

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



**DISEÑO PRELIMINAR DE UN SISTEMA DE INTERCAMBIO  
DE CALOR PARA LA SUSPENSIÓN DE HIDRATO DE  
ALÚMINA DEL ÁREA DE PRECIPITACIÓN DE C.V.G  
BAUXILUM**

REALIZADO POR:

**MARÍA VICTORIA GOITÍA INOJOSA**

TRABAJO DE GRADO PRESENTADO ANTE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
COMO REQUISITO PARCIAL PARA OPTAR AL TÍTULO DE:

**INGENIERO QUÍMICO**

Puerto La Cruz, Octubre de 2009

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



**DISEÑO PRELIMINAR DE UN SISTEMA DE INTERCAMBIO  
DE CALOR PARA LA SUSPENSIÓN DE HIDRATO DE  
ALÚMINA DEL ÁREA DE PRECIPITACIÓN DE C.V.G  
BAUXILUM**

**ASESORES**

---

**Ing. Químico Lucas Álvarez, Ph.D.**  
**Asesor Académico**

---

**Ing. Químico Juan Carlos Rojas**  
**Asesor Industrial**

Puerto La Cruz, Octubre de 2009

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



**DISEÑO PRELIMINAR DE UN SISTEMA DE INTERCAMBIO  
DE CALOR PARA LA SUSPENSIÓN DE HIDRATO DE  
ALÚMINA DEL ÁREA DE PRECIPITACIÓN DE C.V.G  
BAUXILUM**

---

**Ing. Químico Lucas Álvarez, Ph.D.**

**Asesor Académico**

---

**Ing. Químico Hernán Raven, M.Sc**

**Jurado Principal**

---

**Ing. Químico Fidelina Moncada, M.Sc.**

**Jurado Principal**

Puerto La Cruz, Octubre de 2009

## **ARTÍCULO 44**

**DE ACUERDO AL ARTÍCULO 44 DEL REGLAMENTO DE TRABAJO  
DE GRADO:**

***“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA  
UNIVERSIDAD DE ORIENTE Y SOLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS  
FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO  
RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”.***

## DEDICATORIA

*Esta tesis la dedico a mi familia, en especial a mis padres, María Victoria y Leonel por haberme dado todo lo que necesité durante mi educación, por amarme y apoyarme en todas las etapas de mi vida, gran parte de este logro es suyo, los amo más que a nada en este mundo.*

*A mis hermanos, Gaby, Fer y Leo, por estar allí en todo momento... los quiero muchísimo.*

*A Gerardo, por ese abrazo en el momento justo, te quiero padrino.*

*A Luis, por haber llenado mi vida de alegría, te amo mi prechu.*

*A mi kike, por haber llegado a mi vida, te quiero sobrinito!*

## AGRADECIMIENTO

- Gracias a Dios, por darme fortaleza y acompañarme en cada paso que doy.
- A mi papá, por su cariño y amor, por respetar mis decisiones aunque no las compartiera, siempre serás mi gordo mapleto, te quiero!
- A mi mami, símbolo de fortaleza y amor, por enseñarme que puedo lograr todo lo que me propongo, por su apoyo incondicional, por nunca dudar de mi capacidad, te adoro!
- A mi hermana Gaby, por ser mi ejemplo a seguir, gracias por tus consejos herma!
- A mi hermanito Leo, por su complicidad y cariño.
- A mi hermana Fernanda, por enseñarme a no juzgar, simplemente amar.
- A Gerardo Guacarán, porque has sido más que mi cuñado y padrino de confirmación, tu apoyo y consejos durante mi carrera fueron más importantes de lo que te imaginas.
- A mi novio, por estar presente en todo momento dándome ánimos, por tu optimismo, por hacerme feliz, gracias por estar allí a pesar de la distancia, siempre serás especial, te adoro mi prechu!
- Gracias a mis tíos Sonia y Froilán, por brindarme su apoyo durante las pasantías, por hacerme sentir una hija mas durante mi estadía en Puerto Ordaz, y por ayudarme a vivir esta maravillosa experiencia, los quiero mucho!

- A mi prima Regina, por ser como una hermana para mí.
  
- A la familia Coa Millán, por permitirme entrar en sus vidas, en especial a Maru, por todo su cariño y apoyo.
  
- A mis amigas: Pao, Lulix, Pili, Lore, Care, Carla y Gina, ustedes han sido mis ángeles desde el colegio, gracias por esta bonita amistad, por estar en las buenas y no tan buenas; gracias también a sus familias, quienes me abrieron las puertas de su hogar y me permitieron formar parte de ellas.
  
- A mi amiga liz, quién me apoyó en los momentos más difíciles de la carrera, has sido como una hermana desde que te conocí. Y gracias también a sus padres, Fidelina y Luis, por su apoyo y consejos.
  
- A la Universidad de Oriente, en especial a los profesores del Dpto. de Ingeniería Química, por todos los conocimientos brindados.
  
- A mi tutor académico, el profesor Lucas, por su excelente asesoramiento durante la realización de este trabajo.
  
- A la empresa CVG Bauxilum, por la oportunidad que me brindó para la realización de este proyecto, especialmente a los integrantes de la Superintendencia de Procesos Lado Blanco, al Dpto. de Desarrollo, y al personal que labora en el Laboratorio.
  
- A mi asesor industrial, el Ing. Juan Carlos Rojas, por su ayuda incondicional durante el desarrollo de este proyecto.

- Al Ing. Cesar Rubio, por su colaboración y disponibilidad. Igualmente agradezco a los Ingenieros de Procesos de CVG Bauxilum, en especial a Aníbal, Roco y Ernesto, por todos sus consejos, que permitieron la culminación exitosa de este proyecto.
  
- También agradezco el apoyo prestado por todo el personal de los laboratorios de Prueba de Planta y Vía Húmeda de CVG Bauxilum, gracias por su paciencia y consejos durante la realización de las pruebas.
  
- A la señora Graciela Salomeh, por su apoyo y compañía durante mi estadía en la empresa.
  
- A mis compañeros de pasantía: Florclaudine Marcano, Ariadna Paolini y Wilfredo Colmenarez, por su cariño, apoyo y consejos brindados durante la realización de este proyecto, siempre sabré que hay alguien más estresado que yo, es decir, Wilfredo! Jaja. Se les quiere muchachos!.
  
- A mi amigo Igor Torrealba, por ayudarme en todo lo que necesité durante mi pasantía, siempre estuviste allí, por tu paciencia, consejos, por hacer de mi estadía en Puerto Ordaz algo más que libros, en fin, jugaste un papel muy importante durante la realización de este proyecto. Igualmente quiero agradecer a su familia, por todo el cariño que me brindaron, especialmente a Mary por su amistad.
  
- A Carlos, José Luis, Mary Ross, Joa, Adolfo, el che, Ulises, Kendel y Pancho, por ser mis compañeros a lo largo de la carrera.

Y a las demás personas que hicieron posible la culminación de éste proyecto.

## RESUMEN

Para realizar el diseño a nivel preliminar de un sistema de intercambio de calor para la suspensión de hidrato de alúmina del área de precipitación de CVG Bauxilum, se obtuvo el perfil térmico de las zonas de aglomeración y crecimiento de dicha área, mediante la realización de pruebas de laboratorio, simulando el proceso de precipitación con dos temperaturas iniciales (76 °C y 80 °C); y provocando en el perfil normal de temperatura una caída adicional de 3 °C en las zonas de aglomeración y de crecimiento, para determinar si se producía un incremento en la productividad. Luego se seleccionó la zona de aglomeración para la instalación del sistema, en base a los valores de productividad, pues el enfriamiento de 3 °C en dicha área, incrementó la productividad en un 10 %, a nivel de laboratorio. Se analizaron varias opciones de intercambiadores de calor, considerando experiencias anteriores en la planta con los fabricantes y los requerimientos del área de precipitación; de lo cual se decidió emplear un intercambiador de placas soldadas con tecnología PLATULAR, tipo XS, proporcionado por Barriquand. Asimismo se dimensionó el sistema de intercambio y se obtuvo un área de transferencia de calor de 417,32 m<sup>2</sup> y una potencia de bombeo de 39,05 hp. Seguidamente se especificó al agua de enfriamiento (397.10<sup>3</sup> kg/h) del área 84 como el flujo refrigerante del sistema. Finalmente se elaboraron diagramas de flujo de proceso y de ubicación relativa del sistema seleccionado con información específica del diseño preliminar.

## CONTENIDO

ARTÍCULO 44 .....	iv
DEDICATORIA .....	v
AGRADECIMIENTO .....	vi
RESUMEN.....	ix
CONTENIDO .....	x
LISTA DE TABLAS .....	xv
LISTA DE FIGURAS.....	xvii
CAPITULO I.....	20
INTRODUCCIÓN .....	20
1.1 Estructura y funcionamiento de la empresa .....	20
1.1.1 Reseña histórica .....	20
1.1.2 CVG-Bauxilum – Operadora de Bauxita .....	22
1.1.3 Ubicación geográfica de operadora de bauxita .....	23
1.1.4 CVG-Bauxilum – Operadora de alúmina.....	23
1.1.5 Ubicación catastral de operadora de alúmina.....	23
1.2 Planteamiento del problema.....	24
1.3 Objetivos .....	28
1.3.1 Objetivo general.....	28
1.3.2 Objetivos específicos .....	28
CAPITULO II .....	10
MARCO TEÓRICO.....	10
2.1 Descripción del proceso de producción de alúmina.....	10
2.1.1 Operadora de Bauxita.....	10
2.1.2 Operadora de Alúmina .....	11
2.2 Proceso Bayer .....	11
2.2.1 Materia prima.....	14

2.2.2 Productos.....	14
2.2.3 Insumos .....	15
2.3 Secciones del proceso .....	15
2.3.1 Manejo de materiales .....	15
2.3.2 Lado rojo .....	16
2.3.2.1 Lado rojo I.....	16
2.3.3 Lado blanco.....	20
2.3.3.1 Lado Blanco I.....	20
2.3.3.2 Lado blanco II .....	22
2.3.4 Servicios.....	23
2.4 Descripción del proceso de precipitación .....	25
2.4.1 Consideraciones teóricas de la precipitación de hidrato .....	25
2.4.1.1 Generalidades.....	25
2.4.1.2 Productividad del licor .....	25
2.4.2 Mecanismo de cristalización del hidrato.....	30
2.4.2.1 Nucleación .....	30
2.4.2.2 Aglomeración.....	32
2.4.2.3 Crecimiento.....	38
2.4.3 Perfil de precipitación .....	38
2.4.4 Resistencia de las partículas.....	40
2.5 Circuito de precipitación (Área 41).....	43
2.5.1 Equipos.....	43
2.5.2 Funcionamiento del circuito de precipitación.....	45
2.6 intercambiadores de calor para suspensiones sólidas.....	46
2.6.1 Intercambiador de calor de placas.....	46
2.6.2 Intercambiador de calor de espiral (SHE).....	50
2.7 Balances de materia sin reacción química .....	53
2.7.1 Ecuación general de balance de materia .....	53
2.8 Energía .....	54

2.8.1 Mecanismos de transferencia de energía.....	55
2.8.2 Balance de energía en sistemas abiertos .....	58
2.9.1 Carga de bombeo .....	59
2.9.1.1 Pérdidas de carga debido a la fricción en las tuberías y accesorios .....	60
2.9.1.1.1 Número de Reynolds.....	61
2.9.1.1.2 Factor de fricción .....	62
2.9.1.1.3 Accesorios.....	63
2.9.1.2 Pérdidas de carga por presión estática .....	65
2.9.1.3 Pérdidas de carga por elevación.....	66
2.9.1.4 Pérdidas de carga por velocidad.....	66
2.9.2 Potencia de bombeo .....	66
CAPITULO III.....	68
MARCO METODOLÓGICO.....	68
3.1 Obtención del perfil térmico de las zonas de aglomeración y crecimiento en el área de precipitación de hidrato, contenido en el licor madre del proceso de producción de alúmina .....	68
3.1.1 Procedimiento empleado para el cálculo de las masas de semilla fina y gruesa utilizada en las pruebas .....	71
3.1.2 Procedimiento para plantear los perfiles térmicos a seguir durante las pruebas de precipitación.....	77
3.1.3 Procedimiento empleado para realizar la corrida de referencia a temperatura inicial de 76 °C.....	81
3.1.4 Procedimiento empleado para realizar la corrida de enfriamiento extra en aglomeración a temperatura inicial de 76°C.....	83
3.1.5 Procedimiento empleado para realizar la corrida de enfriamiento extra en crecimiento a temperatura inicial de 76°C.....	83
3.1.6 Análisis realizado al licor de cada corrida .....	83
3.1.7 Análisis realizados al producto seco de cada corrida.....	85
3.1.7.1 Granulometría: .....	85

