

9.2.1.1. Generalidades

El reactor batch, o reactor por lotes, es el tipo más simple de reactor químico y consiste en términos generales de un recipiente con determinados aditamentos donde se lleva a cabo una reacción química en un tiempo determinado.

El concepto de reactor batch ideal parte del hecho de asumir los siguientes elementos: Las reacciones químicas comienzan inmediatamente luego de que los reactivos entran en contacto, la agitación dentro del recipiente es perfecta y homogénea y que la temperatura deseada se logra inmediatamente y se mantiene a lo largo del tiempo. Adicionalmente se presume que el proceso se detiene inmediatamente se ha logrado la conversión deseada.

A nivel industrial los reactores por lotes se usan generalmente en la industria farmacéutica, bioquímica y en plantas multiproducto. Estos reactores constan por lo general de un recipiente cóncavo con orificios adecuados para la instalación de agitadores, calentadores, elementos de medicinal y adicionalmente para su limpieza; normalmente se cargan por la parte superior y el producto final se descarga por la inferior.

El tamaño de los reactores usualmente parte de los 5 gal (19 L) para procesos productivos pequeños o de escala piloto, y llega hasta los 10,000-20,000 gal (38,000-76,000 L) en planta de gran envergadura. Cuando se requiere de reactores con un volumen superior usualmente es preferible construir múltiples unidades, con arreglos en paralelo, de modo que se logre la capacidad deseada.

Los reactores por lotes se emplean también cuando se requiere recopilar información preliminar de un proceso en específico, tal como rendimientos, tiempos de reacción y pureza final de los productos. También se utilizan para el desarrollo de productos costosos, optimización de procesos y en el montaje de plantas piloto. Estos equipos son ampliamente usados en la producción de químicos estacionales o de baja rotación. En procesos con materias primas costosas y productos de alto valor agregado son elección constante, dado el buen control que se puede tener sobre el flujo de materiales.

9.2.1.1.1. Ventajas y desventajas

Las principales ventajas de los reactores por lotes radican en su diseño simple y económico, en la poca instrumentación que requieren y que la flexibilidad que otorgan, dado que con un mismo equipo se puede producir una amplia gama de productos. Las conversiones alcanzadas

tienden a ser altas y dependen especialmente del tiempo total que se permitan reaccionar los materiales dentro del recipiente.

La principal desventaja de los reactores por lotes son los altos costos en mano de obra necesarios para su operación. Los costos de mano de obra cobijan los tiempos necesarios para llenar el recipiente con las materias primas, su calentamiento, homogenización, enfriamiento luego de la reacción, descargar de los productos y finalmente la limpieza del equipo para un posterior lote de producción. Otra desventaja de este tipo de equipos radica en la dificultad para lograr una correcta transferencia de calor y unas características similares en productos de distintos lotes.

Cuando las reacciones químicas son lentas, se requerirá de largos tiempos dentro del reactor, adicionalmente si el producto final y los reactivos sobrantes tienden a formar pastas viscosas o líquidos de poca fluidez será difícil lograr sacarlos del recipiente.

9.2.1.1.2. Agitación y calentamiento

La agitación dentro de los reactores por lotes se obtiene por medios mecánicos, por recirculación de los materiales involucrados o por la inyección de un fluido que genere turbulencias en el fluido.

El calentamiento se logra por medio de chaquetas o camisas donde se condensa vapor, también se emplean fluidos tales como aceites térmicos o sales que se bombean a determinada temperatura y transfieren su energía al reactor. En aplicaciones concretas se pueden usar serpentines dentro del reactor o recurrir a quemadores en la parte inferior para los casos donde un correcto control de la temperatura no sea necesario.

La Figura 12 describe un reactor batch clásico, con dos entradas en la parte superior destinadas a la alimentación de los reactivos, chaqueta de calentamiento y agitador.

Consideraciones de selección

En *Conceptual Design of Chemical Processes*, Douglas propone las siguientes recomendaciones para decidirse por el uso de un sistema de reacción batch.

- Si en la planta se producen varios productos con el mismo equipo
- Si la necesidad de producción de la planta está en el rango de $10 * 10^6 \frac{lb}{yr}$ ($5 * 10^6 \frac{kg}{yr}$).
- Si la reacción tiene una cinética de reacción baja y requiere de un tiempo de residencia superior a los 120 minutos.

9.2.1.2. Dimensionamiento del reactor

De acuerdo a R. Fogler en "*Elements of chemical reaction engineering*", el dimensionamiento del volumen de reacción para un reactor batch se puede lograr sin necesidad de recurrir a las ecuaciones de diseño clásicas siguiendo el siguiente algoritmo de cálculo:

VARIABLES DE DISEÑO:

- Capacidad de producción requerida anual (Toneladas/año)
- Disponibilidad horaria operativa del equipo (horas/año)
- Tiempo de reacción por lote (horas/lote)
- Densidad global de la mezcla (Toneladas/m³)
- Tiempo total por lote (horas/lote)
- Volumen de reacción (m³)

La Capacidad de producción requerida anual (Toneladas/año) es una variable de diseño que está relacionada directamente con la demanda que el mercado exija para el producto de interés. La capacidad de producción del equipo debe sobrepasar la demanda de producción en un rango estimado de 1.15 – 1.20 veces el valor inicial (15 – 20%).

Para el presente caso se estimó previamente que la demanda de sulfato de aluminio para el mercado escogido es de aproximadamente 1296 ton/año. Se consideró un factor de 1,18 veces la demanda del producto para establecer la capacidad de producción requerida anual, arrojando un valor de 1529 ton/año.

La Disponibilidad horaria operativa del equipo (horas/año) está determinada como la cantidad de horas que el equipo puede estar operativo en un año. Se consideró que la planta opera con dos turnos laborales, de 8 horas cada uno, con 5 días hábiles semanales sin tener en cuenta los días festivos no hábiles. Con 52 semanas anuales se dispone de 4160 horas operativas para completar la producción requerida para satisfacer la demanda. El mantenimiento preventivo y correctivo, así como lotes de producción adicionales se prevén, sean realizadas en horarios no cobijados dentro de las horas operativas previamente mencionadas.

Las pruebas de laboratorio realizadas indican que el tiempo de producción óptimo es de 4 horas por lote. Fogler indica en *Elements of chemical reaction engineering* que para procesos en lote comunes, se puede estimar un tiempo de limpieza y adecuación de 2 horas entre baches para procesos que no superen los 4500 kilos netos de producto. Así también, la densidad global de la mezcla correspondiente a la corrida óptima del diseño de experimentos corresponde a 1298.7 kg/m³.

El Tiempo total por lote (horas/lote) se define como la suma del tiempo de reacción y el tiempo de limpieza y adecuación.

Las ecuaciones que relacionan las variables de diseño citadas anteriormente con el volumen de reacción es la siguiente:

$$\text{Cantidad lotes} - \text{año} \left(\frac{\text{lotos}}{\text{año}} \right) = \frac{\text{Disponibilidad horaria operativa del equipo} \left(\frac{\text{horas}}{\text{año}} \right)}{\text{Tiempo total por lote} \left(\frac{\text{horas}}{\text{lote}} \right)}$$

$$\text{Capacidad por lote} \left(\frac{\text{ton}}{\text{lote}} \right) = \frac{\text{Capacidad de producción requerida anual} \left(\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right) * 1,18}{\text{Cantidad lotes} - \text{año} \left(\frac{\text{lotos}}{\text{año}} \right)}$$

$$\text{Volumen de reacción} (m^3) = \frac{\text{Capacidad por lote} (ton)}{\text{Densidad global} \left(\frac{\text{ton}}{m^3} \right)}$$

Calculando para los valores mencionados anteriormente:

$$\text{Cantidad de lotes por año} \left(\frac{\text{Lotes}}{\text{año}} \right) = \frac{4160 \frac{\text{horas}}{\text{año}}}{6 \frac{\text{horas}}{\text{lote}}} = 693.333 \approx 694 \frac{\text{lotos}}{\text{año}}$$

$$\text{Capacidad por lote} = \frac{1529 \frac{\text{ton}}{\text{año}}}{694 \frac{\text{lotos}}{\text{año}}} = 2.203 \frac{\text{ton}}{\text{lote}}$$

Estas 2.203 toneladas por lote, son la cantidad de sulfato de aluminio que debe producirse en cada lote, sin embargo, debido a que la reacción no es 1 a 1 estequiométricamente, ni se alcanzan conversiones del 100%, se debe tener un volumen de reacción capaz de albergar la cantidad de materias primas necesarias para la producción de esta cantidad del producto deseado.

Teniendo en cuenta los valores óptimos obtenidos durante la corrida de superficie de respuesta, las adiciones de cada uno de los reactivos deben ser:

Para una mol de alúmina, que tiene una masa molar de 102 g/mol, deben adicionarse una cantidad equivalente de bauxita a 166.15 g, esto se debe a que el %p/p de la alúmina en la bauxita es de 61.39%. Debido a que por cada mol de alúmina se deben adicionar 5 moles de ácido sulfúrico, la masa que debe adicionarse es de entonces 500 g, teniendo en cuenta la masa molar de esta sustancia y la pureza del 98%. Para tener una relación sólido líquido de 1 gramo a 9, respectivamente, debe completarse entonces la mezcla con 995.36 g de agua.

Según la conversión alcanzada de ácido sulfúrico en la corrida óptima de 94.8%, se producen 1.58 mol de sulfato de aluminio para la reacción tratada y con las cantidades mencionadas, lo cual corresponde a 711.237 g del producto de interés.

Si se desean producir por cada lote 2203 kg de sulfato de aluminio, se debe trabajar entonces con un factor de escala de 3097.4204 para encontrar la cantidad a adicionar de agua, ácido sulfúrico y bauxita, los cuales corresponden a 3083.04 kg, 1548.71 kg y 514.64 kg respectivamente.

La capacidad por lote corregida sería entonces:

$$\text{Capacidad por lote} = 3083.04 \text{ kg} + 514.64 \text{ kg} + 1548.71 \text{ kg} = 5146.39 \text{ kg}$$

$$\text{Volumen de reacción (m}^3\text{)} = \frac{5146.39 \text{ kg}}{1298.7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 3.96 \text{ m}^3$$

Ahora bien, Couper, Penney y Fair establecen que para un reactor por lotes el volumen del recipiente debe exceder el volumen de reacción en un 30% principalmente para evitar posibles riesgos de seguridad y para no operar el equipo a máxima capacidad (Couper, Penney, & Fair, 2012).

Considerando lo anterior, se tiene que el volumen del reactor está dado por la Ecuación 4.:

Ecuación 4.

$$\text{Volumen del reactor (m}^3\text{)} = \text{Volumen de reacción (m}^3\text{)} * 1.3$$

$$\text{Volumen del reactor (m}^3\text{)} = 3.96 \text{ m}^3 * 1.3 = 5.15 \text{ m}^3$$

9.2.1.2.1. Geometría del reactor:

La geometría del reactor se diseñó a partir de los lineamientos expuestos por Walas en el texto Chemical process equipment selection and design (Walas, 1988). Las ecuaciones y parámetros para determinar las proporciones geométricas en un reactor por lotes de fondo plano elipsoidal, con agitador central, baffles y sistema de calentamiento externo son las siguientes:

Para recipientes de fondo plano donde se dé lugar a reacciones químicas en fase líquida con presencia de sólidos en suspensión, el diámetro del tanque (T) deberá ser máximo una tercera parte de la altura total del recipiente (Z). Lo anterior con el propósito de lograr buenos regímenes de agitación y favorecer el contacto entre los reactivos (Walas, 1988).

El diámetro total del agitador (D) no deberá ser superior a la tercera parte del diámetro total del recipiente (T) (Walas, 1988).

El espesor de las paletas o impeler (W) deberá ser una octava parte del diámetro total del agitador (D) para agitadores tipo paletas y una quinta parte para agitadores tipo hélice (Walas, 1988).

La longitud de los baffles (B) deber ser entre un décimo y un doceavo del diámetro total del tanque (T) (Walas, 1988).

La distancia entre el agitador y fondo del tanque (C) o distancia libre del fondo deberá ser al menos de dos terceras partes de la altura total del tanque (Z) (Walas, 1988)v.

De acuerdo a los parámetros previamente planteados, el diseño del agitador por lotes de la planta de producción de producción de sulfato de aluminio deberá contar con las siguientes medidas. Los parámetros del agitador se presentan posteriormente en este mismo capítulo.

Tabla 20. Diseño geométrico del reactor batch 01.

Diseño geométrico del reactor batch 01		
<i>Volumen de 5.15 m³</i>		
Variable diseño (m)	Nomenclatura	Longitud
Altura total	T	3
Diámetro total	Z	1.48
Distancia libre de fondo	C	0.85
Diámetro agitador	D	0.50
Espesor de paletas	W	0.062
Longitud baffles	B	0.16

Garret y Hobday proponen diseños similares en sus patentes de producción para el sulfato de aluminio en procesos discontinuos (Hobday, 1982)(Garrett, 1982).

9.2.1.2.2. Espesor de lámina

Couper establece en *Chemical process equipment selection and design* (Couper et al., 2012) un espesor mínimo de lámina de 3/16 in en aceros inoxidable comunes para recipientes, reactores y tanques de almacenamiento con capacidades de hasta 1000 galones; así también Cheremisinoff coincide en su tratado *Handbook of chemical processing equipment* (Cheremisinoff, 2000) en un calibre similar para iguales aplicaciones. La norma API para construcción de tanques y recipientes entrega valores iguales a los anteriormente mencionados.

La temperatura de reacción estimada no sobrepasa en ningún punto del tiempo, los 125 °C, razón por la cual no deben existir preocupaciones en cuanto a resistencia térmica o stress mecánico del metal de construcción seleccionado(Cheremisinoff, 2000).

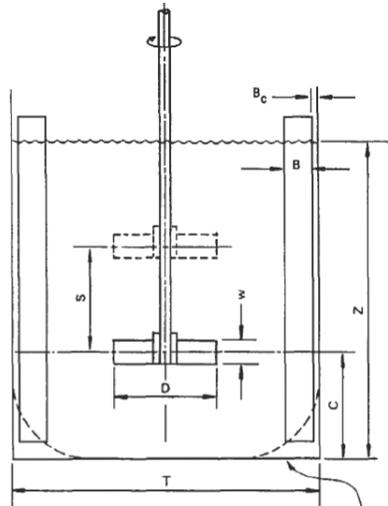


Figura 12. Reactor batch con agitación (Walas, 1988).

9.2.1.3. Agitador

La agitación dentro del reactor debe ser tal que las partículas sólidas se mantengan en suspensión de modo que se favorezca el contacto con el reactivo ácido y se disminuyan los gradientes de concentración entre las distintas sustancias. Adicionalmente propicia un perfil de temperaturas adecuado dentro del recipiente, evitando la aparición de puntos calientes y los consecuentes burbujeos excesivos (Cheremisinoff, 2000).

Existe una clasificación general para los agitadores de proceso; aquellos que son de tipo mecánico y aquellos de tipo neumático, en los primeros la agitación usualmente se lleva a cabo por medio de elementos físicos con algún grado de rotación y consecuente generación de movimiento en el fluido; en el segundo tipo se utiliza un fluido, generalmente gaseoso, que se inyecta o moviliza desde el fondo o lados del recipiente y que produce el movimiento del fluido. Para el presente diseño solo se consideraran agitadores del tipo mecánico por tratarse de un proceso que requiere de agitación vigorosa, altos números de Reynolds y que adicionalmente debe ser variable en cuanto a la cantidad de velocidad y de torque que se debe suministra. No se reportan casos de agitación neumática para el proceso en cuestión (Cheremisinoff, 2000).

Couper, Penney y Fair proponen rangos de número de Reynolds entre los 4000 a 8000 para asegurar un buen contacto entre las partículas en suspensión de aluminosilicatos finos y soluciones acuosas de ácido sulfúricos en la producción de sulfato de aluminio para procesos por lotes (Couper et al., 2012).

Los sistemas de agitación mecánico generalmente comprenden tres partes principales: un aspa, un eje y un reductor o variador de velocidad. El primero es el encargado de generar el movimiento del fluido al generar fuerzas vectoriales de rotación, el segundo es el

encargado de transferir la cantidad de movimiento desde el motor y el tercero se encarga de cambiar directamente la velocidad de giro del sistema completo (Couper et al., 2012).

Existen tres tipos principales de agitadores: tipo aspa, tipo turbina y tipo paleta. El primero de ellos está indicado para sistemas de viscosidad no superior a los 2000 cP y para tamaños de partícula entre los 0.1 a 0.5 mm, el segundo está diseñado para favorecer altos números de Reynolds en procesos que requieran altos regímenes de revoluciones y torque. Los dos primeros se indican usualmente para sistemas de fase líquida o con sólidos en suspensión de alta o mediana flotabilidad (Cheremisinoff, 2000).

Gee, Cunningham y Heindl, coinciden en que para la producción de sulfato de aluminio en procesos batch los agitadores tipo paleta presentan el comportamiento más ventajoso al propiciar una buena suspensión de los sólidos con regímenes bajos de velocidad de giro en el eje y manteniendo bajos los costos de producción del equipo. Este tipo de agitadores se emplean en reacciones químicas lentas y nunca para procesos en continuo, requieren de reactores con una geometría donde la altura total sea bastante mayor que el diámetro total (Gee et al., 1947).

Usualmente varias paletas se adhieren al eje principal para mejorar la agitación. La distancia entre las paletas está dada por $0.3-0.8 D$ donde D es el diámetro de las paletas y se escoge dependiendo de la viscosidad de la mezcla (Cheremisinoff, 2000).

Para procesos como el de la digestión ácida de la bauxita se recomienda el uso de agitadores tipo ancla, dado que se requiere de bajos gradientes de concentración, buena transferencia de calor y adicionalmente son sistemas donde puede presentarse sedimentación. El diámetro total de la paleta no debe ser superior al 70% del diámetro total del reactor. Adicionalmente permite el uso de baffles. Speight recomienda usar paletas perforadas en el extremo superior para favorecer la aparición de puntos jets, o de aceleración que favorecen la disolución de grumos (Speight & Speight, 2002).

Las velocidades de giro finales para este tipo de agitadores varían en un rango de las 45 a 150 rpm. A velocidades muy bajas, un agitador de paletas produce una agitación suave, en un tanque sin placas deflectoras o cortacorrientes, las cuales son necesarias para velocidades elevadas. De lo contrario el líquido se mueve como un remolino que gira alrededor del tanque, con velocidad elevada pero con poco efecto de mezcla (Cheremisinoff, 2000).

Los baffles son elementos mecánicos que disminuyen la aparición de un único vórtice dentro del recipiente al generar turbulencias focalizadas en múltiples puntos del reactor. Su propósito final es aumentar la turbulencia total y por ende mejorar la agitación de toda la mezcla. Speight indica que la cantidad de baffles usada no debe ser superior a cuatro puntos para sistemas en suspensión, dado que la eliminación completa del vórtice principal puede producir sedimentación en las partículas (Speight & Speight, 2002).

Los parámetros generales para el diseño de un tanque estándar de fondo plano están definidos de la siguiente manera y ejemplificados en la Figura 12.

Ecuación 5

$$Z = \frac{T}{D} \rightarrow \text{Altura del tanque}$$

Ecuación 6

$$D = \frac{T}{3} \rightarrow \text{Diámetro del agitador}$$

Ecuación 7

$$B = \frac{T}{12} a \frac{T}{10} \rightarrow \text{Ancho del bafle}$$

Ecuación 8

$$W = \frac{D}{8} a \frac{D}{5} \rightarrow \text{Ancho de la paleta}$$

Con estas medidas se pueden calcular los demás elementos geométricos del tanque y deben coincidir con aquellos planteados en el aparte del diseño general del reactor.

9.2.1.3.1. Cálculo de la potencia del agitador

Para estimar la potencia mecánica requerida para agitar la solución se requiere conocer primordialmente la viscosidad y densidad de la mezcla en cuestión. Adicionalmente se debe establecer el grado de agitación requerido, que para el caso de la reacción de ácido sulfúrico con bauxita deberá ser intermedia.

La viscosidad de la mezcla se midió en el laboratorio de operaciones unitarias de la universidad EAFIT mediante un viscosímetro de Brookfield arrojando un valor estándar de 6500 cP.

La realización de los cálculos se efectuó mediante el aplicativo virtual de la página CheCalc adscrita al departamento de Ingeniería química de la Universidad de California en Estados Unidos (Universidad de California, 2014).

Tabla 21. Diseño del agitador.

Diseño del agitador		
Propiedades del fluido		
Viscosidad	(cP)	6500
Densidad	(kg/m ³)	1298
Escala de agitación		4
Geometría del reactor		
Relación D/T		0.3
Volumen de agitación	(m ³)	5.15
Numero de baffles		4
Diámetro equivalente del agitador (T eq)	(m)	1871.7
Cálculos del agitador		
Diámetro del agitador (D)	(mm)	515
Velocidad Bulk (Vc)	(m/s)	0.12
Caudal de bombeo (Q)	(m ³ /s)	0.34
Numero de flujo (Nq)		0.513
Velocidad de agitación (N)	(rpm)	221.61
Numero de Reynolds (Re)		4269
Numero de potencia (Np)		1.701
Potencia calculada(P)	(kW)	6.21
Potencia recomendada (Pr)	(kW)	7.76
Potencia recomendada (Pr)	(hP)	10.42
Voltaje de alimentación	(V)	220
Diámetro del eje	(mm)	50.8

9.2.1.4. Sistema de calentamiento del reactor

Comúnmente, el servicio industrial más utilizada a la hora de calentar reactores por lotes es el vapor de agua a baja presión, que en condiciones estándares de operación alcanza temperaturas de hasta 130°C. El vapor de agua sobresale por ser un medio económico de calentamiento y por la estabilidad y facilidad de control en el tiempo (Biegler et al., 1997).

La reacción de digestión de la bauxita en un medio ácido, para el presente caso en ácido sulfúrico, es de carácter altamente exotérmico y por ende se libera calor durante todo proceso. Teniendo en cuenta lo anterior el sistema de calentamiento adecuado para el reactor R-101 es uno que tenga como propósito el sostenimiento de la temperatura de reacción y no uno que pretenda elevar la temperatura de los reactivos. Las pérdidas de calor se darán por medios naturales de transferencia de energía, especialmente por convección natural y por radiación.

El cálculo de las pérdidas de calor y el consecuente consumo de vapor se efectuó mediante el aplicativo CheCalc adscrito a la universidad de California en los Estados Unidos, el mismo realiza balances de materia y energía a partir de datos básicos como temperatura objetivo del proceso, materiales de construcción, velocidad dentro del reactor, temperatura promedio del sitio y conductividad térmica de los materiales implicados en la reacción.

A continuación se presentan los resultados obtenidos.

Pérdidas de calor del reactor R-101		
Datos de entrada		
Temperaturas y presiones atmosféricas		
Temperatura ambiental promedio	(°C)	26
Presión atmosférica promedio	(kPa)	86
Diseño del reactor		
Geometría del reactor		Cilíndrica
Material de construcción del reactor		AISI 316
Área superficial expuesta	(m ²)	17.39
Altura del reactor	(m)	3
Servicio industrial		LPS
Tipo de chaqueta		Half pipe
Aislamiento chaqueta		MW-2 in
Numero de baffles		4
Datos de proceso		
Viscosidad de la mezcla	(cP)	6500
Numero de Reynolds		4269
Temperatura objetivo de proceso	(°C)	90
Velocidad de agitación	(rpm)	222
Densidad de la mezcla	(kg/m ³)	1298
Volumen de la mezcla	(m ³)	5.15
Resultados		
Numero de Prandl (Pr)		0.77
Numero de Nusselt (Nu)		4.364
Perdidas por radiación	(kW)	0.162
Perdidas por convección	(kW)	1.346
Pérdidas totales	(kW)	2.58

Las pérdidas totales de energía por convección y radiación en el reactor R-101 son de un valor calculado de 2.58 kW. Las eficiencias térmicas para sistemas de calentamiento con vapor se encuentran en un rango de 0.66-0.83 (Walas, 1988).

Las pérdidas de calor obtenidas son relativamente bajas dado que el modelo considera un aislamiento térmico de altas especificaciones.

Para calcular el consumo de vapor saturado a baja presión se realiza un balance de materia y energía donde se igualan las pérdidas de calor del reactor con la energía entregada por un flujo determinado de vapor ponderado por una eficiencia térmica dada. La Ecuación 9 indica el modelo de cálculo previamente planteado.

Ecuación 9

$$Pérdidas_{reactor} = \frac{\dot{m}_{vapor} * H_{vaporizacion\ agua}}{E_{termica}}$$

Las pérdidas del reactor son de 2.58 kW, la entalpia de vaporización del agua es de 2257 kJ/kg (Green & Perry, 2007) y la eficiencia térmica se establece en un valor medio de 0.72 (Walas, 1988). El resultado obtenido es un flujo másico de vapor de baja presión correspondiente a 2.96 kg/h.

9.2.2. Cristalizador

La cristalización a nivel industrial puede presentarse en forma de cristalizadores continuos y cristalizadores batch. En general, todo cristalizador debe contar con un mecanismo para generar sobresaturación, un mecanismo para liberar la sobresaturación, un mecanismo para controlar la generación de sobresaturación, entre otros (Samant & O'Young, 2006).

Los mecanismos para generar sobresaturación se basan principalmente en los cambios de solubilidad del componente a cristalizar como una función de la temperatura y la composición. Dichos cambios se miden con la ayuda de experimentos de solubilidad. En la mayoría de casos la sobresaturación se logra al generar una disminución en la temperatura o disminuyendo la composición del solvente en la solución (Samant & O'Young, 2006).

En el caso tratado, se logrará llevar la mezcla después de la reacción a la sobresaturación por medio de evaporación. La evaporación genera sobresaturación al disminuir la composición del solvente. Este es el único mecanismo que se puede usar cuando la solubilidad de un componente se mantiene básicamente igual al disminuir la temperatura (Samant & O'Young, 2006).

Para la sobresaturación se llevará entonces la mezcla a un recipiente con un serpentín sumergido con vapor. La masa que ingresa a este recipiente será entonces de 3859 kg con una composición inicial de sulfato de aluminio de 57% y se desea que llegue a una composición del 84% antes de ser secado. La temperatura inicial de la mezcla será aquella alcanzada en el reactor, es decir 90°C y se calentará hasta llegar a 105°C con vapor de baja presión a una

temperatura de 120°C. El coeficiente general de transferencia de calor (U) es de $700 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$ para serpentines sumergidos en soluciones acuosas con calentamiento con vapor (Engineeringpage, 2014).