3.1.7.2 Índice de atrición.....	86
3.1.7.3 Partículas finas .....	90
3.1.8 Promedio de los parámetros evaluados para cada corrida .....	94
3.2 Selección de la zona de instalación del sistema de intercambio de calor en base a los valores de productividad del área de precipitación de hidrato .....	96
3.3 Análisis de varias opciones de intercambiadores de calor para el diseño.....	98
3.4 Dimensionamiento del sistema de intercambio requerido, demás características y especificación de otros aspectos fundamentales de diseño .....	101
3.4.1 Procedimiento empleado para calcular el área de transferencia de calor.....	102
3.4.2 Procedimiento empleado para el cálculo de la velocidad de los fluidos.....	110
3.4.3 Procedimiento empleado para el cálculo del área de flujo de fluidos y espesores de ductos .....	112
3.4.5 Procedimiento empleado para el cálculo de la potencia de la bomba.....	114
3.4.6 Tipo de materiales y de bombas.....	119
3.5 Elaboración de diagrama de flujo de proceso y de ubicación relativa del sistema seleccionado .....	119
CAPITULO IV.....	120
DISCUSIÓN DE RESULTADOS .....	120
4.1 Obtención del perfil térmico de las zonas de aglomeración y crecimiento en el área de precipitación de hidrato, contenido en el licor madre del proceso de producción de alúmina .....	120
4.2 Selección de la zona de instalación del sistema de intercambio de calor en base a los valores de productividad del área de precipitación de hidrato .....	128
4.3 Análisis de varias opciones de intercambiadores de calor para el diseño.....	130
4.4 Dimensionamiento del sistema requerido y demás características de diseño (áreas de transferencia de calor, y de flujo de fluidos, potencia de bombeo, espesores de ductos y caída de presión).....	135
4.5 Especificación de otros aspectos fundamentales del diseño (tipos de flujo de enfriamiento, de materiales y de bombas).....	138

4.6. Elaboración de diagramas de flujo de proceso y de ubicación relativa del sistema seleccionado con información específica del diseño preliminar.....	140
CAPITULO V .....	145
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	145
5.1. Conclusiones .....	145
5.2. Recomendaciones.....	147
BIBLIOGRAFÍA .....	148
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO .....	150

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 2.1.</b> Composición de los productos principales de la operadora de alúmina de CVG-Bauxilum <sup>[3]</sup> .....	14
<b>Tabla 2.2.</b> Valores de L/D para distintas geometrías de accesorios. <sup>[15]</sup> .....	65
<b>Tabla 3.1.</b> Condiciones iniciales Na <sub>2</sub> O <sub>tt</sub> y FMC para las pruebas.....	70
<b>Tabla 3.2.</b> Masa de semilla húmeda y seca empleada en el cálculo del factor de corrección de humedad .....	72
<b>Tabla 3.3.</b> Variables empleadas para el cálculo del índice de atrición de la corrida de referencia.....	88
<b>Tabla 3.4.</b> Variables empleadas para el cálculo del índice de atrición de la corrida con enfriamiento extra en la zona de aglomeración.....	88
<b>Tabla 3.5.</b> Variables empleadas para el cálculo del índice de atrición de la corrida con enfriamiento extra en la zona de crecimiento.....	88
<b>Tabla 3.6.</b> Parámetros evaluados para la corrida de referencia .....	93
<b>Tabla 3.7.</b> Parámetros evaluados para la corrida con enfriamiento extra en la zona de aglomeración.....	93
<b>Tabla 3.8.</b> Parámetros evaluados para la corrida con enfriamiento extra en la zona de crecimiento.....	94
<b>Tabla 3.9.</b> Promedio de los parámetros evaluados para la corrida de referencia .....	95
<b>Tabla 3.10.</b> Promedio de los parámetros evaluados para la corrida con enfriamiento extra en la zona de aglomeración .....	95
<b>Tabla 3.11.</b> Promedio de los parámetros evaluados para la corrida con enfriamiento extra en la zona de crecimiento .....	96
<b>Tabla 3.12.</b> Valores de productividad para la corrida de referencia .....	97
<b>Tabla 3.13.</b> Valores de productividad para la corrida con enfriamiento extra en la zona de aglomeración.....	97

<b>Tabla 3.14.</b> Valores de productividad para la corrida con enfriamiento extra en la zona de crecimiento.....	98
<b>Tabla 3.15.</b> Dimensiones de tuberías de acero sin costura y soldadas. <sup>[15]</sup> .....	113
<b>Tabla 3.16.</b> Parámetros de fluidos para el cálculo de bombas. <sup>[15]</sup> .....	114
<b>Tabla 4.1.</b> Valores obtenidos de índice de aglomeración para la prueba a temperatura inicial de 76 °C.....	126
<b>Tabla 4.2.</b> Características de diseño del sistema de intercambio de calor requerido	136
<b>Tabla 4.3.</b> Características de las corrientes que participan en el sistema de intercambio de calor.....	141

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1.1.</b> Ubicación geográfica de las operadoras de CVG Bauxilum <sup>[1]</sup> .....	22
<b>Figura 1.2.</b> Ubicación catastral de CVG Bauxilum .....	24
<b>Figura 2.1.</b> Diagrama de flujo del proceso Bayer en la empresa CVG-Bauxilum <sup>[3]</sup> ..	13
<b>Figura 2.2.</b> Influencia del tiempo de residencia (horas) sobre la productividad (g Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /L) a concentración de cáustica Na <sub>2</sub> O 140 g/L y FMC (fracción molar cáustica) de 1,36. <sup>[5]</sup> .....	27
<b>Figura 2.3.</b> Principales procesos dentro de un aglomerador. <sup>[6]</sup> .....	33
<b>Figura 2.4.</b> Perfil de temperatura típico previsto para Interálumina. <sup>[5]</sup> .....	39
<b>Figura 2.5.</b> Perfil típico de fracción molar cáustica y de productividad previsto para Interálumina. <sup>[5]</sup> .....	40
<b>Figura 2.6.</b> Tanques pertenecientes al circuito de precipitación .....	44
<b>Figura 2.7.</b> Intercambiador de calor de placas y armaduras con juntas (Alfa Laval). <sup>[9]</sup> .....	49
<b>Figura 2.8.</b> Intercambiador de calor de placas soldadas (Barriquand). <sup>[10]</sup> .....	50
<b>Figura 2.9.</b> Intercambiador de calor de espiral (Alfa Laval). <sup>[9]</sup> .....	52
<b>Figura 2.10.</b> Diagrama de Moody. <sup>[16]</sup> .....	63
<b>Figura 3.1.</b> Equipo utilizado para el análisis de termotitulación.....	70
<b>Figura 3.2.</b> Equipo <i>Ro-tap</i> utilizado para el análisis de distribución granulométrica	71
<b>Figura 3.3.</b> Esquema empleado para la realización del balance de masa en la zona de aglomeración.....	73
<b>Figura 3.4.</b> Esquema empleado para la realización del balance de masa en la zona de crecimiento.....	75
<b>Figura 3.5.A.</b> Equipo <i>Intronics</i> , con la canastilla donde se introducen las muestras.	76
<b>Figura 3.5.B.</b> Equipo <i>Intronics</i> ; mostrando el panel electrónico donde se modifica la temperatura del baño .....	77

<b>Figura 3.6.</b> Perfiles de temperaturas para las corridas de precipitación a temperatura inicial de 76°C.....	79
<b>Figura 3.7.</b> Perfiles de temperaturas para las corridas de precipitación a temperatura inicial de 80°C.....	79
<b>Figura 3.8.A.</b> Equipo utilizado para el índice de atrición; mostrando el dedal filtrante y el tubo de vidrio. ....	89
<b>Figura 3.8.B.</b> Equipo utilizado para el índice de atrición; con plato de soporte.....	90
<b>Figura 3.8.C.</b> Equipo utilizado para el índice de atrición; mostrando el manómetro.....	90
<b>Figura 3.9.</b> Equipo para medición de tamaños de partículas Coulter – Multisizer...	92
<b>Figura 3.10.</b> Esquema para balance de masa y energía.....	102
<b>Figura 3.11.</b> Esquema para cálculo de la carga dinámica total.....	115
<b>Figura 4.1.</b> Variación de la FMC con la temperatura, para la prueba a temperatura inicial de 76 °C.....	121
<b>Figura 4.2.</b> Variación de la granulometría con la temperatura, para la prueba a temperatura inicial de 76 °C.....	122
<b>Figura 4.3.</b> Variación del índice de atrición con la temperatura, para la prueba a temperatura inicial de 76 °C.....	124
<b>Figura 4.4.</b> Variación de las partículas finas con la temperatura, para la prueba a temperatura inicial de 76 °C.....	125
<b>Figura 4.5.</b> Perfil de temperatura obtenido para el área de precipitación .....	127
<b>Figura 4.6.</b> Variación de la productividad con la temperatura, para la prueba con temperatura inicial de 76 °C.....	129
<b>Figura 4.7.</b> Intercambiador de calor de placas soldadas PLATULAR tipo XS. <sup>[10]</sup> ..	133
<b>Figura 4.8.</b> Disposición de flúidos en el intercambiador de placas soldadas tipo XS. <sup>[10]</sup> .....	134
<b>Figura 4.9.</b> Diagrama de flujos másicos y energéticos .....	137
<b>Figura 4.10.</b> Bomba de succión de fondo, de viga vertical empleada en el sistema de intercambio de calor. <sup>[19]</sup> .....	138

<b>Figura 4.11.</b> Diagrama de flujo de proceso para el sistema seleccionado .....	143
<b>Figura 4.12.</b> Diagrama de ubicación relativa del sistema seleccionado.....	144

# CAPITULO I

## INTRODUCCIÓN

### 1.1 Estructura y funcionamiento de la empresa

#### 1.1.1 Reseña histórica

La Corporación Venezolana de Guayana (CVG), fue creada mediante la figura jurídica de instituto autónomo, por el decreto N° 430 de fecha 29 de diciembre de 1960, en tiempos en los que en una Venezuela, aún con rasgos preponderantemente rurales, se miraba el sur del país como la posibilidad de ensayar nuevas ideas de desarrollo, con visión integral, posible a través de novedosas técnicas de planificación aplicables a la gerencia del Estado, mediante la explotación industrial de las riquezas, principalmente minerales, existentes en Guayana.

A principio de los años sesenta nació en Guayana la actividad industrial del aluminio, conjuntamente con el desarrollo del potencial hidroeléctrico del río Caroní y la explotación del mineral del hierro con su posterior transformación en acero, conformándose el cimiento fundamental de las empresas básicas de Guayana. Para ese entonces CVG propuso crear bajo la perspectiva conocida como Plan Guayana, una empresa procesadora de alúmina ( $Al_2O_3$ , materia prima para obtener aluminio).

A partir de esa propuesta se creó CVG Interamericana de Alúmina (Interalúmina) en el año 1974, cuando surgió la idea de la exploración, que luego fue concertada en planes precisos con el apoyo de la empresa Aluminium (Aluswisse), a quien se le encomendó el estudio de factibilidad referido a la instalación de una planta con capacidad de 500.000 a 1.000.000 de toneladas métricas por año (TMA) de alúmina. El 25 de noviembre de 1977 se fundó Interalúmina, con participación mayoritaria del Fondo de Inversiones de Venezuela (FIV) con un 92% de las acciones

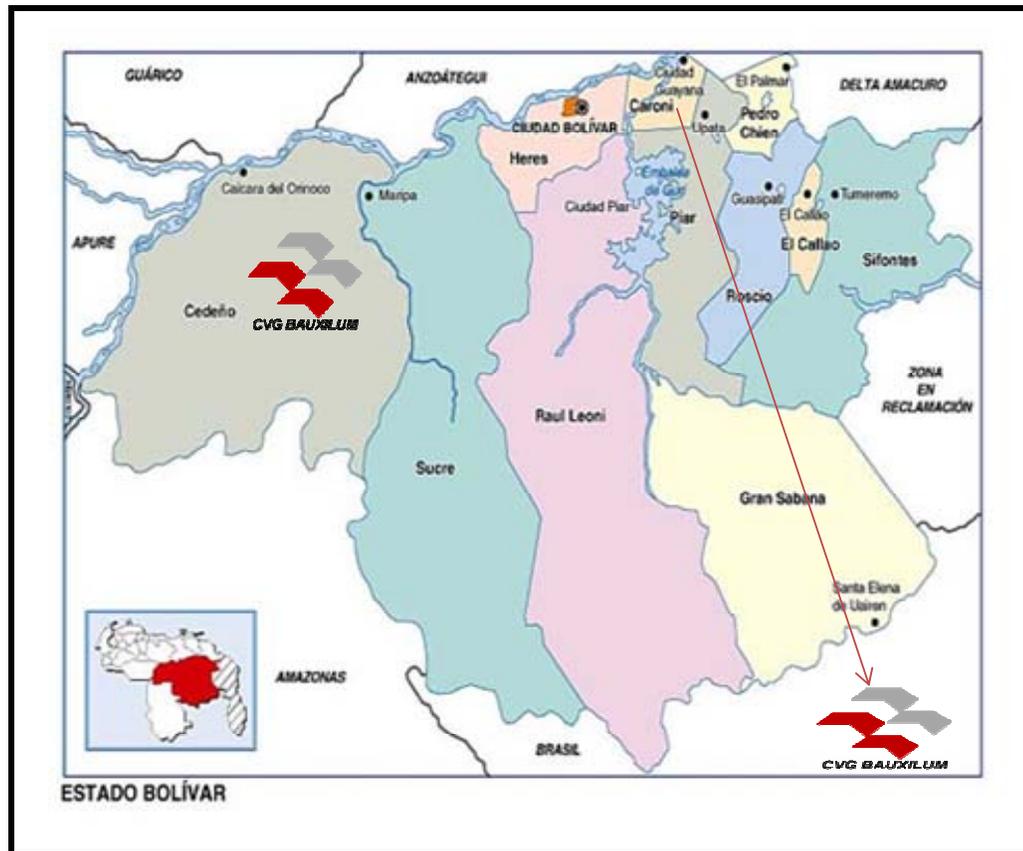
de la empresa, CVG con un 4,25% y Swiss Aluminium con un 3,75%, y se realizó la primera reunión de su junta directiva, donde se aprobó el presupuesto para la empresa y se autorizó su construcción en septiembre de 1978. Cuatro años más tarde, en 1982, se encendió la primera caldera y se recibió el primer cargamento de bauxita. En febrero de 1983 entró en marcha la primera línea de producción; y en marzo se puso en funcionamiento la planta de calcinación para la obtención de alúmina metalúrgica, producto final de la planta. En diciembre de 1983 comenzó sus operaciones la segunda línea de producción.