El área del serpentín, es decir del área de transferencia de calor se puede calcular de la siguiente manera para unidades inglesas:

Ecuación 10

$$A (ft^2) = \left(\frac{M * Cm}{U * \theta} \right) * Ln \left(\frac{T1 - t1}{T1 - t2} \right)$$

Donde:

M: masa del batch = 8509.24 lb

t1: Temperatura inicial = 194°F

t2: Temperatura final = 230°F

T1: Temperatura del vapor = 248°F

Cm: Calor específico = $1 \frac{BTU}{lb \cdot ^\circ F}$

U: Coeficiente general de transferencia de calor = $123.277 \frac{BTU}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$

El área de transferencia de calor obtenida es entonces de $37.92 ft^2$, lo que equivale a un área de $3.5 m^2$, que para un serpentín de 2 in de diámetro equivalen a 22.07 m de serpentín.

El recipiente para la evaporación se calcula de acuerdo al L/D que resulta más económico de acuerdo al costo de suministro, fabricación y montaje (SFM) del acero inoxidable 904L como se muestra en la Tabla 22. La información técnica fue tomada de eFunda (eFunda, 2014).

Tabla 22. Cálculo de relación L/D más económico según el costo de suministro, fabricación y montaje del acero inoxidable 904L.

Relación L/D		0.5	0.8	1	1.1	1.2	1.3	1.5
Volumen	m ³	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5
Diámetro	m ³	1.85	1.58	1.47	1.43	1.38	1.35	1.29
Altura	m ³	0.93	1.27	1.47	1.57	1.66	1.75	1.93
Espesor	Mm	5	5	5	5	5	5	5
Volumen de la lámina	m ³	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05
Densidad de la lámina	kg/m ³	8000	8000	8000	8000	8000	8000	8000
Masa de la lámina	kg	432	410	408	408	409	411	415
Costo de SFM unitario	\$/kg	40000	40000	40000	40000	40000	40000	40000
Costo de SFM	MM\$COP	17.27	16.41	16.32	16.33	16.37	16.44	16.60

Se tiene entonces un recipiente de 1.47m de diámetro por 1.47 m de altura, con un serpentín sumergido de 22.07 m de longitud, replegado en 5 vueltas circulares de 1.4 m de diámetro.

Una vez lograda la sobresaturación en el evaporador mencionado anteriormente, se lleva la mezcla al cristalizador por gravedad.

Se encuentran una gran variedad de cristalizadores en la industria como lo son el cristalizador de tambor, el cristalizador de banda, de tornillo, de lecho fluidizado, cristalizadores con unidad de pellets sobre una banda, torres de granulación, entre otros(Mersmann, 2001).

A continuación se presenta una tabla comparativa de los principales cristalizadores.

Tabla 23. Tabla comparativa de los principales cristalizadores en la industria (Mersmann, 2001).

	Cristalizador de tambor	Cristalizador de banda	Cristalizador de pellets sobre banda	Cristalizador de tornillo	Torre granuladora	Cristalizador de lecho fluidizado.
Forma del producto	Hojuelas, migajas	Tiras, hojuelas, migajas	Pellets	Formas extruidas	Partículas esféricas	Partículas esféricas o irregulares
Proporción de polvo y finos en el producto	Alta	Media a alta	Baja	Baja	Baja	Baja a media
Tiempo de solidificación	<2min	2-10min	<10 min	<10 min	<15 s	<1h
Costos de capital	Bajo	Bajo	Medio a alto	Alto	Alto	Medio a alto
Requerimientos de energía	Bajo	Bajo	Medio	Medio	Bajo a medio	Medio a alto

Se decide trabajar entonces con un cristalizador de banda debido a sus bajos costos de capital, bajos requerimientos de energía, tiempo de solidificación razonable y a que la forma de los cristales no es crítica para su uso.

Los cristalizadores de banda consisten en una banda de acero que está en constante movimiento y que se enfría desde la parte inferior por medio de convección forzada. El material que sale del evaporador se deja caer por gravedad al comienzo de la banda y a medida que avanza se va solidificando para al final ser removido con ayuda de un raspador.

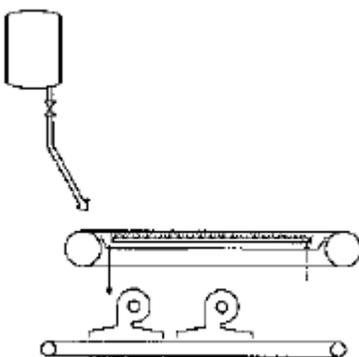


Figura 13. Cristalizador de banda propuesto para la cristalización del sulfato de aluminio.

De acuerdo a Mersmann, la forma de calcular la cantidad de material cristalino por unidad de tiempo y área de banda es por medio de la siguiente ecuación (Mersmann, 2001):

Ecuación 11

$$\dot{m}_{belt} = \frac{\rho_s \delta_s K_{belt}}{t_s}$$

Donde:

$$\rho_s = \text{Densidad media de la solución} = 2.2 \text{ g/cm}^3$$

$$\delta_s = \text{Espesor de la capa de producto en la banda} = 2 \text{ cm}$$

$$K_{belt} = \text{factor de carga} = 1 \text{ (para carga aplicada por gravedad)}$$

$$t_s = \text{tiempo de cristalización} = 3 \text{ min}$$

$$\dot{m}_{belt} = 1.467 \frac{\text{g}}{\text{cm}^2 \cdot \text{min}} = \frac{14.67 \text{ kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{min}}$$

De acuerdo a esto, se necesita una banda de 3 m^2 para asegurar que en 3 minutos se alcance a enfriar la carga, se trabajará entonces con una banda de 6 m de longitud y 50 cm de ancho y el flujo alimentado máximo a la misma desde el evaporador sería de 14.67 kg/min , es decir 880 kg/h , sin embargo debido a las condiciones de proceso, del evaporador salen únicamente 436.8 kg/h que deben enfriarse con la ayuda de los ventiladores en la banda, esto indica que en realidad, la cantidad de material cristalino por unidad de tiempo y área son $7.28 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{min}}$.

9.2.3. Secador

A continuación se presenta una descripción general de los procesos de secado en la industria y el diseño del secador propuesto para la planta de producción de sulfato de aluminio a partir de bauxita.

9.2.3.1. Clasificación de los procesos de secado

Los procesos de secado y remoción de humedad tienden a clasificarse de acuerdo a las condiciones físicas, los métodos usados para adicionar energía en forma de calor y eliminar de esta manera algún solvente de interés y finalmente si se realizan de forma continua o por el contrario en lotes.

Tradicionalmente se consideran las siguientes clasificaciones:

- Secadores directos
- Secadores indirectos
- Secadores continuos
- Secadores discontinuos o por lotes

El primer método de clasificación revela las diferencias relacionadas con el diseño y operación del equipo secador, mientras el segundo es más útil para seleccionar entre un grupo de equipos de acuerdo a las necesidades temporales, de tiempos de producción y de espacio.

9.2.3.1.1. Secadores directos

También conocidos como secadores por convección. La transferencia de energía en forma de calor se logra por contacto directo entre un fluido gaseoso, generalmente a alta temperatura, y el sólido o mezcla de sólidos a secarse. El líquido vaporizado se arrastra con el mismo medio secante de modo que se mantenga un gradiente de concentración lo más amplio posible.

9.2.3.1.2. Secadores directos continuos

Tanto el suministro de gases caliente, como de sólidos a secarse es constante e ininterrumpido. Puede operarse también como un secador por lotes si la entrada de material húmedo se pausa. Se destacan los secadores tipo horno túnel. El perfil de temperaturas tienden a ser constante, sin embargo el perfil de concentraciones respecto a la humedad del sólido tiende a ser decreciente desde la entrada a la salida del equipo. Estos equipos se usan en procesos donde el sólido no tiene tendencias a la oxidación por contacto con el oxígeno del aire y adicionalmente los volúmenes de producción son tales que permite la operación en continuo.

9.2.3.1.3. Secadores directos por lotes

Se diseñan para operar con un tamaño específico de lote, es decir una cantidad específica de sólidos a procesarse. La cantidad de humedad inicial y final son también variables de diseño que deben establecerse desde un principio. En los secadores batch o por lotes, las condiciones de contenido de humedad y temperatura varían continuamente en cualquier punto del equipo. Por lo general se usan planos o curvas de secado, donde se especifican el flujo y temperatura del gas caliente respecto al tiempo.

9.2.3.1.4. Secadores indirectos

La transferencia de calor sobre el sólido se realiza por medio de conducción a través de una pared que a su vez está en contacto con un fluido a altas temperaturas. El líquido vaporizado se separa independientemente del medio de calentamiento debido a la barrera física presente. La velocidad de desecación del producto depende básicamente del área de contacto presente entre el mismo y la superficie, así como de la temperatura que esta última tenga. Estos equipos se conocen también como secadores por conducción o de contacto y se emplean generalmente en procesos donde el sólido está sujeto a posibles reacciones de oxidación o en operaciones que requieran atmósferas controladas.

Las superficies de contacto están construidas por lo general en metales de alta conductividad tales como el cobre, aluminio y en algunos procesos que lo requieran, acero inoxidable.

9.2.3.1.5. Secadores indirectos continuos

El secado se lleva a cabo haciendo pasar el sólido de manera continua por un medio caliente, tal como una placa metálica o de cerámica. La velocidad de secado dependerá esencialmente de la temperatura de la superficie y del tiempo que permanezca el sólido en contacto con la misma. La emisividad del material y por ende la radiación que emite también serán factores importantes sobre todo cuando se opera en regímenes altos de temperatura.

9.2.3.1.6. Secadores indirectos por lotes o tipo batch.

En general los secadores indirectos por lotes o tipo batch se adaptan muy bien a operaciones donde las cantidades a procesar son variables y la programación de la producción no es constante; se consideran los más indicados para procesos de pequeña a mediana escala.

Tal como en los secadores directos por lotes, la transferencia de calor se logra mediante el contacto directo de gases calientes, por lo general a presión atmosférica o ligeramente superior, y el sólido a secarse. La humedad resultante del proceso también se elimina con la corriente de fluido caliente para mantener distanciados los gradientes de concentración y temperatura.

La forma gráfica de representar este tipo de sistemas es mediante una curva de contenido de humedad en forma másica respecto al tiempo. Estas curvas, a veces llamadas cinéticas de secado son útiles para determinar las condiciones óptimas o adecuadas de secado tales como

temperatura, humedad relativa, velocidad y caudal de aire. El propósito de la optimización será por lo general una reducción en el consumo energético y la velocidad del secado.

9.2.3.1.7. Secadores mecánicos

Los secadores solares dependen exclusivamente de las condiciones climáticas existentes y de la cantidad de radiación que incide sobre el equipo. No se consideraran este tipo de sistemas dada su dependencia sobre condiciones temporales y por su baja productividad.

Los secadores mecánicos son equipos que generan por distintos medios, una corriente de aire caliente que se direcciona al producto de interés por medio de elementos mecánicos como ventiladores o turbinas. Usualmente estos sistemas operan con un quemador acoplado a un intercambiador de calor para el calentamiento del aire, los combustibles más comunes son el gas natural, el fuel oil y el carbón; la elección del mismo dependerá de la cantidad de calor requerido y de la disponibilidad del mismo en la zona. La principal ventaja de estos equipos es una operación de menor costo y que requiere de poco mantenimiento. No se recomienda para el secado de productos susceptibles a degradación térmica dado que el control de la temperatura en los mismos tiende a ser variable y se pueden presentar picos en la temperatura del sistema.

Existen también secadores que operan con un generador de calor eléctrico, que usualmente se compone de una serie de resistencias acopladas a un ventilador. La principal ventaja que se obtiene con estos sistemas es el control preciso de la temperatura dentro del equipo y mejores condiciones finales del producto. La desventaja radica en un mayor costo operativo del equipo respecto a los combustibles tradicionales, dado el alto costo de la energía eléctrica.

Usualmente este tipo de sistemas cuentan con controles de temperatura, tales como termostatos, que permiten la operación intermitente de los elementos generadores de calor para obtener menores consumos energéticos y una operación más eficiente del equipo.

Los tipos de secadores mecánicos más comunes incluyen los secadores de bandejas y los secadores rotativos; en el primero, el aire caliente pasa a través de una serie de bandejas que contienen el producto y sustrae la humedad a medida que avanza, en los segundos, aire circula por entre un cilindro que hace las veces de contenedor y que gira sobre su eje central. La rotación del mismo tiene como propósito aumentar los gradientes de temperatura y humedad, facilitando la deshidratación del producto.

Brouwer y Helmboldt proponen el uso de secadores rotativos en sus patentes de diseño para la producción de sulfato de aluminio vía digestión ácida (Helmboldt, 2011).

El secador apto para el presente proceso es un equipo que opera en continuo, en ciclos cortos y procesando cantidades relativamente bajas; en el diseño del mismo prima la eficiencia energética y la productividad sobre algunas otras variables de diseño tales como el costo inicial o la facilidad de mantenimiento.

El secador seleccionado es un secador rotativo tipo tambor de operación en continuo alimentado por aire caliente. El equipo es apto para sólidos que no son térmicamente sensibles y se caracteriza por su facilidad de construcción y operación.

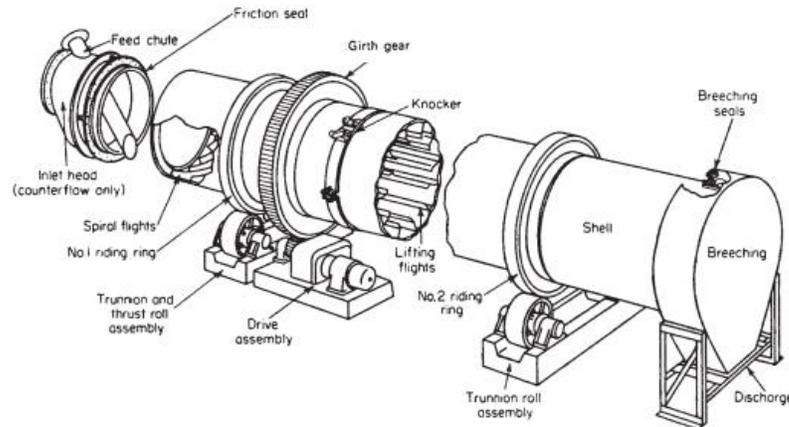


Figura 14. Secador rotativo (Walas, 1988).