CVG-Interalúmina fue inaugurada oficialmente en abril de 1983, provista de los mayores avances tecnológicos para extraer alúmina tipo arenosa de la bauxita. Su capacidad fue aumentada de 1.300.000 TMA de alúmina a 2.000.000 TMA, mediante el plan de ampliación que culminó en diciembre de 1992.

En 1979 se creó la empresa CVG-Bauxita Venezolana C.A (Bauxiven), con la misión de explotar el yacimiento de Los Pijiguaos, siendo su principal accionista la CVG y Ferrominera Orinoco C.A. Con una capacidad instalada anual de producción de 6 millones de TM de bauxita, esta cantidad permitió a Bauxiven satisfacer la demanda total de Interálumina.

Como parte de una estrategia desarrollada por la CVG para fortalecer el negocio del aluminio venezolano, afectado por factores exógenos, este organismo estatal se vió en la necesidad de promover la fusión de las empresas Bauxiven e Interálumina, en una sola compañía llamada CVG-Bauxilum, la cual es una compañía integrada para la producción de alúmina, que incluye la extracción de la bauxita y su transformación en alúmina a través del proceso Bayer. Actualmente la participación accionaria lo constituye 99% de la CVG, y 1% corresponde al consorcio Aluisse Lonza Holding. La compañía está dividida en la mina de bauxita (operadora de bauxita) y la planta de alúmina (operadora de alúmina).<sup>[1]</sup>

En la figura 1.1 se muestra la ubicación geográfica de las operadoras de CVG-Bauxilum.



**Figura 1.1.** Ubicación geográfica de las operadoras de CVG Bauxilum<sup>[1]</sup>

### 1.1.2 CVG-Bauxilum – Operadora de Bauxita

El proceso de extracción, almacenamiento, carga y transporte de la bauxita se desarrolla en tres áreas básicas: la mina, área de homogenización (Pie de Cerro) y el área de almacenamiento y embarque (El Jobal).

En general la infraestructura de la operadora de bauxita fue diseñada para una producción de 6 millones TMA abarcando: 1) la mina; 2) la estación de trituración; 3)

una cinta transportadora (soportada por 2 cables) de 4,5 Km de longitud con una capacidad de 1.600 TM/h, y con una trayectoria descendente de 650 m de altura; 4) una vía férrea de 53 Km; 5) una estación de manejo con una correa transportadora de 1,5 Km y 3.600 TM/h de capacidad y un terminal con un cargador de gabarras; 6) una flota de gabarras para la transportación a través del río Orinoco. [2]

### **1.1.3 Ubicación geográfica de operadora de bauxita**

A 500 Km al sur de Caracas y a 520 Km al sur-oeste de Ciudad Guayana, se encuentra la Serranía de Los Pijiguaos, asentamiento del complejo minero y el centro poblado de la operadora de bauxita.

Los Pijiguaos se ubica en el municipio Cedeño, estado Bolívar, Venezuela, a 54 kilómetros del río Orinoco, y enmarcada entre los ríos Suapure y Parguaza. [2]

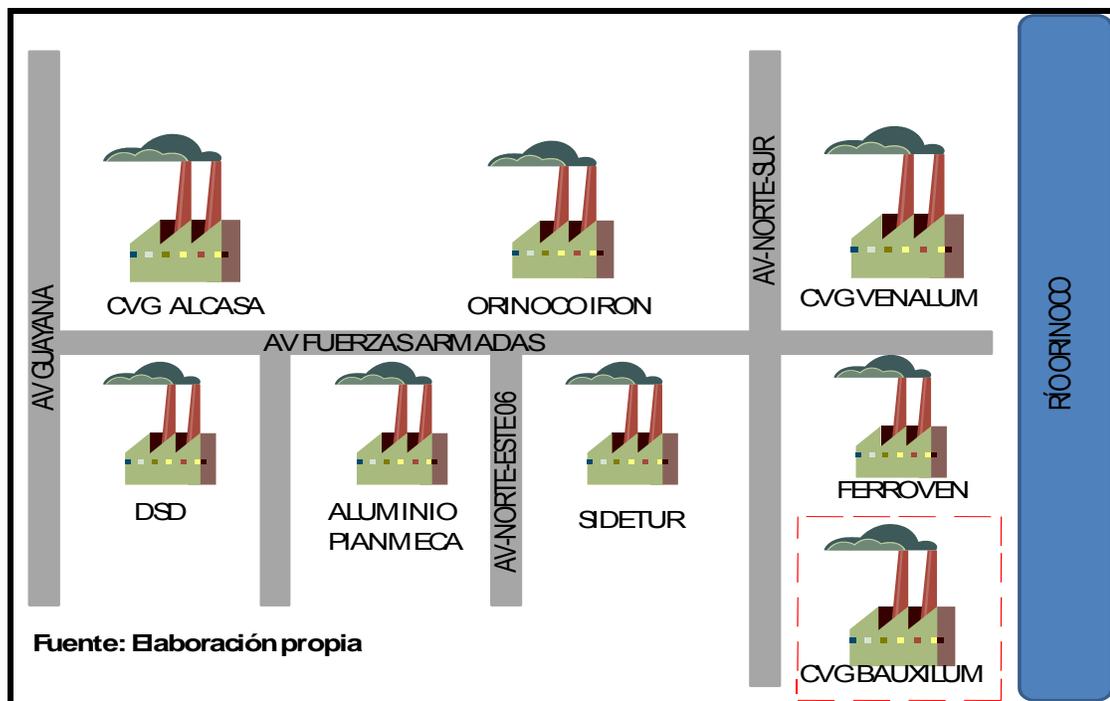
### **1.1.4 CVG-Bauxilum – Operadora de alúmina**

La alúmina es la materia prima para la obtención del aluminio. Está formada por óxido de aluminio ( $Al_2O_3$ ) que se obtiene de la bauxita en proporción 2 a 1 en peso. Posee un punto de fusión de 2.050 °C aproximadamente.

La operadora de alúmina es la planta de procesos químicos continuo más grande del país. [3]

### **1.1.5 Ubicación catastral de operadora de alúmina**

La operadora de alúmina está ubicada al sur oriente del país, en la zona industrial Matanzas, avenida Fuerzas Armadas en Ciudad Guayana (Figura 1.2), Municipio Caroní, estado Bolívar, en Venezuela, abarcando un área de 841 kilómetros cuadrados, y limitada principalmente por el río Orinoco a 350 km del Océano Atlántico y a 17 km de su confluencia con el río Caroní, las empresas: CVG-Ferroven, CVG Venalum y Sidetur. Es un factor importante para su ubicación geográfica: el inmenso potencial hidroeléctrico de la represa Raúl Leoni; en la cercanía con el río Orinoco, el cual es usado como vía fluvial para la exportación de alúmina hacia el resto del mundo, lo que a la vez favorece la importación de materiales y equipos. [3]



**Figura 1.2.** Ubicación catastral de CVG Bauxilum

## 1.2 Planteamiento del problema

CVG Bauxilum pertenece al grupo de empresas tuteladas por la CVG y es el producto de la fusión realizada en marzo de 1994 entre CVG Interálumina (fundada

en 1977) y CVG Bauxiven (fundada en 1979); está conformada por las operadoras de Bauxita y Alúmina, ambas ubicadas en el estado Bolívar. La operadora de Bauxita se encarga de la explotación de los yacimientos del mineral en la zona de Los Pijiguaos, en el municipio Cedeño, al oeste del estado, con una capacidad instalada de 6 millones de TMA. La operadora de Alúmina se encuentra en la zona industrial Matanzas (municipio Caroní), y tiene como objetivo transformar la bauxita procedente de Los Pijiguaos, mediante el proceso Bayer, en alúmina grado metalúrgico; su capacidad instalada es de 2 millones de toneladas al año. [1]

El proceso Bayer aplicado en la operadora de alúmina tiene los mismos principios del proceso ideado por Karl Joseph Bayer en 1887, con la introducción de tecnologías más recientes. Dicho proceso consiste en tratar las soluciones de aluminato de sodio ( $\text{NaAl}(\text{OH})_4$ ) entre dos estados de equilibrio. En un primer estado a alta concentración de soda cáustica ( $\text{NaOH}$ ) y alta temperatura, se produce la disolución de la alúmina contenida en la bauxita en forma de aluminato de sodio, dejando diversas impurezas solubles las cuales son retiradas posteriormente. Un segundo estado de equilibrio se efectúa al bajar la temperatura y la concentración de soda cáustica, para así precipitar el hidrato de alúmina de grado metalúrgico, el cual es utilizado principalmente en las empresas reductoras de aluminio. [4]

En la precipitación del proceso Bayer se utiliza la sobresaturación del  $\text{Al}_2\text{O}_3$  para la recuperación al máximo de este óxido mediante cristalización del hidrato contenido en el licor. Estos cristales recuperados deben cumplir con ciertas especificaciones (granulometría, partículas finas, índice de atrición). Dicha precipitación consta de dos fases: en la primera de ellas, el licor madre es mezclado con semilla fina lavada, a la cual se le deja suficiente tiempo de residencia que permita a ésta aglomerarse y formar aglomerados bien cementados o fuertes. Esta fase es llamada *aglomeración*. En la segunda, la semilla gruesa es mezclada con la

suspensión resultante de la fase de aglomeración, donde también se proporciona suficiente tiempo de residencia, para generar el engrosamiento y crecimiento de las partículas, de tal manera que se pueda obtener un producto dentro de los parámetros de calidad. Esta fase es llamada *crecimiento*.<sup>[3]</sup>

La productividad del Licor Madre (suspensión mixta saturada de aluminato de sodio) utilizado en el proceso se define como la cantidad de  $\text{Al}_2\text{O}_3$  que se puede recuperar de éste en la precipitación, y se expresa en gramos de  $\text{Al}_2\text{O}_3/\text{m}^3$  de licor madre. Depende entre otros factores de la temperatura. Es muy importante que el licor entre al proceso a una temperatura específica para posteriormente provocar la saturación del mismo mediante enfriamiento, y con ello la formación de cristales y su precipitación. Por tal motivo, la suspensión pasa a través del área de Enfriamiento por Expansión Instantánea de un gas (Área 39), para alcanzar una temperatura de 72 °C, aproximadamente. Después de la fase de aglomeración, se hace pasar por un sistema de enfriadores interetapas, en donde se enfría por expansión instantánea, eliminando vapor bajo condiciones de vacío parcial. Allí la temperatura del licor disminuye cerca de 10°C, y abandona el área de Precipitación (Área 41), hacia el área de Clasificación de Hidrato (Área 55), con 58 °C aproximadamente.<sup>[4]</sup>

El problema consiste en que el Área 39 ha disminuido su capacidad de enfriamiento con el paso de los años, y envía el licor madre con una temperatura entre 76 °C y 78 °C al Área 41, y no a la temperatura recomendable de 72 °C. Esto provoca que prácticamente no exista disminución de temperatura en la fase de aglomeración, que disminuya la saturación de la suspensión de hidrato; e impide además que los enfriadores interetapas cumplan con la disminución en unos 10 °C a la salida de los mismos, según los parámetros operacionales recomendados. Esto ocasiona la salida al Área 55 con unos 60 °C. En consecuencia, la productividad ha disminuido hasta 76 g/l, cuando la esperada es de 82 g/l.

En el año 1991 Bauxilum se vió en la necesidad de instalar intercambiadores de calor adicionales en el área de Enfriamiento por Expansión Instantánea (Área 39), con el fin de disminuir la temperatura del licor madre y mantenerlo en las condiciones de sobresaturación adecuadas. Al igual que el resto de los equipos de planta que operan con un licor sobresaturado de alúmina, a estos intercambiadores se les fue formando incrustaciones, las cuales redujeron la capacidad térmica e hidráulica del área e impidieron el logro de la temperatura deseada. Para evitar esta situación, se debía realizar un mantenimiento cada 3 años que generaba altas pérdidas de producción, ya que se requería de cinco paradas de planta para ejecutar el mantenimiento a todos los módulos que conformaban el área.

Para solventar el problema se ha planteado diseñar de manera preliminarmente un sistema de intercambio de calor para la suspensión de hidrato del área de Precipitación. Para ello, se hizo necesario determinar el perfil térmico de las zonas de aglomeración y crecimiento de dicha área, como también seleccionar la zona de instalación del sistema de intercambio de calor en base a los valores de productividad del área de precipitación de hidrato; y seguidamente analizar varias opciones de sistemas de intercambio para el diseño. Y con ello proceder a dimensionar el sistema de intercambio requerido y demás características del diseño (áreas de transferencia de calor y de flujo de fluidos, potencia de bombeo, espesores de ductos y caídas de presión). También especificar otros aspectos fundamentales del diseño (tipos de flujo de enfriamiento, de materiales y de bombas); por último se elaboraron diagramas de flujo de proceso y de ubicación relativa del sistema seleccionado, con información específica del diseño preliminar.

De esta manera, con la variación del perfil térmico se podría aumentar el nivel de productividad del licor de proceso de la fase de Precipitación de hidrato, y compensar la disminución de la calidad del área de enfriamiento por expansión instantánea.

## **1.3 Objetivos**

### **1.3.1 Objetivo general**

Diseñar a nivel preliminar un sistema de intercambio de calor para la suspensión de hidrato de alúmina del área de precipitación de C.V.G Bauxilum.

### **1.3.2 Objetivos específicos**

1. Obtener el perfil térmico de las zonas de aglomeración y crecimiento en el área de precipitación de hidrato, contenido en el licor madre del proceso de producción de alúmina.
2. Seleccionar la zona de instalación del sistema de intercambio de calor en base a los valores de productividad del área de precipitación de hidrato.
3. Analizar varias opciones de intercambiadores de calor para el diseño.
4. Dimensionar el sistema de intercambio requerido y demás características del diseño (áreas de transferencia de calor, y de flujo de fluidos, potencia de bombeo, espesores de ductos y caídas de presión).
5. Especificar otros aspectos fundamentales del diseño (tipos de flujo de enfriamiento, de materiales y de bombas).
6. Elaborar diagramas de flujo de proceso y de ubicación relativa del sistema seleccionado con información específica del diseño preliminar.



## CAPITULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1 Descripción del proceso de producción de alúmina

Como se dijo anteriormente CVG-Bauxilum se divide en dos procesos llevados a cabo, uno en la operadora de Bauxita y otro en la operadora de Alúmina. A continuación se describen estos procesos de forma más detallada.

##### 2.1.1 Operadora de Bauxita

El proceso de producción de la bauxita se inicia con la explotación por métodos convencionales de las minas a cielo abierto, después de removida y apilada la capa vegetal para su posterior reforestación. La bauxita es extraída directamente de los diferentes bloques de la mina, para obtener la calidad requerida del mineral. Las operaciones de la mina son controladas y planificadas por intermedio del programa MINTEC “*Medsystem*”. Luego se transfiere la bauxita a través de un transportador de placas hasta un molino, que reduce el mineral a una granulometría menor a 100 mm, para su transporte y mejor manejo. Una vez triturado el material, es transferido al sistema de la correa transportadora de bajada, la cual está soportada por dos cables de acero y posee una longitud de 4,5 km y es llevado para ser apilado en el área de homogenización. El material es transportado por ferrocarril hasta el puerto El Jobal y de allí finalmente es enviado hasta la planta de alúmina en Ciudad Guayana a, en una flota de gabarras a través del río Orinoco. <sup>[2]</sup>

### 2.1.2 Operadora de Alúmina

En la actualidad la planta de Alúmina de CVG Bauxilum tiene una capacidad máxima de 2.000.000 TMA. El diseño y construcción de la planta fue hecha por ALESA “*Alusuisse Enginneering*” LTD. El proceso Bayer aplicado en la operadora de Alúmina se orienta asegurar una buena producción y eficiencia en la extracción de una alúmina de alto grado partiendo del mineral de bauxita, el cual es del tipo trihidratada.

El diseño original de la planta fue basado en bauxitas provenientes de Surinam, Guyana, Brasil, Sierra Leona y Australia. Como resultado del descubrimiento de Bauxita en Los Pijiguaos, ciertas partes fueron modificadas para que dicha bauxita con sus propiedades específicas (alto contenido de arena y cuarzo) pudiera ser utilizada como materia prima existente (*stock*) para la planta.

El objetivo principal para incrementar la producción de alúmina desde 1.000.000 a 2.000.000 de TMA, fue aumentar la productividad, eficiencia y factor productivo, así como elevar la capacidad de procesamiento del mineral utilizando bauxita de Los Pijiguaos en un 100%. Esta nueva capacidad la ubica como la tercera planta más grande del mundo. <sup>[3]</sup>

## 2.2 Proceso Bayer

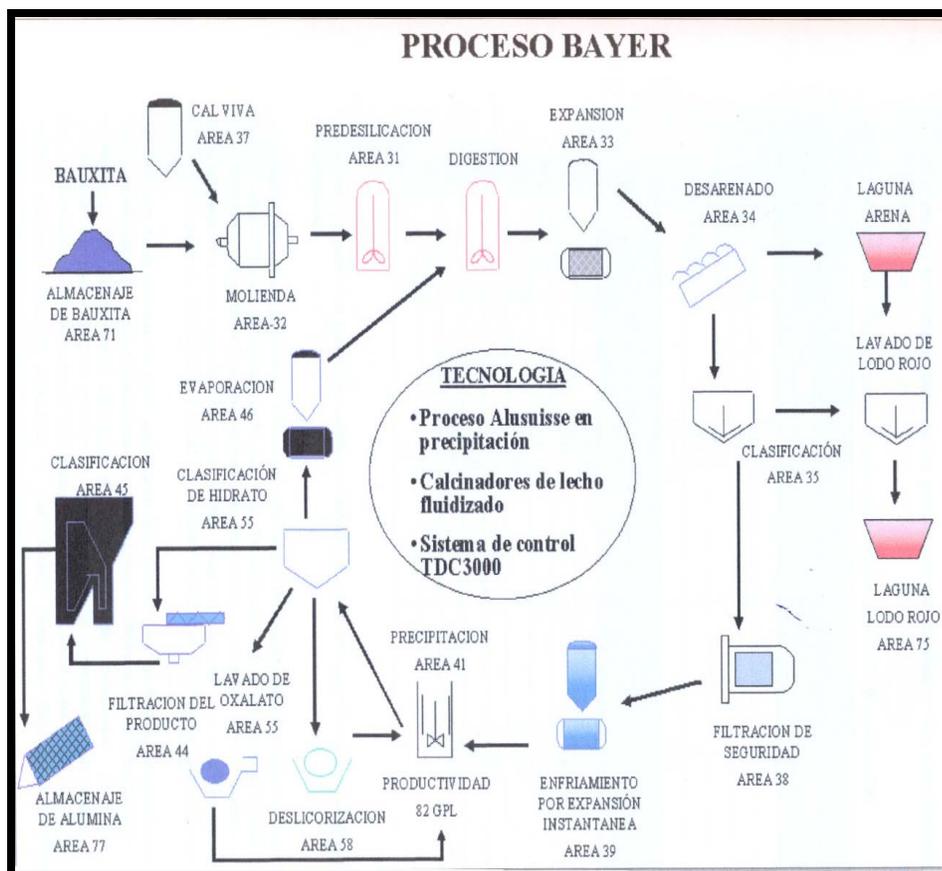
La mayoría de la alúmina en el mundo se produce usando el proceso Bayer (figura 2.1 ), el cual depende de la variación de solubilidad de la alúmina en soluciones de aluminato de sodio, debido a cambios en la concentración de soda cáustica y temperatura. El primer paso involucrado en el proceso Bayer de Bauxilum es la reducción del tamaño de las partículas de bauxita para así aumentar la superficie

expuesta a las reacciones. Inicialmente la bauxita que entra al proceso es llevada a las trituradoras de rodillos, mezclada con licor fuerte recalentado, y después las partículas son pasadas a los molinos de bolas. La función del licor es la de aprovechar su poder desintegrador y a la vez disminuir el trabajo efectuado por los molinos. Luego que las partículas han pasado esta etapa de molienda, son introducidas en los digestores junto con una solución de cáustica. La digestión procede de acuerdo a las condiciones operacionales del proceso, las cuales son dadas por las características de la bauxita utilizada. Después del área de digestión y una vez que la solución acuosa de aluminato de sodio ha sido enfriada por expansión instantánea, ésta es diluida con solución débil proveniente del lavado del *lodo rojo*, para facilitar el proceso de asentamiento de los espesadores. Esta mezcla diluida trae consigo numerosas partículas insolubles constituidas generalmente por cuarzo, óxido de hierro. A este grupo de partículas se les denomina *arena* que es removida en la sección de desarenado. El resto de las partículas que no formen parte de este grupo, son llamadas en conjunto lodo rojo y están compuestas en su mayoría de óxido de hierro y titanio. Este lodo rojo se sedimenta en los tanques espesadores, donde es enviado a los tanques de lavado recuperándose tanto cáustica como aluminato de sodio que ha sido arrastrado por el lodo rojo.

Finalmente el *lodo rojo* es enviado a las lagunas de deposición, terminando así como material de desecho. El rebose proveniente de los espesadores es enviado a una sección de filtración de seguridad para remover aquellas partículas muy finas que no han podido ser separadas por la sección de clarificación, y constituyen un factor de contaminación para el producto. Al filtrado proveniente del área de filtración de seguridad (Área 38) se le reduce la temperatura, lo cual hace precipitar la alúmina trihidratada. Una vez que la alúmina trihidratada es precipitada, se lleva a cabo un proceso de clasificación donde la alúmina es separada por tamaños en los diferentes espesadores. El rebotado del primer espesador es alimentado al segundo espesador y después al terciario. El rebotado (solución agotada) de éste se envía a evaporación,

mientras que la descarga inferior es lavada y filtrada para luego ser alimentada al primer precipitador como semilla fina. La solución agotada que se dirige a evaporación es concentrada, pasando así a llamarse *licor fuerte*, el cual a su vez es introducido en el área de digestión para ser aprovechado nuevamente en la extracción de la bauxita.

Una vez que el producto ha sido lavado, se envía a calcinación donde se remueve el agua de cristalización. De aquí el producto pasa a ser almacenado en un galpón de donde se envía a los diferentes consumidores. [4]



**Figura 2.1.** Diagrama de flujo del proceso Bayer en la empresa CVG-Bauxilum<sup>[3]</sup>

### 2.2.1 Materia prima

La materia prima del proceso es la Bauxita, que es un mineral de color rojizo en cuya composición predominan los hidratos y silicatos de alúmina, óxidos de hierro y de titanio. El mismo es producto de la meteorización y lixiviación de una variedad de rocas y sedimentos a través de millones de años. Se le puede encontrar formando extensas capas de un espesor promedio de 7,6 metros hasta un recubrimiento estéril de apenas 0,5 metros.

### 2.2.2 Productos

En la tabla 2.1, se muestra la composición de los productos principales de la operadora de alúmina en la empresa CVG-Bauxilum.