En los secadores rotativos la velocidad del aire tiende a acercarse a valores de 2 m/s o 5-10 ft/s, los tiempos de residencia pueden variar entre cinco a sesenta minutos y la velocidad de rotación tiende a ser de 5-25 rpm dependiendo del largo del cilindro.

Los secadores rotativos pueden operar en configuración de paralelo y contracorriente (sólido húmedo – medio secante), siendo la última más beneficiosa cuando se pretenden alcanzar diferencias de temperaturas más altas y por ende un menor consumo energético del equipo, siempre y cuando el choque térmico no sea contraproducente para el producto final.

De cada bache de reacción inicial, llegan al secador 2620.8 kilogramos de sulfato de aluminio altamente hidratado con una concentración de humedad cercana al 15%. Para cumplir con las condiciones de calidad establecidas para el producto, los cristales de sulfato de aluminio deben tener una concentración máxima de agua de un 3%, razón por la cual deben eliminarse un total de 351,5 kilogramos de agua por cada bache completo que llega al secador.

Con el propósito de coordinar los tiempos de proceso en los diferentes equipos y teniendo presente que un bache de reacción tarda aproximadamente seis horas en completarse, teniendo en cuenta los tiempos de descarga y lavado, se establece que el secado rotativo debe estar en capacidad de procesar la totalidad del material que recibe en las mismas seis horas de modo que se sostenga un equilibrio al coordinar la producción y se eviten tiempos muertos en el proceso.

Los cálculos de proceso para el equipo se realizaron mediante el software de diseño y simulación Simprotek Simprosys V 3.0.

9.2.3.2. Requisitos de proceso

Condiciones del gas secante:

El gas secante será por definición aire caliente con una humedad relativa inferior al 3%, una presión de alimentación cercana a los 100 kPa (14.5 psi) y una velocidad de flujo de 2 m/s en configuración de contracorriente. Las anteriores magnitudes son las recomendadas por el software de diseño Symprosys V 3.0 para equipos comerciales convencionales.

Dentro del marco experimental del presente trabajo se observó que para un mismo secador operado en condiciones estables de flujo y procesando sólidos de la misma composición se obtienen resultados más rápidos, precisos y que entregan un producto final de mejor calidad al trabajar con aire caliente a 220°C. La temperatura alternativa probada de 120°C presenta costos de operación inferiores pero exige la construcción de un equipo de mayor tamaño y genera un producto final de menor especificación.

9.2.3.2.1. Capacidad de producción

El secador está diseñado para operar con una alimentación másica de 436.8 kg/hora de sulfato de aluminio con un contenido de humedad aproximado del 15%.

El producto final deberá tener un contenido máximo de humedad de un 3%. La corriente de producto final tiene un flujo másico de 378.2 kg/hora.

El producto se alimenta al secado con una temperatura de entre 45 – 60 °C y sale del mismo a aproximadamente 100-110 °C.

A continuación se presentan los resultados arrojados por el software Simprosys V 3.0 para los valores de entrada previamente mencionados.

Tabla 24. Resultados Simprosys V 3.0 para secador rotativo corriente de alimentación.

Corriente alimentación Sulfato aluminio 85% WB		
Variable	Unidades	Magnitud
Flujo másico base húmeda	(kg/h)	436.8
Flujo másico base seca	(kg/h)	367.059
Flujo volumétrico	(m ³ /h)	0.181
Temperatura	(°C)	60
Contenido de humedad base húmeda	(kg/kg)	0.16
Contenido de humedad base seca	(kg/kg)	0.19
Entalpia específica	(kJ/kg)	103.63
Calor específico	(kJ/kg.°C)	1.726
Densidad	(kg/m ³)	2419.5

Corriente salida Sulfato aluminio 3% WB

Variable	Unidades	Magnitud
Flujo másico base húmeda	(kg/h)	378.411
Flujo másico base seca	(kg/h)	367.059
Flujo volumétrico	(m ³ /h)	0.14
Temperatura	(°C)	45
Contenido de humedad base húmeda	(kg/kg)	0.03
Contenido de humedad base húmeda	(kg/kg)	0.031
Entalpia específica	(kJ/kg)	60.652
Calor específico	(kJ/kg.°C)	1.347
Densidad	(kg/m ³)	2700

Corriente alimentación de entrada de gas secante

Variable	Unidades	Magnitud
Flujo másico base húmeda	(kg/h)	742.266
Flujo másico base seca	(kg/h)	680.978
Flujo volumétrico	(m ³ /h)	1068.708
Presión	(kPa)	103.2
Temperatura bulbo seco	(°C)	220
Temperatura bulbo húmedo	(°C)	62.228
Temperatura de rocío	(°C)	51.124
Humedad absoluta	(kg/kg)	0.09
Humedad relativa		0.006
Entalpia específica	(kJ/kg)	444.485
Calor húmedo	(kJ/kg.°C)	1.199
Densidad	(kg/m ³)	0.695
Volumen húmedo	(m ³ /kg)	1.569
Entalpia húmeda	(kJ/kg.°C)	484.489
Calor específico	(kJ/kg.°C)	1.1

Tabla 25. Resultados Simprosys V 3.0 para secador rotativo corriente de salida de gas secante.

Corriente salida de gas secante

Variable	Unidades	Magnitud
Flujo másico base húmeda	(kg/h)	772.683
Flujo másico base seca	(kg/h)	680.978
Flujo volumétrico	(m ³ /h)	771.613
Presión	(Kpa)	102
Temperatura bulbo seco	(°C)	58
Temperatura bulbo húmedo	(°C)	58
Temperatura de rocío	(°C)	58

Humedad absoluta	(kg/kg)	0.135
Humedad relativa		1
Entalpia específica	(kJ/kg)	360.813
Calor húmedo	(kJ/kg.°C)	1.255
Densidad	(kg/m ³)	1.001
Volumen húmedo	(m ³ /kg)	1.133
Entalpia húmeda	(kJ/kg.°C)	409.403
Calor específico	(kJ/kg.°C)	1.106

Tabla 26. Resultados Simprosys V 3.0 para secador rotativo.

Especificaciones de diseño del secador		
Variable	Unidades	Magnitud
Caída de presión	(kPa)	2
Energía requerida por lote	(kW)	130906
Rata evaporación de humedad	(kg/h)	58.389
Temperatura inicial del gas	(°C)	25
Consumo de calor específico	(kJ/kg)	2726.812
Eficiencia térmica		0.853
Diámetro	(m)	0.9
Longitud	(m)	7.2
Relación longitud/diámetro		8
Velocidad del gas	(m/s)	2
Geometría de la sección		Circular
Área de contacto	(m ²)	20.36
Velocidad de giro	(rpm)	10
Potencia mecánica requerida	(hP)	0.67
Voltaje del motor	(V)	220

El secador dimensionado es un equipo con un área de contacto superficial de 20.36 m². Las dimensiones geométricas están acordes a las necesidades del proyecto y los consumos energéticos por actuadores mecánicos están controlados.

Cálculo de consumos energético del secador.

Dada una rata de evaporación dentro del secador de 58.389 kilogramos por hora, y una cantidad total de 351.5 kilogramos de agua que deben eliminarse por bache de producción se calcula la cantidad de energía que debe suministrar el gas secante para cumplir con el objetivo del proceso.

La siguiente ecuación presenta un balance de materia y energía en el que se relacionan el calor latente de vaporización del agua con la cantidad de energía a suministrarse. El consumo de energía debido al calor específico requerido por el agua para comenzar a evaporarse es

muy bajo comparado con el que se requiere para lograr la vaporización total del líquido, razón por la cual no se tendrá en cuenta.

El calor latente de vaporización o entalpia de vaporización del agua corresponde a 2257 kJ/kg (Green & Perry, 2007).

Ecuación 12

$$\text{Requerimiento energetico } \dot{Q} \text{ (kW)} = 351.5 \text{ kg}_{\text{agua}} * 2257 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 793,335.5 \text{ kJ}$$

Ahora bien, el combustible elegido para alimentar el secador rotativo es el gas natural. Este hidrocarburo tiene un poder calorífico superior de 44000 KJ/kg, uno inferior de 39,900 kJ/kg y un promedio de 41,950 KJ/kg.

El consumo de gas natural se puede establecer mediante un balance de materia y energía que obedece a la siguiente ecuación:

Ecuación 13

$$\dot{m}_{\text{gas natural}} = \frac{\text{Requerimiento energetico } \dot{Q} \text{ (kJ)}}{\text{Poder calorifico medio } \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)}$$

$$\dot{m}_{\text{gas natural}} = \frac{793335.5 \text{ kJ}}{41950 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 18.911 \text{ kg}$$

Ahora bien, los resultados arrojados por el programa Simprosys V3.0 indican una eficiencia térmica de 0.853; por ende el consumo real de gas natural será 22.17 kilogramos por bache de producción.

9.2.4. Materiales de construcción

El presente punto tiene como finalidad determinar el material de construcción más adecuado desde un punto de vista técnica y económicamente viable, asegurando la operabilidad de la planta y evitando el deterioro prematuro de los equipos.

Las dos variables o características que debe cumplir el material a emplearse para la construcción de los equipos son una alta resistencia a la corrosión ácida y una resistencia a la abrasión suficientemente buena como para evitar el desgaste acelerado de la maquinaria. Adicionalmente deberá tener una buena resistencia a la temperatura y un costo aceptable.

La sustancia química a considerarse para la evaluación es el ácido sulfúrico. Ni el sulfato de aluminio, ni las materias primas minerales o sus correspondientes residuos de sílice, aluminio y metales diversos generan desgaste por ataque químico en aceros comunes, razón por la cual no serán considerados.

9.2.4.1. Resistencia de aceros y aleaciones al ácido sulfúrico en reactores y equipos auxiliares.

El acero al carbón puede usarse en ácido sulfúrico concentrado (más del 65%) debido a la formación de una capa de sulfato. Sin embargo, esta capa se erosiona fácilmente, con lo que el uso de acero sólo es aceptable para disoluciones estáticas o con baja velocidad de flujo, razón por la cual no es posible usar este material para el proceso tratado, menos aun considerando que los sólidos en suspensión son abrasivos y eliminarían la capa protectora (Flamminger & Maibach, 2006).

Las fundiciones tienen una resistencia parecida al ácido sulfúrico concentrado y además son más resistentes a la erosión, un incremento en el contenido en carbono o sílice en la fundición tiende a producir un aumento de la resistencia. Así una fundición con un 14,5% de Si (Duriron) es resistente al ácido sulfúrico concentrado incluso hasta la temperatura de ebullición. Otra fundición (Durimet 20) puede usarse en todo el rango de concentraciones. Sin embargo las fundiciones no son aptas para la producción de tanques de proceso y solo podrían considerarse como una opción en la construcción de bombas y elementos auxiliares de menor tamaño (González & Santos, 2003).

El plomo puede ser usado hasta concentraciones del 85% y temperaturas de hasta 120 °C, pero no tiene buenas propiedades mecánicas y por la tanto no se considera como una posibilidad viable (Flamminger & Maibach, 2006).

El comportamiento de los aceros inoxidable en soluciones de H_2SO_4 presenta bastantes problemas. Se trata de un medio complejo, ya que en concentraciones por debajo del 85% a temperatura ambiente y del 65% a temperatura más elevada (66°C) se comporta como ácido reductor, mientras que por encima de estos niveles posee un carácter oxidante. Además, la presencia de pequeñas cantidades de sustancias oxidantes o reductoras, trazas de sales metálicas o sustancias orgánicas en el seno de la solución pueden modificar este carácter y convertir los aceros en activos o pasivos (Flamminger & Maibach, 2006).

Dado que durante la reacción química para la producción del sulfato de aluminio la concentración del ácido no permanece constante, variando negativamente a medida que reacciona con la bauxita, el metal debe ser suficientemente resistente en un amplio rango de concentraciones y no ser seleccionado para un valor específico (Geschwind, 2012).

Los aceros austeníticos, no se usan para manejar ácido sulfúrico debido a que necesitan una concentración crítica de oxidante para mantener su estado pasivo. Los aceros inoxidable austeníticos tradicionales tales como el AISI 314 y el AISI 316 sí son resistentes al ácido sulfúrico al incorporarles un sistema de protección anódica. Los aceros inoxidable que contienen sílice en un 5 ó 6% son resistentes a disoluciones concentradas de ácido sulfúrico, incluso sin protección anódica (Flamminger & Maibach, 2006).

Los aceros AISI 304 y 316 presentan buen comportamiento solo en concentraciones muy altas (>90%) o muy bajas (<20%) por lo que no son opciones de primera categoría para la construcción (González & Santos, 2003).

Otras aleaciones se usan ocasionalmente. Las aleaciones con un alto contenido en Ni son bastante resistentes pero desde el punto de vista económico no compiten bien con aceros y fundiciones. Sin embargo, aquellas que contienen Cr y Mo deben ser usadas en presencia de cloruros. Las aleaciones de Zr son resistentes a disoluciones diluidas de ácido sulfúrico (hasta el 50%) y hasta la temperatura de ebullición (Flamminger & Maibach, 2006).