**Tabla 2.1.** Composición de los productos principales de la operadora de alúmina de CVG-Bauxilum<sup>[3]</sup>

Propiedad	Normal	Máximo (Mínimo)
SiO <sub>2</sub> (%)	0,013	0,030
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (%)	0,008	0,030
TiO <sub>2</sub> (%)	0,003	0,005
V <sub>2</sub> O <sub>5</sub> (%)	0,001	0,003
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> (%)	0,001	0,001
Na <sub>2</sub> O (%)	0,42	0,60
CaO (%)	0,030	0,050
Pureza (Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	98,8	98,5

### 2.2.3 Insumos

Son aquellos que son requeridos para dar continuidad al proceso de una forma satisfactoria, y entre ellos se encuentran:

- **Soda Cáustica:** es una solución de hidróxido de sodio (NaOH), alcalina, que se usa para disolver el contenido de alúmina en la bauxita, facilitando así el proceso de molienda. Es importada de los Estados Unidos, especialmente de Louisiana y Nueva Orleans.
- **Lechada de cal:** es una mezcla de agua y cal viva en suspensión, que se usa en el proceso para ayudar a la filtración de lodo y regenerar el sodio en la suspensión acuosa de digestión.
- **Floculante:** es una sustancia que aglomera las partículas, produce crecimiento en cadena haciéndolas caer más rápidamente, con lo cual se logra la sedimentación.
- **Polímeros:** es un conjunto químico de elevado peso molecular, formado por polimerización de monómeros iguales o distintos. Este compuesto se añade a los espesores/lavadores para promover la sedimentación del lodo rojo.
- **Agua, gas natural, energía eléctrica** y cantidades menores de materias primas misceláneas, como **ácido sulfúrico** y **ácido clorhídrico**.

### 2.3 Secciones del proceso

Operacionalmente, existen tres secciones que dividen el proceso en la operadora de alúmina, las cuales se describen en detalle a continuación:

#### 2.3.1 Manejo de materiales

Está conformada por los equipos que permiten el manejo de la bauxita y soda cáustica, y la exportación del producto final. La planta cuenta con una unidad con sistemas de cangilones que combina tanto el apilado como la recuperación, con una

capacidad promedio de 2.400 TM/h para el apilado y 900 TM/h para la recuperación. Este último sistema de manejo de materiales añade suficiente capacidad de transporte y almacenamiento en el orden de 1.500.000 ton, para garantizar una alimentación continua de bauxita desde Los Pijiguaos. Además cuenta con dos silos adicionales de bauxita (un almacén cubierto de 220.000 ton y una pila abierta de 280.000 ton), y un silo de alúmina con una capacidad de 150.000 ton.<sup>[3]</sup>

### **2.3.2 Lado rojo**

Está conformada por las unidades que permiten la reducción del tamaño de las partículas de mineral de bauxita, la extracción de la alúmina por medio de la digestión en soda cáustica y la separación de los minerales que acompañan a la alúmina en la bauxita, para prevenir la contaminación del producto final. Se divide en Lado rojo I y Lado rojo II.

#### **2.3.2.1 Lado rojo I**

Se llevan a cabo los procesos que se describen a continuación:

##### **a.- Predesilicación (Área 31)**

Tiene como propósito aportar el tiempo de residencia necesario para que se genere la cantidad suficiente de semilla en la suspensión de bauxita antes de la etapa de digestión, con el fin de que el proceso de precipitación de sílice en dicha etapa sea acelerado y las concentraciones de sílice disueltas en el licor sean adecuadas.

La Predesilicación se efectúa sobre la suspensión de bauxita proveniente del área 32. Cada tanque está dotado con agitadores, canales de rebose entre tanques y

bombas de recirculación para casos en que fallen los agitadores, y para el vaciado a los tanques. La alimentación a los predesilicadores se realiza normalmente a través de canales de rebose, con la excepción de los primeros, los cuales se alimentan mediante tuberías por el tope.

### **b.- Trituración y molienda (Área 32)**

Se reduce el mineral de bauxita a un tamaño de partículas apropiado (menor a 300 micrones) para la extracción de la alúmina y que garantice su dilución total durante la digestión. La bauxita es transportada hasta las tolvas de bauxita y luego hacia las correas pesadoras que descargan en el triturador de placas, donde es mezclada internamente con cal.

La suspensión de bauxita fluye a los molinos por gravedad, allí se le agrega más licor fuerte para facilitar el proceso de molienda, ya que ésta se realiza por vía húmeda. Al pasar por los molinos se denomina suspensión de bauxita molida (SBM), para luego ser bombeada a los tanques de relevo, los cuales tienen la facilidad de mantener en reserva una cantidad suficiente de suspensión de bauxita para que la alimentación de los digestores sea continua.

### **c.- Digestión (Área 33)**

El objeto del área de digestión es disolver con soda cáustica la mayor cantidad posible de alúmina trihidratada ( $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ ) contenida en la bauxita. La suspensión de bauxita molida predesilicada proveniente del área 32 es enviada al área de digestión, donde se mezcla con licor fuerte caliente antes de entrar al primer digestor en línea, de una serie de cuatro recipientes de digestión. Estos recipientes proporcionan un tiempo de residencia a la mezcla de aproximadamente 90 minutos, tiempo suficiente para que ocurra la reacción de disolución de la alúmina y la

precipitación de la sílice reactiva. Se produce una solución acuosa de aluminato de sodio, la cual contiene ciertas impurezas tales como silicato, óxido férrico y titanio.<sup>[3]</sup>

#### **d.- Preparación de lechada de cal (Área 37)**

Tiene la función de apagar la cal viva y producir una lechada de hidróxido de calcio que se utiliza en la caustificación de carbonatos y la filtración de seguridad. Adicionalmente posee la facilidad de descargar la cal viva recibida en cisternas y transportarla al área de molienda.

#### **2.3.2.2 Lado rojo II**

Aquí se encuentran los procesos de desarenado, clasificación y lavado, caustificación de carbonatos y la filtración de seguridad, cuyas áreas son descritas a continuación<sup>[3]</sup>:

##### **a.- Desarenado (Área 34)**

Se separan los desechos insolubles de tamaños comprendidos entre 0,1 y 0,5 mm. La suspensión diluida proveniente del área de digestión entra a los ciclones primarios donde se realiza la separación de las partículas gruesas y finas contenidas por la suspensión. La solución arenosa que sale es enviada a tres clasificadores para lavar la arena y extraer la cáustica. Las partículas finas de lodo rojo, como parte de la solución de alúmina en suspensión, se almacenan en los tanques alimentadores de la suspensión de aluminato.

**b.- Clarificación y lavado (Área 35)**

Desde los tanques alimentadores, la suspensión de aluminato es distribuida proporcionalmente en dos espesadores que trabajan en paralelo. La suspensión entra a los espesadores a través de una caja de alimentación situada en el centro para minimizar la turbulencia y promover la floculación de las partículas. El lodo rojo asentado en el fondo del tanque, es recuperado como una solución acuosa espesa y pasada a través de siete tanques de lavado con el fin de recuperar la soda cáustica y el aluminato para ser retornados al proceso, mientras que el lodo rojo queda listo para ser desechado.

**c.- Caustificación de carbonatos (Área 36)**

En esta área se controla los niveles de contaminación del licor de proceso a través del carbonato de sodio ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ). Su capacidad es  $600 \text{ m}^3$  de licor/hora, para la conversión de 4 TMH de carbonato de sodio a carbonato de calcio ( $\text{CaCO}_3$ ), el cual se elimina del proceso.

**d.- Filtración de seguridad (Área 38)**

El objetivo de esta área es extraer la cantidad de sólidos (lodo muy fino), cualquier impureza o partícula extraña que se encuentre suspendida en la solución de aluminato de sodio (licor madre) que proviene del rebose de los primeros espesadores de la etapa de clarificación; lo cual se logra mediante un medio filtrante a presión (filtros Kelly), es decir, separa las trazas del lodo rojo en el licor madre saturado de alúmina.

### **2.3.3 Lado blanco**

En el Lado blanco se encuentran las áreas que manejan suspensiones ricas en aluminatos y aquellas en las cuales ya se ha obtenido la alúmina. Esta sección está conformada entre otras por la planta de control de oxalatos para la eliminación de impurezas y la planta de predesilicación, que contribuyen a la mejor productividad y calidad de producto. Al igual que en la sección de Lado rojo se divide en dos partes denominadas Lado blanco I y Lado blanco II, las cuales serán descritas a continuación:

#### **2.3.3.1 Lado Blanco I**

En ella se da inicio a la sección de lado blanco y se encuentran las áreas de: enfriamiento por expansión instantánea, precipitación, clasificación de hidrato, evaporación, control de oxalatos y filtración de semilla gruesa y producto. Las funciones de estas áreas se describen como sigue<sup>[3]</sup>:

##### **a.- Enfriamiento por expansión instantánea (Área 39)**

El licor madre proveniente del área de filtración de seguridad se enfría desde 100 °C hasta una temperatura prefijada, dependiendo de las características de calidad deseada. Ésta puede variar entre 77 y 72 °C.

El enfriamiento se efectúa por medio de cinco recipientes de expansión instantánea, para pasar a la etapa siguiente de precipitación.

### **b.- Precipitación (Área 41)**

En esta área la alúmina disuelta en licor madre y en estado de sobresaturación es inducida a cristalizar en forma de trihidróxido de aluminio sobre una semilla del mismo compuesto.

El licor madre sobresaturado en aluminato de sodio proveniente del área de enfriamiento por expansión instantánea, fluye al primero de una serie de precipitadores al que también se le introduce suspensión de semilla fina proveniente del área 55 (control de oxalato), con el objeto de promover la aglomeración y el crecimiento de nuevos cristales. Esta área se describe de forma detallada en la sección 2.4 del proyecto, por ser la misma donde se llevó a cabo la investigación.

### **c.- Evaporación (Área 46)**

El licor agotado que sale del proceso se envía a una serie de intercambiadores de calor, donde se obtiene una concentración de cáustica cuyo valor estará en el rango requerido. Esto se logra al evaporar cierta cantidad de agua equivalente a la que se introdujo en el circuito de los licores.

### **d.- Control de oxalato (Área 55)**

El proceso consiste en *deslicolizar* (extraer el licor) y lavar la semilla fina y la semilla gruesa provenientes del área 42, para remover el oxalato y otras impurezas orgánicas, que precipitadas en la superficie, impiden la aglomeración y crecimiento de las partículas durante el proceso de precipitación. Este control se realiza a través de la deslicorización de la semilla fina y gruesa en los filtros deslicorizadores, y donde la torta resultante es lavada con agua a 80 °C, aproximadamente.

La torta lavada se descarga a los tanques de lavado de semilla, donde se mezclan con un volumen de licor filtrado y con agua de lavado; se transfiere a los filtros para realizar un proceso de lavado con agua caliente y desaguado de la torta, y ésta a su vez es enviada a unos tanques donde se mezcla con licor madre del área 39, para luego ser transportada al área 41.

#### **e.- Filtración de semilla gruesa y producto (Área 58)**

La finalidad del área de filtración de semilla gruesa es deslicolizar toda la semilla gruesa y el producto proveniente de la descarga inferior de los ciclones, donde una parte se resuspende con suspensión de aglomeración y es enviada al área 41; y la otra parte se resuspende con filtrado proveniente del área 44 para ser trasladada al área de filtración de producto (área 44).

### **2.3.3.2 Lado blanco II**

En esta etapa se obtiene alúmina de grado metalúrgico y en ella se encuentran los procesos de filtración de producto y calcinación, cuyas áreas serán descritas a continuación:

#### **a.- Filtración del producto (Área 44)**

Tiene como finalidad la separación del hidrato proveniente del área de filtración de semilla gruesa (área 58), por medio de filtración al vacío a cinco filtros horizontales con el objeto de alcanzar un bajo contenido de humedad y soda cáustica en el hidrato.

## **b.- Calcinación**

Su finalidad es producir alúmina de grado metalúrgico a partir del hidrato proveniente de la filtración de producto. El hidrato se somete a secado y precalentamiento, calcinación y enfriamiento, para lo cual el área cuenta con cuatro unidades calcinadoras. El producto calcinado se descarga en un sistema de cintas transportadas para trasladarlo hasta el silo de alúmina en el área 77 para su almacenamiento.

### **2.3.4 Servicios**

Para lograr la continuidad del proceso de obtención de alúmina de grado metalúrgico se cuenta con áreas de servicios, algunas de las cuales fueron mencionadas dentro de las áreas de producción, ya que pertenecen a las mismas, dentro de ellas se encuentran:

#### **a.- Patio de tanques de condensado (Área 47)**

En ella se recogen y almacenan todos los flujos de agua caliente que se originan en la planta (condensado de proceso, agua de purga de calderas, desechos de condensado de vapor vivo), de acuerdo al grado de contaminación en los tanques de condensado del proceso y de desecho según sea el caso. Adicionalmente, se encarga de satisfacer las necesidades del proceso en lo concerniente a agua de lavado proveniente de los tanques, en la forma más eficiente en lo que respecta a la conservación de calor.

**b.- Sistema de generación de vapor (Área 61)**

Este sistema es denominado estación de vapor, la cual es la encargada de regenerar y distribuir toda la energía calorífica en forma de vapor a la operadora de alúmina. Para la producción de vapor se emplean cuatro (4) calderas acuatubulares colgantes con una capacidad de 200 TMH de vapor producido.