Speight y Speight recomiendan el uso del acero AISI 904 L (UNS N08904) (AFNOR - Z1NCDU 25,20). Este es un acero inoxidable austenítico diseñado para una resistencia de nivel alto a la corrosión, con altos contenidos de cromo y níquel, que junto con el molibdeno y el cobre lo hacen una excelente elección para la construcción de tanques de proceso y reactores que operan en rangos amplios de concentraciones con ácido fuertes. Dado que su costo no es mucho más alto que el de los aceros AISI 304 y 316 se perfila como la mejor elección para el reactor por lotes y el cristizador, dado que son los equipos que necesitan mayores niveles de resistencia (Speight & Speight, 2002).

9.2.4.1.1. Equipos auxiliares y tubería

Para los equipos adicionales, tales como el secador y tolvas se emplearan aceros austeníticos de menor denominación. Dado que el secador no está en contacto directo con soluciones de ácido sulfúrico lo suficientemente fuertes puede ser construido en acero al carbono AISI 1010.

Helmboldt, afirma que las plantas para la producción de sulfato de aluminio pueden construirse enteramente en acero AISI 1020, o acero al carbón martensítico tradicional, con tiempo de servicio relativamente largos y un mantenimiento que no sobrepasa el estándar ASTM 1256 (Helmboldt, 2011).

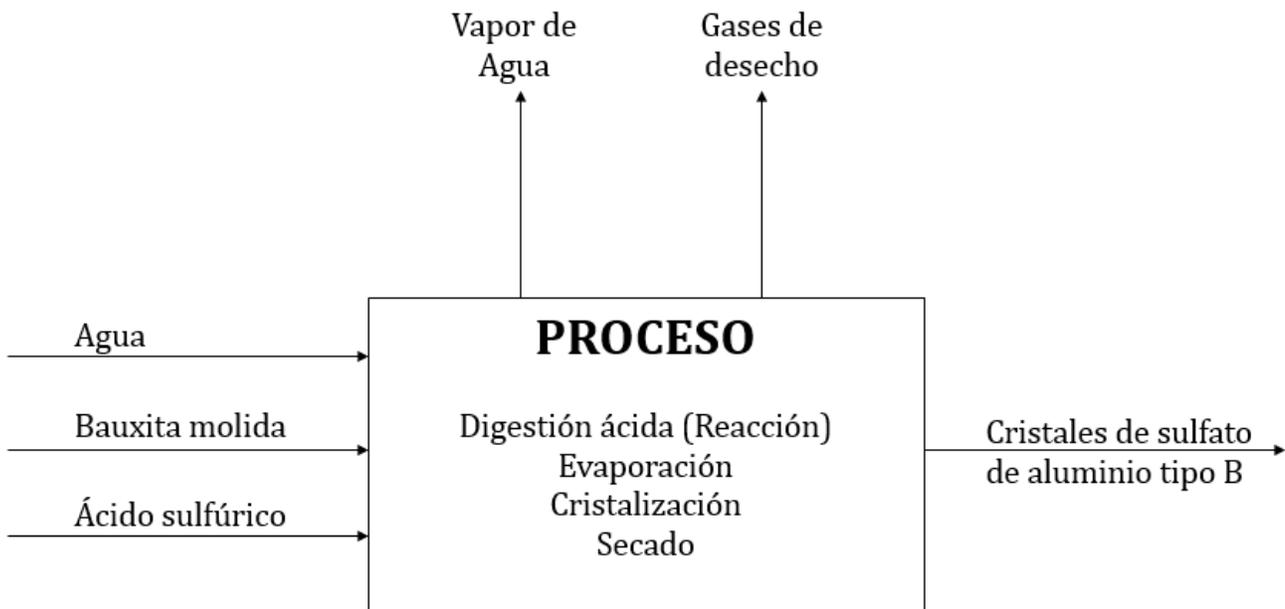
Las tuberías de proceso requieren de una buena resistencia a la corrosión, a la abrasión y deben soportar temperaturas cercanas a los 90°C. Buscando una solución económica, se construirán en policloruro de vinilo clorado o CPVC, un polímero termo fijo con alta resistencia química, poco reactivo frente a ácidos en diferentes concentraciones y adicionalmente, con un costo mucho más competitivo que cualquier acero o material metálico (Fiber Glass Systems, 2014).

La tubería de CPVC en calibres de 1/16, soporta presiones de 175 PSI@175 °F y puede resistir topes de hasta 1507 PSI según norma ASTM D1599 (Fiber Glass Systems, 2014).

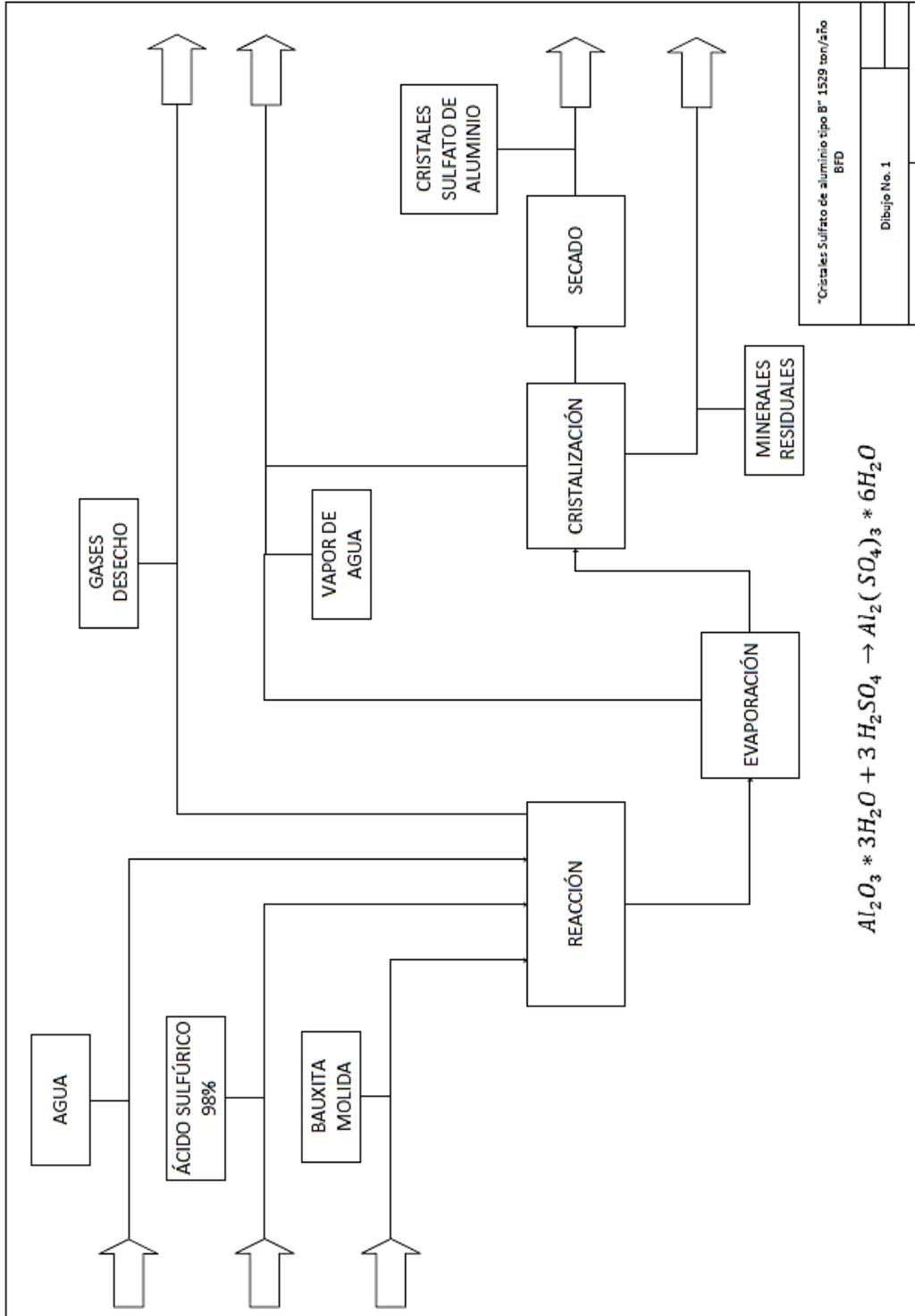
Hobday, se menciona la construcción de las redes de proceso con este material (Hobday, 1982), adicionalmente Speight y Speight aseguran tiempos de servicio superiores a la década haciendo uso de este tipo de ductos (Speight & Speight, 2002).

Helmboldt, recomienda que la construcción de las empaquetaduras, sellos de bombas, reactores y equipos auxiliares para operación en procesos con soluciones acidas, exceptuando el ácido nítrico, sea llevada a cabo en poliuretanos termoplásticos de alta resistencia química. Un buen tiempo de servicio en este tipo de accesorios es sumamente importante para asegurar que el proceso no requiera de paradas extraordinarias y evite la fuga de materiales que puedan causar daños mayores a otros equipos o personas (Helmboldt, 2011).

9.3. Diagrama de entradas y salidas



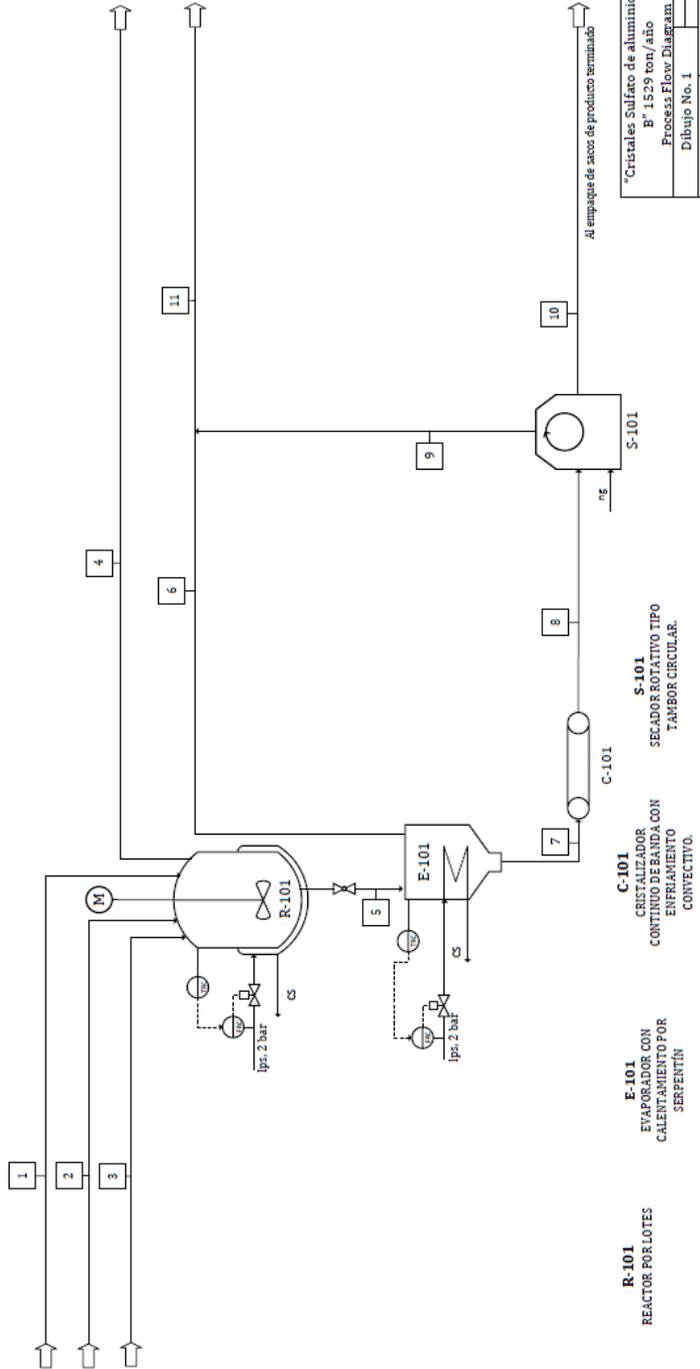
9.4. Diagrama de bloques



9.5. Diagrama PFD



Corriente No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Producto	Agua	Bauxita Molida	Ácido Sulfúrico	Gases de desecho	Solución de sulfato de aluminio	Vapor de agua	Solución de Sulfato de aluminio concentrado	Cristales de sulfato de aluminio húmedos	Vapor de agua	Cristales de Sulfato de Aluminio	Vapor de agua
Masa para un batch(kg)	3083	514.6	1548.7	1286.5	3859.8	1239	2620.8	2620.8	351.6	2269.2	1590.6
Temperatura de la corriente (°C)	Ambiente	Ambiente	Ambiente	110-120	110-120	105	105	60	100	45	100
Densidad kg/m ³	1000	831	1840	0.579	1690	0.7	2200	2419.5	0.6	2700	0.6



"Cristales Sulfato de aluminio tipo P" 1529 ton/año
 Process Flow Diagram
 Dibujo No. 1
 Daniel Véllez | Susana Velásquez

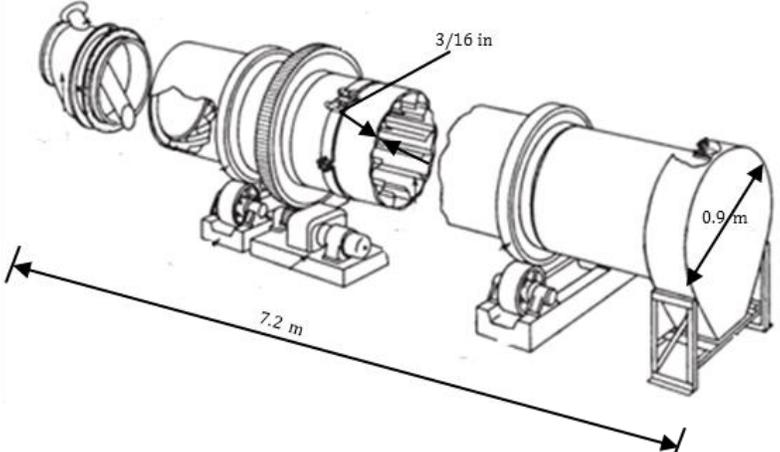
Tabla 28. Hoja de especificación del evaporador para el proceso de cristalización

PLANTA DE PRODUCCIÓN SULFATO DE ALUMINIO				
UNIDAD	E-101	HOJA DE ESPECIFICACIONES	FECHA: 05 SEPT 2014	
EQUIPO	EVAPORADOR CON CALENTAMIENTO POR SERPENTIN			
DIMENSIONES	DIÁMETRO (m)	1.47	ALTURA (m)	1.47
	ORIENTACIÓN	VERTICAL	ESPESOR LÁMINA (in)	3/16
	VOLUMEN (m³)		RELACION L/D	1
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE 904 L			
CAPACIDAD PRODUCCIÓN (kg)	3859.8			
SERPENTÍN				
TEMPERATURA OPERACIÓN (°C)	105	DIAMETRO SERPENTIN (m)	1.4	
ÁREA DE CONTACTO DEL SERPENTÍN (m²)	3.5	LARGO SERPENTIN (m)	22.07	
MATERIAL DEL SERPENTÍN	ACERO INOXIDABLE 904L	COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA U (W/(m².°C))	700	
NÚMERO DE VUELTAS	5			
RATA DE EVAPORACIÓN (kg/h)	619.5	SERVICIO INDUSTRIAL	Lps	
CALOR TRANSFERIDO (kW)	554.83	CONSUMO SERVICIO INDUSTRIAL (kg/batch)	1770	
		PRESIÓN DEL SERVICIO INDUSTRIAL (bar)	2	
MATERIALES/CORRIENTES			COMPOSICIÓN (% H₂O)	
SULFATO DE ALUMINIO 57%	PASTA CRISTALINA DE COLORACIÓN BLANCA CON ALTO CONTENIDO HUMEDAD		0.43	
SULFATO DE ALUMINIO 84%	PASTA CRISTALINA DE COLORACIÓN BLANCA CON MEDIO CONTENIDO HUMEDAD		0.16	
<p>Diagrama de un evaporador vertical con serpentín. El cilindro tiene un diámetro de 1.47 m y una altura de 1.47 m. El serpentín tiene un diámetro de 1.4 m y una longitud de 22.07 m. El espesor de la lámina es de 3/16 in. El número de vueltas es 5. El servicio industrial es Lps. El consumo de servicio industrial es 1770 kg/batch. La presión del servicio industrial es 2 bar.</p>				

Tabla 29. Hoja de especificación del cristalizador continuo de banda con enfriamiento convectivo.

PLANTA DE PRODUCCIÓN SULFATO DE ALUMINIO				
UNIDAD	C-101	HOJA DE ESPECIFICACIONES	FECHA: 05 SEPT 2014	
EQUIPO	CRISTALIZADOR CONTINUO DE BANDA CON ENFRIAMIENTO CONVECTIVO.			
DIMENSIONES	ANCHO BANDA(m)	0.5	LARGO BANDA (m)	6
	ORIENTACIÓN	Horizontal	RATA CRISTALIZACION (kg/h)	436.8
	AREA DE CONTACTO (m²)	3	ESPESOR CAPA PRODUCTO (cm)	2
	TIEMPO CRISTALIZACION (min)	3	TIEMPO DE RESIDENCIA (min)	3
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE 304			
CAPACIDAD PRODUCCIÓN	436.8 kg/h			
TEMPERATURA OPERACIÓN (°C)	Ambiente			
FACTOR DE CARGA	1			
CONDICIONES DE PROCESO - MATERIAS PRIMAS				
SULFATO DE ALUMINIO	PASTA CRISTALINA DE COLORACIÓN BLANCA CON TRAZAS AMARILLAS			
AGUA	LÍQUIDO REMANENTE			
MOTORREDUCTOR				
MARCA	SEW EURODRIVE	POTENCIA (hp)	0.5	
VELOCIDAD MOTOR (rpm)	1700	RELACIÓN DE ENGRANAJES	22.5:1	
VELOCIDAD SALIDA REDUCTOR (rpm)	76	MODELO	SA37/A/T	

Tabla 30. Hoja de especificación del secador rotativo tipo tambor circular.

PLANTA DE PRODUCCIÓN SULFATO DE ALUMINIO				
UNIDAD	S-101	HOJA DE ESPECIFICACIONES	FECHA: 05 SEPT 2014	
EQUIPO	SECADOR ROTATIVO TIPO TAMBOR CIRCULAR			
DIMENSIONES	DIÁMETRO (m)	0.9	LARGO (m)	7.2
	ORIENTACIÓN	HORIZONTAL	ESPESOR LÁMINA (in)	3/16
	AREA DE CONTACTO (m²)	20.36	RELACIÓN D/L	8
MATERIAL	ACERO AL CARBONO 1020			
CAPACIDAD PRODUCCIÓN	436.8 kg/h			
TEMPERATURA OPERACIÓN (°C)	220	TIEMPO DE RESIDENCIA (min)		60
VELOCIDAD DE GIRO (rpm)	10	POTENCIA MECÁNICA (hP) @220V		0.67
VOLTAJE DE MOTORES (V)	220	EFICIENCIA TÉRMICA		0.94
RATA DE EVAPORACIÓN (kg/h)	58.4	VELOCIDAD DEL GAS (m/s)		2
CAÍDA DE PRESION DEL GAS (kPa)	2	CONSUMO CALOR ESPECÍFICO (kJ/kg)		2726.812
CONDICIONES DE PROCESO - MATERIAS PRIMAS				COMPOSICIÓN
SULFATO DE ALUMINIO		PASTA CRISTALINA DE COLORACIÓN BLANCA		0.85
AGUA		LÍQUIDO REMANENTE		0.15
CORRIENTE DE GAS SECANTE				
TIPO DE GAS	AIRE ATMOSFÉRICO	TEMPERATURA DE ENTRADA (°C)		220
FUENTE CALENTAMIENTO	GAS NATURAL	TEMPERATURA DE SALIDA (°C)		58
FLUJO VOLUMÉTRICO (m³/h)	771.6	HUMEDAD ABSOLUTA (kg/kg)		0.135
PRESIÓN ENTRADA AIRE (kPa)	102	PRESIÓN SALIDA AIRE (kPa)		100
ENERGÍA POR BACHE (kW)			130906	
				

10. ANÁLISIS ECONÓMICO

10.1. Costos de materia prima

Los cálculos de los consumos de materias primas se realizan de acuerdo a los resultados obtenidos en instancias previas del presente tratado. Se considera un costo de transporte nacional dado que el producto debe comercializarse en todo el territorio nacional. Este último se establece como un promedio de los precios a diferentes destinos para paqueteo de la empresa Aldia Logística SAS.

COSTOS MATERIA PRIMA			
MATERIA PRIMA	CANTIDAD (kg/mes)	COSTO UNITARIO (COP\$/kg)	COSTO TOTAL (COP)
BAUXITA	29763	150	4,464,450
ÁCIDO SULFURICO	89567	210	18,809,070
AGUA	178302.5	15	2,674,538
TRANSPORTE NACIONAL	108000	245	26,460,000
	TOTAL MES	52,408,058	52,408,058
	TOTAL AÑO	628,896,690	628,896,690

10.2. Costos de operación

Los costos de operación corresponden al costo de la mano de obra directa y el costo de la energía y los combustibles necesarios para el funcionamiento de la planta. La planta no requiere operación las 24 horas del día, deberá estar en capacidad de operar con dos turnos diurnos dedicados exclusivamente a la producción del sulfato de aluminio. El valor a pagar por un salario mínimo legal vigente, incluyendo prestaciones, ICBF y salud, es de \$1,044, 616.00.

A continuación se presenta el total del salario mínimo desglosado bajo las diferentes obligaciones que se asumen al contratar un empleado.

Tabla 31. Salario mínimo colombiano 2014 (Dinero, 2014).

SALARIO MÍNIMO COLOMBIANO 2014		
SALARIO	%	\$ 616,000.00
AUX. TTE	11.69%	\$ 72,000.00
SALUD	8.50%	\$ 52,360.00
PENSIÓN	12%	\$ 73,920.00

RIESGOS	0.52%	\$	3,215.52
PARAFISCALES	9%	\$	55,400.00
PRIMA	8.33%	\$	57,310.40
CESANTIAS	8.33%	\$	57,310.40
INTERESES	1%	\$	573.10
VACACIONES	4.17%	\$	25,687.20
DOTACIÓN	5.00%	\$	30,800.00
TOTAL	69%	\$	1'044,616.00

Para estimar la cantidad de operarios necesarios Alkayat y Gerrard proponen una correlación empírica que se presenta a continuación (Alkayat & Gerrard, 1984).

Ecuación 14

$$N_{OL} = (6.29 + 31.5P^2 + 0.23N_{np})^{0.5}$$

Dónde:

N_{OL} : Cantidad de operarios por turno

P : Cantidad de procesos o equipos que involucran manejo de solidos

N_{np} : Cantidad de procesos o equipos que involucran sustancias en fase liquida.

Para el proceso discutido, se tienen dos equipos en fase liquida (reactor y cristalizador) y un equipo que opera con sólidos (secador).

Con los anteriores parámetros, la correlación arroja un valor de 6.18 operarios por turno.

Dadas las condiciones de proceso que se tienen previstas para la planta de producción de sulfato de aluminio se estimaran 3 operarios por turno para labores productivas y eventuales mantenimientos menores. El valor que arroja la correlación de Alkayat y Gerrard resulta demasiado elevado para las necesidades puntuales del proyecto.

El costo de la mano de obra se calcula según la Ecuación 15, asumiendo dos turnos de producción con tres operarios cada uno.

Ecuación 15

$$CL = \text{Salario} * \text{Operarios} * \text{Numero de turnos}$$

$$CL = 1'044,616.00 \frac{\$COP}{\text{mes} - \text{operario}} * 3 \text{ operario} * 2 \text{ turnos} = 6'267,696 \frac{\$COP}{\text{mes}}$$

A continuación se presenta la Tabla 32 con los costos totales de mano de obra incluyendo otros cargos laborales.

Tabla 32. Costos totales de mano de obra incluyendo otros cargos laborales

COSTOS MANO DE OBRA					
PERSONAL	CANTIDAD	COSTO	COSTO TOTAL	FACTOR DE AJUSTE	TOTAL
OPERARIOS	6	1,044,616	6,267,696	1	6,267,696
INGENIERIO	1	2,611,540	2,611,540	1	2,611,540
SECRETARIA	1	1,044,616	1,044,616	1	1,044,616
VENDEDOR	2	2,089,232	4,178,464	1	4,178,464
	TOTAL MES	6,790,004		TOTAL MES	14,102,316
	TOTAL AÑO	81,480,048		TOTAL AÑO	169,227,792

10.2.1. Costos energéticos

En el presente apartado se tratan los costos energéticos del proceso de producción de sulfato de aluminio.

10.2.1.1. Costos anuales por concepto de consumo de gas natural

Dada la demanda de producción de sulfato de aluminio para satisfacer el mercado nacional, se estableció con anterioridad que anualmente se deberían producir 694 lotes de producción para un total de 1528.8 toneladas anuales. Cada lote de producción consume un aproximado de 22.17 kilogramos de gas natural.

El costo del gas natural combustible para el año 2014 en el territorio colombiano esta promediado en 3,97 dolaras/MBTU. Un kilogramo de gas natural tiene un poder calorífico medio de 39760.9 BTU, por lo tanto el costo anual del gas natural puede estimarse mediante la siguiente ecuación:

Ecuación 16

$$\text{Costo anual gas natural} \left(\frac{COP}{\text{año}} \right) = \frac{\# \text{ baches}}{\text{año}} * \frac{kg_{gas}}{\text{bache}} * \frac{MBTU}{kg_{gas}} * \frac{USD}{kg} * TRM$$

Con una TRM de 2016.169 COP\$/USD para el día 28 de septiembre del 2014, se tiene un costo anual de \$4,896,532 COP (\$2428.68 USD).

10.2.1.2. Costos anuales por concepto de consumo energético del agitador

El agitador seleccionado y diseñado para el reactor tiene una potencia estimada de 7,76 KW y opera cuatro horas por bache. Para un total de 694 baches por año y a un costo estimado de la energía eléctrica de 210 Pesos/KWH se tiene un total anual de 4'523,769.6 pesos/año.

10.2.1.3. Costos anuales por concepto del calentamiento del reactor

El calentamiento con vapor saturado de baja presión el reactor R-101 tiene un flujo másico de 2.96 Kg/h. Un bache de producción tiene una duración aproximada de 4 horas, razón por la cual las pérdidas totales en un lote completo de producción exigen el uso de 11.84 kilogramos del servicio industrial. El pronóstico de producción anual es de 694 lotes, por lo que el consumo total de vapor anual es de 8216.96 kilogramos.

De acuerdo con Turton, la tonelada de vapor de baja presión vale \$29.29 USD, teniendo en cuenta la tasa de cambio del día 28 de septiembre del 2014, donde 1USD equivale a \$2016.129 COP, un kg de vapor cuesta entonces \$59.052 COP (Turton et al., 2008).

El costo de operación anual por concepto del vapor saturado de baja presión empleado en el calentamiento del reactor R-101 es de \$485,228.92 COP.