**c.- Planta de tratamiento de agua para calderas (Área 66)**

Está conformada por dos trenes desmineralizadores y tiene como finalidad la eliminación por medio de la absorción de iones (cationes o aniones) de una solución por un material sólido (intercambiador de iones), y sustituidos por cantidades equivalentes de otros iones de la misma carga. La capacidad de diseño de estos trenes es de 140 m<sup>3</sup>/h cada uno.<sup>[3]</sup>

**d.- Sistema de agua industrial (Área 81)**

Funciona para las etapas de producción de la planta de alúmina, y provee facilidades para alimentación y distribución de agua de diferentes calidades a toda la planta de alúmina, incluyendo una reserva para casos de emergencia. Está constituido por tanques de almacenamiento y distribución de agua para diferentes usos en la planta, así como también por filtros de arena y antracita para mejorar la calidad del agua, la cual es proporcionada por CVG-GOSH (CVG-Gerencia de Obras Sanitarias e Hidráulicas) proveniente del río Caroní.

**e.- Otras áreas de servicio**

Además, se encuentran otras áreas de servicio, como son:

- Patio de tanques de ácido (Área 58)
- Torre de enfriamiento de agua para calderas (Área 65)
- Almacenamiento de bauxita (Área 71)
- Transporte de bauxita a los molinos (Área 72)
- Patio de soda fresca (Área 73)
- Manejo de desecho de lodo (Área 75)
- Sistema de agua industrial (Área 81)
- Sistema de agua de enfriamiento (Área 84)
- Sistema de aire comprimido (Área 86).<sup>[3]</sup>

## **2.4 Descripción del proceso de precipitación**

### **2.4.1 Consideraciones teóricas de la precipitación de hidrato**

#### **2.4.1.1 Generalidades**

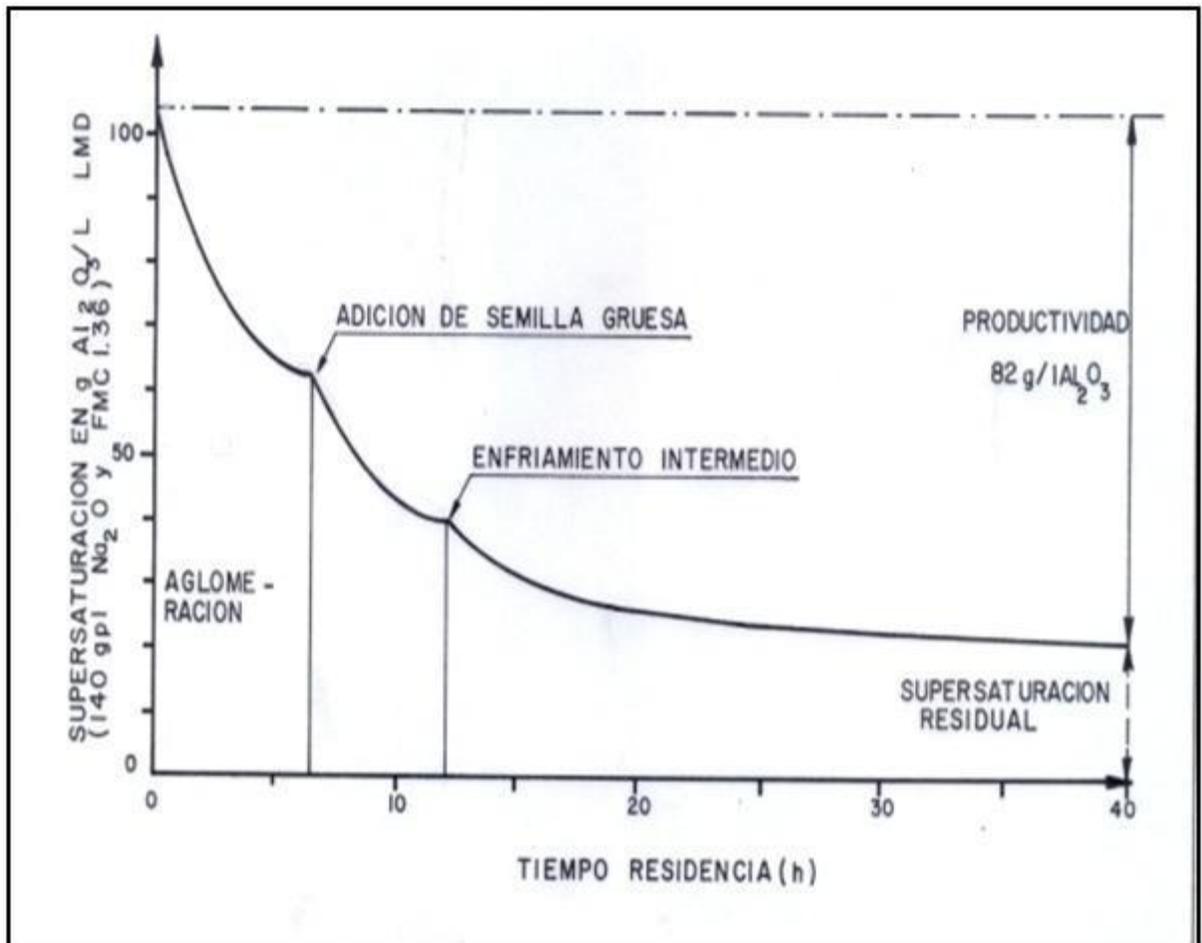
En las condiciones de precipitación del proceso Bayer se forman cristales de hidrargilita (llamada también gibsita), a partir de los licores sobresaturados de aluminato de sodio. Aunque en la industria a la alúmina se le denomina comúnmente alúmina hidratada, trihidrato de alúmina o simplemente hidrato, esta fase cristalina ha sido identificada como un hidróxido verdadero  $[Al(OH)_3]$ .

#### **2.4.1.2 Productividad del licor**

La productividad del licor madre se define como la cantidad de alúmina  $Al_2O_3$  que es recuperada en el proceso de precipitación, viene expresada como g  $Al_2O_3$ /l de licor madre (LMD).

Suponiendo que se cumple con las especificaciones de calidad, la productividad óptima es la máxima que se puede conseguir con el equipo disponible. Depende principalmente de los factores siguientes:

- **Sobresaturación:** la fracción molar del licor madre determina la sobresaturación del licor. Generalmente se consigue mayor sobresaturación si se enfría el licor madre antes de la precipitación y durante ella. En Interalúmina el preenfriamiento se efectúa en el área de intercambio de calor (área 39). Como se verá más adelante, este preenfriamiento tiene un límite debido a consideraciones de calidad del producto, el cual parece estar a 70°C. Durante el proceso de precipitación, la suspensión de precipitación se enfría aún más. Este enfriamiento adicional es causado por las pérdidas normales de calor al ambiente en los precipitadores, al ser agregada semilla, y por enfriamiento interetapas.
- **Tiempo de residencia:** la productividad del licor depende directamente del tiempo de residencia (Figura 2.2), lo que significa que se debe tener como meta la máxima disponibilidad de volumen instalado de precipitación. Como se puede observar en la figura 2.2, la tasa de precipitación disminuye rápidamente con el tiempo de residencia.



**Figura 2.2.** Influencia del tiempo de residencia (horas) sobre la productividad (g  $\text{Al}_2\text{O}_3/\text{L}$ ) a concentración de cáustica  $\text{Na}_2\text{O}$  140 g/L y FMC (fracción molar cáustica) de 1,36.<sup>[5]</sup>

- **Carga de semilla:** es una técnica que se utiliza para fomentar la precipitación del hidrato. Se realiza añadiendo cristales de hidrato al licor madre (al comienzo del proceso de precipitación) y a la suspensión de precipitación (durante ésta). Esta técnica también está relacionada con consideraciones de la calidad del producto.

Desde el punto de vista de la productividad, mientras la superficie de semilla por unidad de volumen de licor sea mayor (es decir, mayor carga de semilla en un área

específica dada) mayor será la productividad. En la figura 2.2 se observa el aumento de la velocidad de precipitación al añadirse semilla gruesa después de la aglomeración (la cual es llevada a cabo con una cantidad limitada de semilla fina). También este aumento de la velocidad de precipitación después de la adición de semilla gruesa, se debe al efecto del enfriamiento por la adición de la suspensión de semilla gruesa a la suspensión de aglomeración.

Si la semilla se introduce en forma de una suspensión de licor agotado, una gran cantidad de carga de semilla significaría el reciclaje de una gran cantidad de licor agotado; con la consiguiente disminución significativa del tiempo de residencia. Para evitar esta situación, debido a que demasiado licor acompaña a la semilla, es necesario filtrar dicha suspensión cuando la carga de semilla introducida es grande.

- Perfil de temperatura: otra técnica utilizada para favorecer la precipitación de hidrato es el enfriamiento interetapas de la suspensión de precipitación. La curva de la figura 2.2 muestra un aumento adicional de la velocidad de precipitación después del enfriamiento intermedio.
- Concentración de soda cáustica en el licor: aunque la productividad del licor depende de varios factores como son tiempo de residencia, temperatura, carga de semilla, sobresaturación, entre otros, la concentración del licor también influye, es por ello que en CVG Bauxilum han fijado un valor de 140 g Na<sub>2</sub>O/L, proporcionando una concentración en exceso de 150 g Na<sub>2</sub>O/L en la suspensión final de precipitación para mantener dentro de los parámetros de calidad el producto.

Por otra parte, la ecuación utilizada para el cálculo de productividad en CVG Bauxilum se deduce a partir de un balance de masa en el circuito de precipitación, como sigue<sup>[5]</sup>:

$$Al_2O_{3ENT} = Al_2O_{3SAL} + Al_2O_{3PREC} \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Donde:

$Al_2O_{3ENT}$ : alúmina que entra al circuito de precipitación (g/l)

$Al_2O_{3SAL}$ : alúmina que sale del circuito de precipitación (g/l)

$Al_2O_{3PREC}$ : alúmina que precipita (g/l);

sabiendo que:

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

Donde:

FMC: fracción molar cáustica

$[Na_2O]$ : concentración de cáustica libre (g/l)

$[Al_2O_3]$ : concentración de alúmina (g/l)

Despejando la concentración de alúmina:  $[Al_2O_3] = 1,645 \times \frac{[Na_2O]}{FMC}$

De la ecuación 2.1, se define la productividad como:

$$PROD = Al_2O_{3PREC} = Al_2O_{3ENT} - Al_2O_{3SAL} \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Donde:

PROD: productividad del licor en el circuito de precipitación (g/l)

Sustituyendo la ecuación 2.2 en la 2.3, se obtiene:

$$PROD = 1,645 \times \left[ \left( \frac{[Na_2O]}{[FMC]_{ENT}} \right) - \left( \frac{[Na_2O]}{[FMC]_{SAL}} \right) \right] \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Suponiendo que  $[Na_2O]_{ENT} = [Na_2O]_{SAL}$  se obtiene la expresión siguiente:

$$PROD = 1,645 \times [Na_2O] \times \left[ \left( \frac{1}{[FMC]_{ENT}} \right) - \left( \frac{1}{[FMC]_{SAL}} \right) \right] \quad (\text{Ec. 2.6})$$

## 2.4.2 Mecanismo de cristalización del hidrato

A continuación se explican los pasos que conforman el mecanismo de cristalización del hidrato.

### 2.4.2.1 Nucleación

La nucleación es la formación de partículas muy pequeñas dentro del licor; puede ser espontánea o inducida por la presencia de otras partículas. Se ha determinado que la nucleación primaria, entendida como generación espontánea de partículas de hidrato en el seno del licor, requiere una energía de activación mucho mayor que la nucleación secundaria; la cual ocurre en presencia de otras partículas de la misma especie<sup>[3]</sup>. Producto de esta peculiaridad del sistema, el proceso Bayer utiliza el método de sembrado para favorecer la nucleación secundaria, ya que este mecanismo es más rápido para la cristalización de la alúmina disuelta.

La nucleación, en cualquiera de sus manifestaciones, es el principal mecanismo por el cual se generan finos y superfinos en el proceso. Los finos son partículas que tienen un tamaño menor a 45  $\mu\text{m}$ , y los superfinos aquellos que van entre 2 y 3  $\mu\text{m}$ . Un alto porcentaje de partículas con las mencionadas características, desmejoran la calidad del material y por ende del aluminio que se produce posteriormente. Sin embargo, se necesita que ocurra una pequeña generación de partículas finas tal que se produzcan nuevos núcleos de alúmina y semillas finas para el sembrado.<sup>[5]</sup>

Se deben evitar todas las condiciones que puedan iniciar una crisis aguda de nucleación (por ejemplo un enfriamiento accidental), ya que ésta generaría la producción excesiva de finos y superfinos en el proceso, comprometiendo de esta

manera la calidad del producto deseado. Dichas condiciones también deben mantenerse bajo control (por ejemplo un enfriamiento intermedio). Estas causas son:

- Descensos de la temperatura.
- Disminución del contenido de sólidos en la suspensión en la suspensión de precipitación.
- Engrosamiento excesivo en el circuito.
- Lavado insuficiente de la semilla fina.

La detección de cualquier crisis aguda de nucleación en su propio comienzo se hace posible mediante el uso de un contador o medidor *Coulter*, el cual es un instrumento muy útil que permite tomar acción correctiva, eficiente y rápidamente. Las medidas inmediatas que se pueden tomar consisten en suprimir las condiciones que ocasionaron la nucleación intensa, y favorecer la eliminación de finos y ultrafinos por aglomeración. Esto se hace posible esencialmente por:

- Elevando el perfil de temperatura en los precipitadores unos grados hasta que disminuya la nucleación.

- Aumentando el grado de aglomeración, si es necesario.

Hay que evitar que ocurran las condiciones explosivas de nucleación, pero se debe mantener una cantidad mínima de nucleación por tres razones:

- Primeramente, se tienen que crear partículas nuevas para compensar las que han salido del circuito con el producto y mantener condiciones granulométricas estables.

- En segundo lugar, al dejar en el circuito una cierta proporción de partículas muy finas y de ultrafinos, la superficie de semilla disponible en él reduce el riesgo de nucleación explosiva.

- En tercer lugar tenemos que estos finos y ultrafinos constituyen un excelente material de cementación en la fase de aglomeración y en su ausencia los agregados que se obtengan podrían ser muy frágiles

#### **2.4.2.2 Aglomeración**

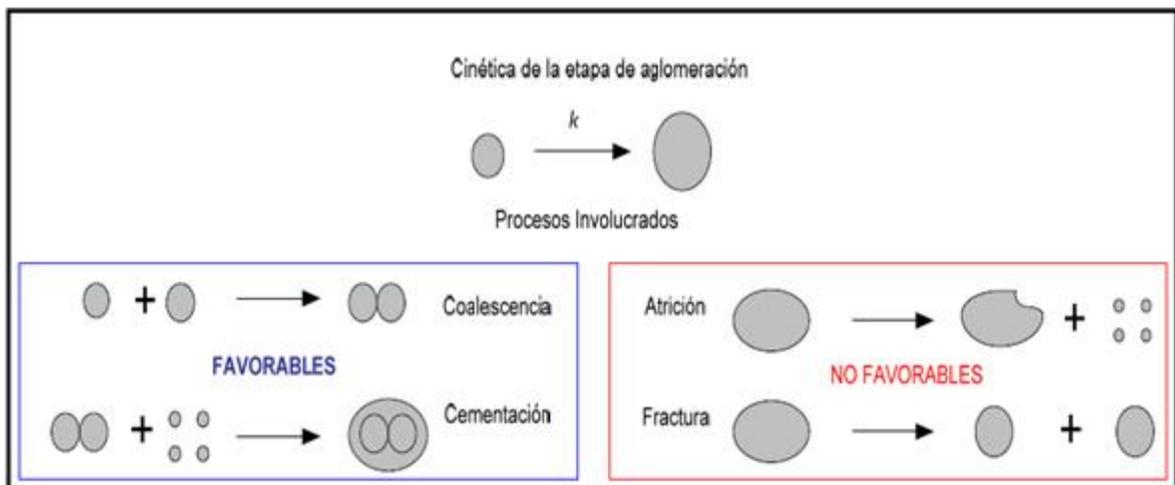
La aglomeración es un proceso en el cual dos partículas se unen y precipitan juntas como una sola partícula robusta<sup>[5]</sup>. Los aglomerados se forman en dos pasos: primero se forman agregados débiles, y luego, por deposición del hidrato se van haciendo más rígidos. La fase de aglomeración de la semilla fina ocurre al comienzo de la etapa de precipitación, donde se tienen las más altas temperaturas dentro del circuito. Esta condición caliente inhibe en cierto grado la formación de finos, porque las altas temperaturas mantienen la solubilidad del licor.

En la industria de la alúmina la aglomeración se lleva a cabo dentro de tanques agitados y se estudia de manera similar a una reacción química, sólo que en este caso, se verifica el aumento de tamaño de partículas en vez del grado de conversión o formación de una especie. Similarmente a una reacción, la aglomeración ocurre en varios pasos según el equipo en donde ocurra; en el caso de tanques agitados, los pasos se explican a continuación<sup>[6]</sup>.

- En primer lugar es necesaria la humectación de las partículas finas con el líquido enlazante. Esta etapa ocurre más que todo cuando se utilizan agentes humectantes; dichos compuestos son altamente utilizados para la aglomeración de polímeros y plásticos. En el caso de la alúmina hidratada este líquido viene siendo el licor donde se encuentran las semillas suspendidas.
- Seguidamente, viene la formación de agregados o coalescencia. En este proceso ocurre el enlace de las partículas producto de la agitación del medio.

- Una vez formados, los agregados se fortalecen mediante la cementación. Este proceso consiste en la acumulación de partículas finas sobre la superficie de los cristales; en un principio, esta deposición sirve para fortalecer los aglomerados. Posteriormente, ocasiona un aumento en el tamaño de la partícula, y pasa a llamarse crecimiento.

Los principales procesos que se dan dentro de un equipo aglomerador, y el efecto granulométrico de los mismos, se pueden apreciar en la figura 2.3<sup>[7]</sup>. En primer lugar, se presenta la aglomeración como una reacción química que tiene una constante de crecimiento  $k$ . Más abajo se presentan los principales procesos favorables para la aglomeración (resaltados en color azul); y aquellos procesos que no la favorecen (en color rojo).



**Figura 2.3.** Principales procesos dentro de un aglomerador.<sup>[6]</sup>

Para evaluar el desempeño de la etapa de aglomeración se utilizan varios parámetros de calidad, entre los cuales se encuentran las curvas de granulometría acumulativa y el índice de aglomeración. Este último no es más que una especie de eficiencia que cuantifica de manera porcentual la disminución de partículas menores a  $45 \mu\text{m}$  durante la fase.

El índice de aglomeración óptimo es de aproximadamente de 50%. Porcentajes inferiores indican poca aglomeración de la semilla y puede estar comprometida la granulometría del producto; tampoco se desean porcentajes superiores al 75% porque los aglomerados que se forman son débiles y pueden fracturarse en los procesos aguas abajo<sup>[3]</sup>.

La ecuación empleada en Bauxilum para el cálculo de este índice es la siguiente:

$$A_g = \frac{I - A}{I} \times 100 \quad (\text{Ec. 2.7})$$

Donde:

Ag: índice de aglomeración (%)

I: porcentaje de semilla con un tamaño de partículas menor a 45  $\mu\text{m}$  (%)

A: porcentaje del producto de aglomeración con un tamaño de partículas menor a 45  $\mu\text{m}$  (%)

El control de la proporción de finos y la consistencia de los cristales durante la fase de aglomeración se hace posible:

1. No permitiendo la generación de demasiadas partículas finas nuevas por nucleación, lo cual surge como resultado de una temperatura suficientemente alta, o de una superficie suficientemente grande de semilla, por volumen unitario de licor.

2. Permitiendo que las partículas finas formen conglomerados grandes, lo cual es favorecido por: temperaturas altas, debido esencialmente a la acción de éstas sobre la velocidad de precipitación y sobre la cementación de los agregados (ver punto 3 siguiente); y la aplicación de una carga de semilla que recoja las partículas finas del circuito.

3. Asegurando la cementación de los conglomerados de partículas un poco sueltas para formar conglomerados firmes por deposición de hidrato. Para ello se necesita una cantidad suficiente de cemento, lo que significa: un tiempo suficiente de

residencia, y una alta sobresaturación del licor, favorecida por temperaturas más bajas y por menores relaciones molares cáustica/alúmina, y concentraciones de  $\text{Na}_2\text{O}$  en el licor. Mayor carga de semilla y mayor velocidad de precipitación beneficiada por temperaturas mayores.

Por otra parte, la calidad de la cementación es mejor si se puede aplicar más cemento por unidad de área, lo cual quiere decir que desde este punto de vista, se tiene que preferir que la carga de semilla sea baja.

Temperaturas más altas del licor significan mayores velocidades específicas de precipitación (velocidad de crecimiento del hidrato,  $\text{g/L Al}_2\text{O}_3$  precipitada/ $\text{m}^2$  área de semilla/h), las cuales a su vez favorecen la aglomeración, pero incrementan la inclusión de soda cáustica en el hidrato. Como se explicó previamente, durante la aglomeración, los aumentos de temperatura reducen la nucleación, incrementan el grado de aglomeración y favorecen la velocidad de precipitación, pero influyen negativamente sobre la sobresaturación, lo cual se podría compensar reduciendo la relación molar. Es decir, la influencia global de temperaturas mayores es favorable a la aglomeración de las partículas. En efecto, las partículas de hidrato en la suspensión de precipitación muestran una tendencia hacia *afinamiento* (es decir, el aumento de la fracción de partículas menores de  $45 \mu\text{m}$  u otras subfracciones en la suspensión de precipitación), la acción más inmediata que se puede emprender para promover el engrosamiento es elevar la temperatura al inicio de los trenes de precipitación.

Los otros factores esenciales que intervienen en la fase de aglomeración tienen que ver con la cantidad y la finura de la semilla. Primero que todo hay que dejar en claro que sólo se pueden aglomerar las partículas más finas. El tamaño hasta el que se pueden aglomerar las partículas depende mucho de las condiciones de operación, intensidad de la agitación, las impurezas, la temperatura y la concentración, entre

otras; pero el límite dimensional de las partículas suele estar en el rango de 5 a 20  $\mu\text{m}$ .<sup>[5]</sup>

Si se supone que las partículas que forman la semilla fina son lo suficientemente finas, su aglomeración parece estar influenciada esencialmente por la calidad de la cementación de los agregados, es decir, por una carga de semilla relativamente baja.

En caso de que haya una tendencia hacia el afinamiento, es posible aumentar el grado de aglomeración y conseguir así el engrosamiento del circuito.

Es posible conseguir un tamaño satisfactorio de las partículas de hidrato en el circuito, con una semilla fina relativamente fina, utilizando un grado de aglomeración relativamente alto (mayor a 35 %); sin embargo, de la experiencia en la Refinería de Alúmina de Gove (Australia), se sabe que el producto así obtenido sería mecánicamente menos resistente.

Por otra parte, es posible también trabajar en un circuito de partículas muy gruesas que proporcione una semilla fina con una población de partículas menores de 45  $\mu\text{m}$ , mayor del 15%. Pero la superficie total de semilla, para la misma carga de ésta, es reducida lo cual significa una disminución de la productividad y un riesgo de nucleación. Porque ésta provocaría la formación de partículas más finas y menos resistentes.

Cuando en el circuito se muestre una tendencia marcada hacia el afinamiento, se deben tomar ciertas medidas que tiendan a beneficiar la aglomeración; a saber:

- Aumentar la temperatura
- Disminuir la carga de semilla fina

- Aumentar el tiempo de residencia
- Mejorar el lavado de semilla fina
- Bajar la fracción molar cáustica

Por otra parte, cuando las partículas dentro del circuito se están engrosando demasiado se pueden tomar las medidas opuestas a las mencionadas previamente.

Rompimiento y atrición: la fragmentación de los agregados relativamente frágiles que se forman en la fase de aglomeración tienen una influencia importante sobre el proceso de aglomeración, debido a que:

- Limitan el tamaño de los agregados que pueden ser considerados lo suficientemente resistentes a los choques
- Restringen en consecuencia el tamaño de las partículas capaces de formar aglomerados

Como ya se mencionó, el cementado insuficiente (con bajo índice de cementación) y la escasez de material muy fino que permita mejorar la calidad de la cementación, puede hacer que los agregados que se forman en la aglomeración se desintegren completamente. El resultado es pues una pérdida aparente de aglomeración que tiene que ser contrarrestada reduciendo la carga de semilla si el índice de cementación es muy bajo o mejorando la nucleación.

Los agregados que se forman en la etapa de aglomeración reciben otra envoltura de hidrato en la etapa de crecimiento, lo cual los hace más fuertes y menos sensibles a las fracturas en los últimos precipitadores y en operaciones subsiguientes del proceso. En consecuencia, la resistencia mecánica del producto final depende mucho de las condiciones de aglomeración.

En todo proceso de precipitación hay atrición, la cual es difícil de evaluar de manera precisa. Y es además responsable de la formación de partículas finas nuevas y de la conformación de las más grandes, de forma tal que la superficie externa de las partículas de alúmina quede relativamente lisa y menos expuesta a generar polvo en manejo posterior.<sup>[5]</sup>

#### **2.4.2.3 Crecimiento**

La etapa de crecimiento es donde se incrementa el tamaño de partícula de los agregados. Esto ocurre gracias a la deposición de hidrato en la superficie de los cristales. Este hidrato se genera mediante nucleación secundaria y, la velocidad con que lo hace es definida por la temperatura; ya que las pérdidas de calor provocan la disminución de la solubilidad del licor, la cual a su vez sirve como fuerza impulsora para la precipitación de hidrato.