10.2.1.4. Costos anuales por concepto de evaporación y cristalización

Para calcular el requerimiento energético del proceso de evaporación y de cristalización, se puede emplear la siguiente ecuación (Mersmann, 2001):

Ecuación 17

$$\sum \dot{Q} = \dot{Q}_s + \dot{Q}_{circ,p} + \dot{Q}_{circ,cool} + \dot{Q}_{wa}$$

\dot{Q}_s se refiere al calor latente de vaporización empleado en la etapa de sobresaturación.

$\dot{Q}_{circ,p}$ se refiere a la energía necesaria para transportar el material, este término puede ser despreciado con excepción de los cristalizadores de tornillo.

$\dot{Q}_{circ,cool}$ es la energía necesaria para circular el refrigerante, este término puede ser despreciado en los procesos que usan enfriamiento indirecto como cristalizadores de tambor, de banda y de tornillo.

Para procesos de solidificación llevados a cabo en cristalizadores de tambor, de banda y de cristalizadores de tornillo, el flujo de aire es generalmente bajo en comparación a otros procesos, lo mismo aplica para el consumo de energía asociado (Mersmann, 2001).

\dot{Q}_{wa} es el consumo de energía asociado.

$$\dot{Q} = Q_s = 0.172078912 \frac{kg}{s} * 2257 \frac{kJ}{kg} = 388.38 kW$$

El ΔH de vaporización fue tomado de (Green & Perry, 2007).

Teniendo en cuenta que al año se hacen 694 lotes, el requerimiento energético al año sería:

$$\dot{Q} \text{ anual} = 26537.18 kW$$

El calor entonces que debe suministrarle el vapor al agua de la solución que será evaporada debe ser 26537.18 kW, sin embargo debido a que el calor suministrado por el vapor también será empleado como calor sensible al sulfato de aluminio y en pérdidas de calor, se asumirá una eficiencia del 70%, dando como resultado un calor suministrado por el vapor de $449228.63 \frac{kW}{año}$.

El flujo de vapor que se necesita por cada lote de dos horas, será entonces:

Ecuación 18

$$554.83 kW = m_{vapor} \dot{\cdot} * \Delta H_{vaporización}$$

$$m_{vapor} \dot{\cdot} = \frac{554.83 kW}{2257 \frac{kJ}{kg}}$$

$$m_{vapor} = 0.2458 \frac{kg}{s} * 3600 \frac{s}{h} * 2 \frac{h}{batch} = 1770 \frac{kg}{batch}$$

De acuerdo con Turton, la tonelada de vapor de baja presión vale \$29.29 USD, teniendo en cuenta la tasa de cambio del día 28 de septiembre del 2014, donde 1\$USD equivale a \$2016.129 COP, un kg de vapor cuesta entonces \$59.052 COP.

El costo de operación por batch de vapor es entonces: \$104,520.09 COP, al año el calentamiento en el evaporador representaría \$72,536,945.84 COP.

A continuación se presenta la Tabla 33 con los costos totales para operar los diferentes equipos de la planta.

Tabla 33. Costos totales de manufactura

COSTOS DE MANUFACTURA			
EQUIPOS	RUBRO	COSTO ANUAL	COSTO MENSUAL
REACTOR R-101	LPS	\$ 485,227.92	\$ 40,435.66
EVAPORADOR E-101	LPS	\$ 72,536,945.00	\$ 6,044,745.42
CRISTALIZADOR C-101	NG	\$ 4,896,532.00	\$ 408,044.33
SECADOR S-101	EE	\$ 4,523,769.00	\$ 376,980.75
AGITADOR (R-101)			
	TOTAL ANUAL	\$	82,442,473.92
	TOTAL MENSUAL	\$	6,870,206.16

10.3. Costos de capital

Tabla 34. Costos de capital para la planta de producción de sulfato de aluminio.

COSTOS DE CAPITAL (COP)			
EQUIPOS	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
REACTOR R-101	1	\$ 68,400,000	\$ 68,400,000
EVAPORADOR E-101	1	\$ 32,000,002	\$ 32,000,002
CRISTALIZADOR C-101	1	\$ 39,800,000	\$ 39,800,000
SECADOR S-101	1	\$ 38,600,000	\$ 38,600,000
TANQUE DE ALMACENAMIENTO T-101	1	\$ 3,800,000	\$ 3,800,000
TOTAL			\$ 182,600,002
TERRENO	750 m ²	\$ 1,035,000	\$ 776,250,000
MONTAJE Y CONSTRUCCIÓN	1	\$ 125,000,000	\$ 125,000,000
INSTALACION Y TUBERIAS	1	\$ 35,200,000	\$ 35,200,000
TOTAL CAPITAL			\$ 1,119,050,002

10.4. Ventas anuales

A continuación se presenta la Tabla 35 con las ventas proyectadas de sulfato de aluminio hasta el año 2019 considerando un aumento anual de la demanda de un 2,5% y un aumento de precio de venta del 1,5%

Tabla 35. Ingresos por ventas anuales para la planta de producción de sulfato de aluminio.

INGRESOS POR VENTAS				
AÑO	DEMANDA (TON/AÑO)	PRECIO (COP/kg)	VENTAS ANUALES TOTALES (COP)	VENTAS MENSUALES PROMEDIO (COP)
2014	1529	1,480	\$ 2,262,920,000.00	\$ 188,576,666.67
2015	1567.2	1,502	\$ 2,354,285,395.00	\$ 196,190,449.58
2016	1606.4	1,525	\$ 2,449,339,667.82	\$ 204,111,638.99
2017	1646.6	1,548	\$ 2,548,231,756.91	\$ 212,352,646.41
2018	1687.7	1,571	\$ 2,651,116,614.10	\$ 220,926,384.51
2019	1729.9	1,594	\$ 2,758,155,447.39	\$ 229,846,287.28

10.5. Ingresos anuales

La Tabla 36 presenta los ingresos operacionales anuales calculados como la diferencia entre la ganancia generada por las ventas y los diferentes costos previamente citados. En esta tabla los valores se encuentran redondeados a \$1,000 COP.

Tabla 36. Margen de ganancia para el año 2014

MARGEN DE GANANCIA AÑO 2014 (COP)	
COSTO TOTAL ANUAL DE MANUFACTURA	-82,443,000
COSTO TOTAL ANUAL DE MANO DE OBRA	-169,228,000
COSTO TOTAL ANUAL DE MATERIA PRIMA	-628,897,000
INGRESO ANUAL POR VENTAS	2,262,920,000
MARGEN DE GANANCIA AÑO 2014	1,382,354,000

10.6. Cálculo de VPN y TIR

Se calcula el valor presente neto y la TIR del proyecto para el montaje de la planta de producción de sulfato de aluminio a partir de bauxita, teniendo en cuenta que el margen de ganancias antes de impuestos es de COP \$1,382,354,000 (redondeado a \$1,000 COP) la inversión de capital de COP\$1,119,051,000 (sin IVA), la tasa de impuestos de 34.5% (incluyendo impuestos de renta, el CREE, predial e impuesto de industria y comercio), con un costo de capital del 11%, es decir la tasa de rentabilidad exigida por los inversionistas y teniendo en cuenta la depreciación a 10 años correspondiente a los equipos de producción.

A continuación se presenta el flujo de caja para la situación expresada anteriormente. Es importante tener en cuenta que la disposición de activos fijos se refiere principalmente al artificio contable que debe hacerse suponiendo que a los 5 años se debiera pagar por el valor en libros que queda de los equipos y llevarlo a cero.

Tabla 37. Flujo de caja neto y aplicando costo de capital para el proyecto de montaje y puesta en marcha de una planta para producción de sulfato de aluminio a partir de Bauxita.

<i>Todos los Valores en COP</i>	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5
<i>Ganancias</i>	-	1.382.354.000,00	1.382.354.000,00	1.382.354.000,00	1.382.354.000,00	1.382.354.000,00
<i>Depreciación</i>	-	(129.809.916,00)	(129.809.916,00)	(129.809.916,00)	(129.809.916,00)	(129.809.916,00)
<i>Disposición de activos fijos</i>	-	-	-	-	-	648.405.719,93
<i>Utilidad Antes de Impuestos</i>	-	1.252.544.084,00	1.252.544.084,00	1.252.544.084,00	1.252.544.084,00	1.900.949.803,93
<i>Impuestos</i>	-	432.127.708,98	432.127.708,98	432.127.708,98	432.127.708,98	655.827.682,36
<i>Utilidad Después de Impuestos</i>	-	820.416.375,02	820.416.375,02	820.416.375,02	820.416.375,02	1.245.122.121,58
<i>Depreciación</i>	-	129.809.916,00	129.809.916,00	129.809.916,00	129.809.916,00	129.809.916,00
<i>Flujo de Caja</i>	-	950.226.291,02	950.226.291,02	950.226.291,02	950.226.291,02	1.374.932.037,58
<i>Inversión de Capital</i>	(1.298.099.160,00)	-	-	-	-	-
<i>Disposición de activos fijos</i>	-	-	-	-	-	(648.405.719,93)
<i>Flujo de Caja neto</i>	(1.298.099.160,00)	950.226.291,02	950.226.291,02	950.226.291,02	950.226.291,02	726.526.317,64
<i>Flujo de Caja neto sin Disposición de activos fijos</i>	(1.298.099.160,00)	950.226.291,02	950.226.291,02	950.226.291,02	950.226.291,02	1.374.932.037,58
<i>Aplicando tasa de descuento (costo de capital)</i>	(1.298.099.160,00)	856.059.721,64	771.224.974,45	694.797.274,28	625.943.490,34	431.158.008,07

Tabla 38. Medidas financieras para el flujo de caja neto calculado redondeado a \$1,000 COP.

Medidas Financieras	Flujo de Caja Neto
<i>Valor Presente Neto (NPV)</i>	\$ 2,081,084,000
<i>Tasa de Retorno (TIR)</i>	70%
<i>Pago (Payout)</i>	0.62
<i>Capital Multiplier (CM)</i>	1.60

El valor presente neto para este proyecto es de COP\$ 2,081,084,000 y la tasa de retorno es del 70%, un proyecto se considera viable cuando el valor presente neto es positivo, la tasa de retorno supera la requerida por los inversionistas y cuando el multiplicador de capital, es decir cuántas veces recupero lo invertido, es mayor a 1. Debido a que se cumple con todos los requisitos de un proyecto viable, es posible concluir que el montaje y puesta en marcha de la planta que se plantea a lo largo de este proyecto, es económicamente viable. La medida del pago, representa en cuanto tiempo se paga la inversión, en este caso se habla de 0.62 años, es decir que en 8 meses después de realizada la inversión y de estar produciendo sulfato de aluminio para la venta, se recupera el capital invertido. Es importante tener en cuenta que estos resultados se darán si y solo si se alcanzan los volúmenes de venta mencionados durante este capítulo.

11. CONCLUSIONES

El municipio de Yumbo, ubicado en el Valle del Cauca, reúne todos los elementos socioeconómicos, industriales y geográficos requeridos para la creación de una planta de producción de sulfato de aluminio a partir de mineral bauxítico y ácido sulfúrico. Estratégicamente posicionado en una zona del país con un rápido crecimiento demográfico y económico, cercano a yacimientos de bauxita de alta calidad aun no explotados y con un mercado potencial asegurado, Yumbo, Valle del Cauca se posiciona como el sitio ideal para el montaje del proyecto.

La bauxita proveniente de los yacimientos ubicados en los departamentos del Valle del Cauca y Popayán presenta una composición química favorable para la producción de sulfatos de aluminio tipo B. Los altos niveles de compuestos de aluminio y el bajo contenido de minerales férricos, sumados a la alta disponibilidad y a un precio competitivo generan las condiciones técnicas y económicas necesarias para considerar la bauxita de esta locación como la materia prima propicia.

Se diseñó la planta de producción de sulfato de aluminio tipo B sólido, incluyendo el reactor químico por lotes, la unidad de cristalización, el equipo secador y todos los elementos auxiliares como agitadores y camisas de calentamiento. Se estimó el costo de construcción, montaje y puesta en marcha de los equipos mediante el software SuperPro Designer V8.5 obteniendo un valor total de COP\$182,601,000.

A partir de un diseño de experimentos factorial fraccionado y una posterior optimización por el método de superficie de respuesta Box Behnken se encontró que para la digestión acida de bauxita las condiciones de proceso más adecuadas son un tiempo de agitación de cuatro horas, una temperatura de reacción de 90°C, agitación de 500 rpm, una relación estequiometría de una mol de alúmina por cada cinco de ácido sulfúrico y finalmente una relación másica de nueve partes de solución por cada parte de bauxita. La conversión alcanzada fue de 94.8%.

El análisis económico de la planta de producción de sulfato de aluminio a partir de bauxita indico que el proyecto es económicamente viable. El valor presente neto para este proyecto se estimó en COP\$2,081,084,000, la tasa interna de retorno TIR se calculó en 70% y el multiplicador de capital en 1.6. La medida del pago se estimó en 0.62, lo que es equivalente a que la inversión se paga en aproximadamente 8 meses.

El análisis de las curva de secado del sulfato de aluminio indico que la temperatura de 220 °C resulta ser la indicada para las necesidades puntuales del proceso. Las propiedades físicas y la homogeneidad final del producto resultan superiores cuando se emplean temperaturas de proceso más altas.

Se concluye que la planta de producción de sulfato de aluminio a partir de la digestión acida de bauxita proveniente de los yacimientos del Valle del Cauca y Popayán es tanto técnica, como económicamente viable. La apremiante necesidad de extender la cobertura de los servicios de agua potable, así como de tratar las fuentes de agua residuales, unidas a la

disponibilidad de materias primas de alta calidad y bajo costo hace de este proyecto una opción viable de desarrollo industrial, con miras a satisfacer un mercado creciente y a generar una interesante propuesta de negocio.

12. BIBLIOGRAFÍA

- Acquah, F., Mensah, B., & Obeng, Y. (1999). Production of alum from Awaso bauxite. Retrieved from <http://www.africantechnologyforum.org/GhIE/Awaso1.htm>
- Alarcón, O. M. C. (2013). Caracterización preliminar para arcillas bauxíticas de la vereda Mesitas: municipio de Aipe, Huila. *BISTUA REVISTA DE LA FACULTAD DE CIENCIAS BASICAS*, 4(1). Retrieved from http://ojs.unipamplona.edu.co/ojs_viceinves/index.php/BISTUA/article/view/66
- Alcaldía Municipal de Yumbo. (2012). *Revista N°3 Departamento administrativo de planeación e informática*. Yumbo.
- Alkhatat, W. A., & Gerrard, A. M. (1984). *Estimating Manning Levels for Process Plants* (AIChE Transactions.).
- Bartlett, R. W. (1998). *Solution Mining: Leaching and Fluid Recovery of Materials*. Gordon and Breach Science Publishers.
- Besoain, E. (1985). *Mineralogía de arcillas de suelos*. Bib. Orton IICA/CATIE. Retrieved from <http://books.google.es/books?hl=es&lr=&id=pfL7oUpzI1QC&oi=fnd&pg=PP13&dq=arcillas&ots=FiSwxIfKQr&sig=HE5X54-EckcpswBJ4Bi4QhfG-T8>
- Biegler, L. T., Grossmann, I. E., & Westerberg, A. W. (1997). *Systematic Methods of Chemical Process Design*. Prentice Hall.
- Bray, E. L. (2010). Bauxite and alumina. *Mining Engineering*, 62(6), 40–41.
- Brouwer, M. (2012). Opportunities in bauxite residue. *Aluminium International Today: The Journal of Aluminium Production and Processing*, 24(1), 54–56.
- Cámara de comercio de Cali. (2014a). *Balance económico mundial en 2013 y perspectivas de los principales socios comerciales del Valle del Cauca en 2014*. Santiago de Cali.

- Cámara de comercio de Cali. (2014b). *Perfil Económico del Municipio de Yumbo - Valle del Cauca*. Santiago de Cali.
- CHEMTRADE. (2014). Sulphuric Acid, 98%. Retrieved from http://www.generalchemical.com/assets/pdf/Sulfuric_Acid_98_PDS.pdf
- Cheremisinoff, N. P. C. C. (2000). *Handbook of Chemical Processing Equipment* (1 edition.). Boston: Butterworth-Heinemann.
- Consejo directivo. (1995). NTC 531. Productos químicos para uso industrial. Sulfato de aluminio. ICONTEC.
- Coulson, J. M., Richardson, J. F., & Peacock, D. G. (1994). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering*. Reverte Editorial Sa.
- Couper, J. R., Penney, W. R., & Fair, J. R. (2012). *Chemical Process Equipment, Third Edition: Selection and Design* (3 edition.). Amsterdam: Butterworth-Heinemann.
- Díaz Rodríguez, L. A., & Torrecillas, R. (2002). Arcillas cerámicas: una revisión de sus distintos tipos, significados y aplicaciones. *Boletín de La Sociedad Española de Cerámica Y Vidrio*, 41(5), 459–470.
- Dinero. (2014). Finanzas Personales. Colombia. Retrieved from <http://www.finanzaspersonales.com.co/trabajo-y-educacion>
- eFunda. (2014). Stainless Steel 904L. Retrieved from http://www.efunda.com/materials/alloys/stainless_steels/show_stainless.cfm?ID=904L&show_prop=all&Page_Title=904L
- Engineeringpage. (2014). Typical Overall Heat TRansfer Coefficients (U-Values). Retrieved from <http://www.engineeringpage.com/technology/thermal/transfer.html#coil>

- Fiber Glass Systems. (2014). ASTM D 1599 Standard Test Method for Resistance to Short-Time Hydraulic Pressure of Plastic Pipe, Tubing, and Fittings. Retrieved from <http://www.frpsolutions.com/PDF/ASTM%20Testing%20Procedure.pdf>
- Flamminger, A., & Maibach, H. (2006). *Sulfuric Acid Burns (corrosion and acute irritation): evidence-based overview to management*. *Cut. Ocul. Tox.*
- Fogler, H. S. (2005). *Elements of Chemical Reaction Engineering*. Prentice Hall.
- Garcés, C., Arroyo, J. S., Muñoz, J. A., & Gómez, D. A. (2013). Evolución, impacto y retos del Sector minero: un análisis para el Valle del Cauca. Gobernación del Valle del Cauca. Retrieved from file:///D:/Downloads/Estudios_Socioecon%C3%B3micos_No_7_Mineral%C3%ADa.pdf
- Garcés, H. (1995). *Geología económica de los yacimientos minerales: yacimientos de Colombia* (Vol. 2). Clave.
- García, E., & Suárez, M. (2001). Las arcillas: propiedades y usos, 6.
- Garrett, J. L. W. (1982). U.S Patent. No. 4,337,228. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.
- Gee, E. ., Cunningham, R. A., & Heindl, R. A. (1947). Production of iron-free alum. *Industrial & Engineering Chemistry*, 39, 1178–1188.
- Geschwind, L. (2012). *The manufacture of alum and the sulphates and other salts of alumina and iron*. New York: Nabu Press.
- González, O., & Santos, G. (2003). Evaluación del grado de sensibilización en el acero inoxidable AISI. *Revista de Metalurgia*, 39(Extra), 80–85.
- Green, D., & Perry, R. (2007). *Perry's Chemical Engineers' Handbook, Eighth Edition* (8 edition.). McGraw-Hill Professional.

- Gutiérrez, H., & De la Vara, R. (2008). *Análisis y diseño de experimentos* (Segunda Edición.). Mexico DF.
- Helmboldt, O. (2011). Aluminum Compounds, Inorganic. In *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry* (7th Edition., Vols. 1-40, pp. 1118–1133). Wiley-VCH.
- Henry, J. L., & King, G. B. (1949). The System Aluminum Sulfate-Sulfuric Acid-Water at 60°. *Journal of the American Chemical Society*, 71(4), 1142–1144.
doi:10.1021/ja01172a002
- Hobday, R. W. (1982). U.S. Patent No. 4,332,778. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.
- Huckabay, D. A. (1979). U.S. Patent No. 4,160,815. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.
- Industrias Básicas. (2014). Industrias Básicas de Caldas S.A. Retrieved from <http://www.industriasbasicas.com/ibc.htm>
- Jacob, L. (1984). *Bauxite: Proceedings of the 1984 Bauxite Symposium, Los Angeles, California, February 27-March 1, 1984*. Society for Mining Metallurgy.
- Jennings, G. H. (1972). U.S. Patent No. 3,667,905. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office. Retrieved from <http://www.google.com/patents?id=-pk1AAAAEBAJ>
- Lefond, S. J. (1975). *Industrial minerals and rocks:(nonmetallics other than fuels)*. American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers. Retrieved from <http://www.getcited.org/pub/101427296>
- LEGISCOMEX. (2012). Retrieved September 19, 2012, from <http://www.legiscomex.com/SuscribaseLegisComex.asp>
- Linke, W. F., & Seidell, A. (1958). *Solubilities, Inorganic and Metal-organic Compounds: A Compilation of Solubility Data from the Periodical Literature*. New York, Van Nostrand.

- McCabe, W., Smith, J., & Harriott, P. (2004). *Unit Operations of Chemical Engineering* (7th ed.). McGraw-Hill.
- Mersmann, A. (2001). *Crystallization technology handbook*. CRC Press.
- Mihovilovic, E. M. D. (2001). *Hidrometalurgia: fundamentos, procesos y aplicaciones*.
- Ministerio de Justicia y del Derecho. (2014). Control para el manejo de sustancias químicas.
- Ministerio de Minas y Energía. (2013). INCOPLAN Cali. Retrieved from www.minminas.gov.co/minminas/downloads/archivosEventos/7551.pdf
- Momade, F. W. Y., & Sraku-Lartey, K. (2010). Studies into the preparation of alum from slime waste from the Awaso Bauxite Washing Plant. *Hydrometallurgy*, 101(3), 93–98. doi:10.1016/j.hydromet.2009.11.013
- Mullin, J. W. (2001). *Crystallization* (4th ed.). Butterworth-Heinemann.
- Myerson, A. S. (2001). *Handbook of Industrial Crystallization* (2nd ed.). Butterworth-Heinemann.
- NIST/SEMATECH. (2012). Half-norm probability plot. In *e-Handbook of Statistical Methods*. Retrieved from <http://www.itl.nist.gov/div898/handbook>
- Papazian, H. A., Pizzolato, P. J., & Peng, J. (1972). Observations on the thermal decomposition of some dithionates and sulfites. *Thermochimica Acta*, 5(2), 147–152.
- Pasto, D. J., & Johnson, C. R. (1981). *Determinación de estructuras orgánicas*. Reverte Editorial Sa.
- Plunkert, P. A. (2004). Bauxite and alumina. In *US Geological Survey. Minerals Yearbook*.
- Política nacional para la gestión integral del recurso hídrico*. (2010) (p. 124). Bogotá D.C. Colombia. Retrieved from http://www.minambiente.gov.co/documentos/5774_240610_libro_pol_nal_rec_hidrico.pdf

- Romero, M. (2007). Tratamientos utilizados en potabilización de agua. *Boletín Electrónico [Internet]. [citado 2012 Jun 16], 8, 1-12.*
- Samant, K. D., & O'Young, L. (2006). Understanding Crystallization and Crystallizers. ClearWaterBay Technology.
- SICEX. (2013). Retrieved from www.sicex.com
- Skay, C. E. (1963). U.S. Patent No. 3,079,228. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.
- Smith, N. O., & Walsh, N. P. (1954). Dissociation Pressures and Related Measurements in the System Aluminum Sulfate-Water. *Journal of American Chemical Society*, 76(8), 2054-2057. doi:10.1021/ja01637a007
- Speight, J. G., & Speight, J. G. (2002). *Chemical and process design handbook*. McGraw-Hill New York.
- Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., & Shaeiwitz, J. A. (2008). *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. Prentice Hall.
- Universidad de California. (2014). *CheCalc*. Estados Unidos.
- Walas, S. M. (1988). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Boston: Butterworths.
- Wilson, W. S. (1948). U.S. Patent No. 2,452,024. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.
- Young, C. J. (1998). *Technology Application Analysis: Physical Separation and acid leaching* (Contract report No. CR 98.011-ENV). Port Hueneme, California: Naval Facilities Engineering Service Center.

ANEXOS

Anexo 1. Certificado de composición de la Bauxita empleada



博赛矿业集团圭亚那有限公司
BOSAI MINERALS GROUP (GUYANA) INC.

CERTIFICATE OF ANALYSIS

DESCRIPTION OF MATERIAL: Sized Chemical Grade Bauxite (SCGB)

CONSIGNED TO:

ERECOS S.A.
Nit: 890903471-0
Address: Carrera 43 A NO 7-50 piso 11
Medellin, Colombia

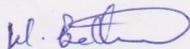
A.P.O.#: BMGG-12020

<u>VESSEL</u>	<u>DATE SAILED</u>	<u>TONNES</u>
Mv .Marathon	17-Feb-12	509 mt

	<u>PERCENT</u>
Chemical Analysis (Dry Basis)	
Moisture	4.67
Loss on Ignition	27.85
Total SiO ₂	7.05
TiO ₂	2.49
Fe ₂ O ₃	1.23
Total Al ₂ O ₃ (By diff.)	61.39

The above analytical values have been determined by trained analysts working under competent supervision, and we believe them to be accurate within the normal limits of commercial analysis.

DATED: 20-Feb-12


Wainwright Bethune
Technical Services Coordinator

Anexo 2. : Algoritmo en R usado para el análisis del factorial fraccionado

```
> A<-c(-
1,1,-1,1,-1,1,-1,1)
> B<-c(-1,-1,1,1,-1,-1,1,1)
> C<-c(-1,-1,-1,-1,1,1,1,1)
> D<-A*B
> D
[1] 1 -1 -1 1 1 -1 -1 1
> E<-A*C
> E
[1] 1 -1 1 -1 -1 1 -1 1
> Y<-c(0.874, 0.642, 0.935, 0.722, 0.779, 0.827, 0.764, 0.911)
> BC<-B*C
> bc
Error: object 'bc' not found
> BC
[1] 1 1 -1 -1 -1 -1 1 1
> ABC<-A*B*C
> ABC
[1] -1 1 1 -1 1 -1 -1 1
> REG<-lm(Y~A+B+C+D+E+BC+ABC)
> summary(REG)
```

Call:
lm(formula = Y ~ A + B + C + D + E + BC + ABC)

Residuals:
ALL 8 residuals are 0: no residual degrees of freedom!

Coefficients:

	Estimate	Std. Error	t value	Pr(> t)
(Intercept)	0.80675	NA	NA	NA
A	-0.03125	NA	NA	NA
B	0.02625	NA	NA	NA
C	0.01350	NA	NA	NA
D	0.01475	NA	NA	NA
E	0.08000	NA	NA	NA
BC	-0.00900	NA	NA	NA
ABC	0.01000	NA	NA	NA

Residual standard error: NaN on 0 degrees of freedom
Multiple R-squared: 1, Adjusted R-squared: NaN
F-statistic: NaN on 7 and 0 DF, p-value: NA

```
> library(faraway)
> halfnorm(coef(REG)[-1], labs=names(coef(REG)[-1]))
> DanielPlot(Y.lm)
```