Esta fase sigue a la de aglomeración y su propósito principal es llevar la productividad al máximo. Se lleva a cabo de un modo tal que aumenta la productividad al máximo a la vez que se evita la nucleación excesiva. El aumento de la productividad se consigue:

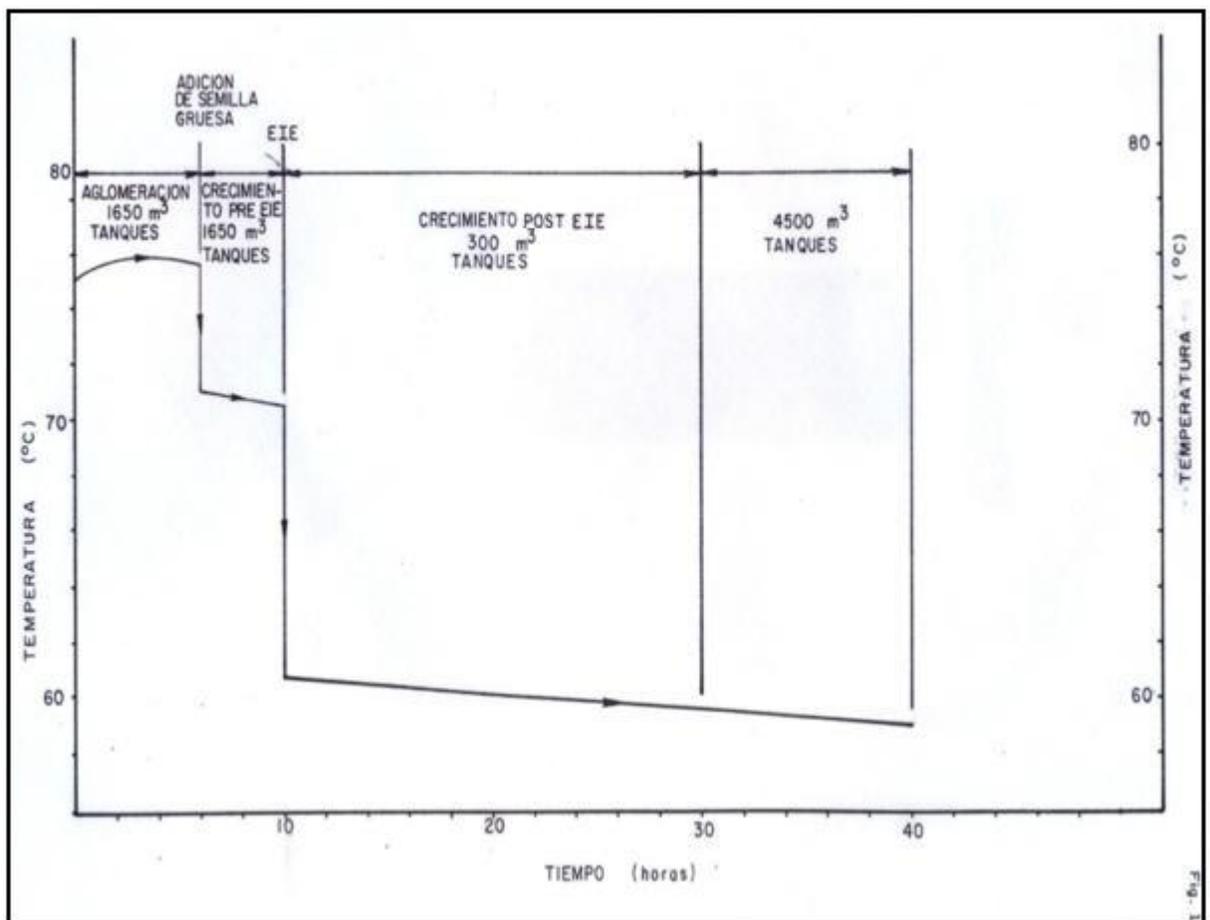
- Haciendo máxima la adición de semilla gruesa
- Aumentando el tiempo de residencia
- Optimizando el perfil de temperatura

#### **2.4.3 Perfil de precipitación**

De pruebas de precipitación en laboratorio efectuadas tanto en Interalúmina como en Alusuisse<sup>[5]</sup>, se pudo predecir en forma aproximada cuáles eran los perfiles

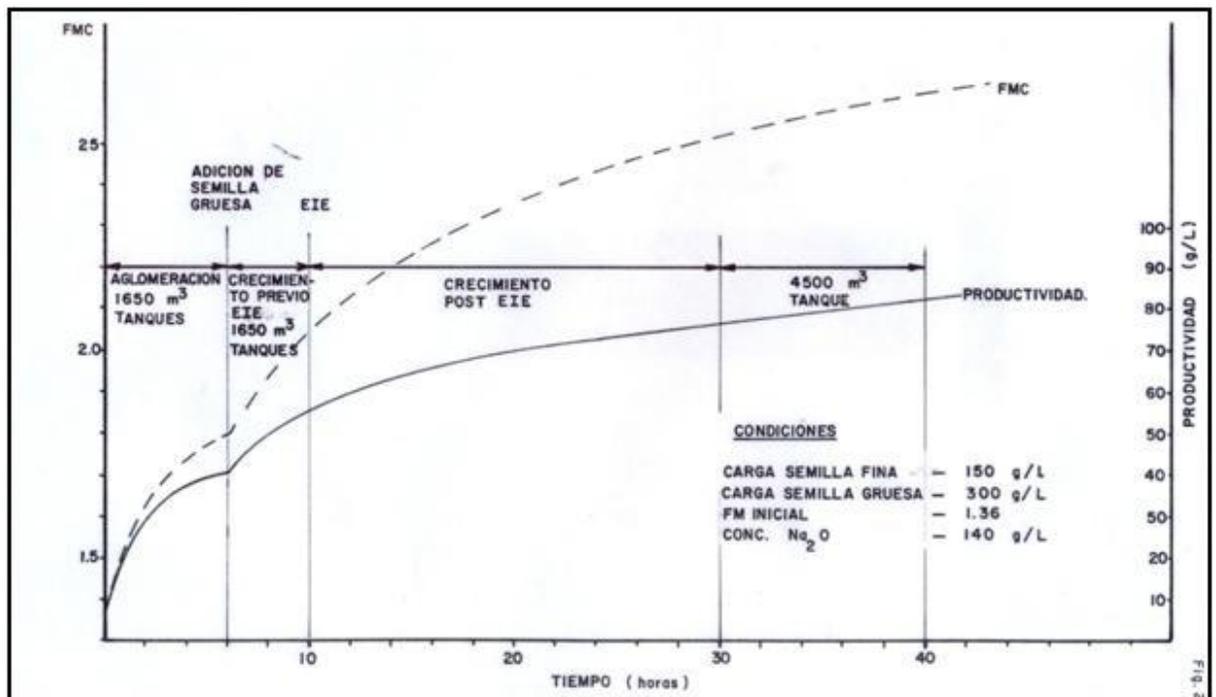
de temperatura y precipitación de hidrato. Esto se muestra en las figuras 2.4 y 2.5, respectivamente.

En la figura 2.4 se puede apreciar que el perfil de temperatura en su primera parte presenta un pequeño aumento debido a que la emisión de calor producido por la precipitación exotérmica sobrepasa el enfriamiento por disipación de calor a través de las paredes del tanque. La segunda parte del perfil muestra el efecto del enfriamiento interetapa, y en la tercera parte se evidencia el enfriamiento por efecto de la transferencia de calor en dichas paredes.



**Figura 2.4.** Perfil de temperatura típico previsto para Interálumina.<sup>[5]</sup>

En la figura 2.5 se puede apreciar el aporte a la precipitación de hidrato, tanto desde el punto de vista de fracción molar como el de productividad, en los diferentes equipos y tanques disponibles.



**Figura 2.5.** Perfil típico de fracción molar cáustica y de productividad previsto para Interalumina.<sup>[5]</sup>

#### 2.4.4 Resistencia de las partículas

La resistencia mecánica de las partículas de hidrato y de alúmina se expresa mediante el denominado índice de atrición, el cual es la medición cuantitativa de la capacidad de las partículas para resistir el rompimiento o la atrición, de acuerdo a un procedimiento estándar.

En el método estándar para determinar el índice de atrición en el laboratorio se usa un lecho fluidizado, sometiendo un material muestra a condiciones de atrición. Entonces se toma como índice de atrición a la relación de reducción de la fracción más gruesa de 45  $\mu\text{m}$  en la prueba de atrición. Por lo tanto, mientras el índice de atrición sea menor, la partícula de material es más fuerte.<sup>[5]</sup>

Hidrato: la determinación del índice de atrición del hidrato en el proceso de precipitación puede dar una idea de la solidez de los agregados. Por lo cual, el hidrato en la aglomeración y cementado insuficientemente mostrará un índice elevado de atrición. Un hidrato de aglomeración bien cementado debe tener un índice de atrición del 10%.<sup>[5]</sup>

Durante la fase de crecimiento las partículas de hidrato reciben un revestimiento que las fortalece y entonces el índice de atrición del hidrato producido puede estar en el orden del 2%.

La ecuación empleada en Bauxilum para el cálculo del índice de atrición es la siguiente:

$$I_A = \frac{X - Y}{100 - Y} \times 100 \quad (\text{Ec. 2.8})$$

$$X = \frac{A + B}{C} \times 100 \quad (\text{Ec. 2.9})$$

Donde:

- X: % <45 mm después del análisis + % de fracción de polvo (partículas menores de 2  $\mu\text{m}$ ), (%)
- Y: % <45  $\mu\text{m}$  antes del análisis

- A: fracción <math><45\ \mu\text{m}</math> después del análisis (g)
- B: fracción de polvo (g)
- C: masa de la muestra principal después del análisis (g)

Alúmina: el índice de atrición de la alúmina calcinada, suponiendo una granulometría satisfactoria, depende mucho de la estructura de las partículas. El índice de atrición de una alúmina arenosa constituida por agregados esféricos bien cementados es por lo general menor del 20%. Esto es lo que se ha estado consiguiendo en Interálumina antes de la aplicación del proceso de precipitación de Alusuisse, y lo que se debería conseguir después.<sup>[5]</sup>

Por otra parte, si la alúmina arenosa está formada por monocristales o por muchos agregados de forma irregular, se puede observar índices de atrición superiores al 30%; lo mismo si los agregados se obtienen de una semilla demasiado fina.

El examen microscópico de las partículas de hidrato y de alúmina puede suministrar información útil sobre su calidad mecánica y sobre los mecanismos que contribuyeron a su formación.

Comportamiento de la alúmina en los calcinadores: en la calcinación habrá más o menos fraccionamiento, dependiendo del tipo de calcinador. A este respecto, las altas velocidades que se consiguen en los calcinadores de lecho fluidizado en comparación con los hornos rotatorios, favorecen el fraccionamiento de las partículas. Otro elemento que influye en el fraccionamiento y en la atrición en los hornos de calcinación es la densidad del lecho (que es mayor en los hornos rotatorios que en los calcinadores de lecho fluidizado).

También se ha observado que el aumento rápido de temperatura que se consigue en los calcinadores de lecho fluidizado tiene un efecto de fortalecimiento de las partículas.

## **2.5 Circuito de precipitación (Área 41)**

El circuito de precipitación fue el área donde se desarrolló el proyecto. En esta sección se hablará de los principales equipos que se encuentran en esta área y la forma en que está relacionada con el proceso productivo.

### **2.5.1 Equipos**

El circuito de precipitación es la etapa donde se separa la alúmina disuelta del LM. Para tal fin, la planta cuenta con dos líneas de producción (denominadas etapa I y etapa II), donde cada una puede procesar entre 1.200-1.500 m<sup>3</sup> de licor madre por hora [5]. A continuación se presenta una lista de los principales equipos que componen el circuito de precipitación:

- Doce tanques precipitadores de 1.650 m<sup>3</sup> con agitadores de tiro inducido, para cada línea de producción (T-41-2 al 13)
- Un tanque de almacenamiento de licor de limpieza o licor agotado (T-41-1) en ambas líneas
- Quince precipitadores de 3000 m<sup>3</sup> (T-41-14, 15 al 28), para cada línea de producción
- Diez precipitadores de 4500 m<sup>3</sup> (T-41-219 al 228), comunes de ambas líneas
- Seis bombas de alimentación a clasificación (P-41-203A/B/C/D/E/F)

- Tres recipientes de expansión (V-41-1,2,3), para cada línea de producción
- Tres condensadores barométricos primarios (V-41-4A/B/C)
- Tres condensadores barométricos secundarios (V-41-5A/B/C)
- Tres condensadores barométricos terciarios (V-41-6A/B/C)

La nomenclatura utilizada en esta lista corresponde a los equipos pertenecientes a la etapa I. Aquellos que se encuentran en la etapa II son iguales en número y especificaciones, y siguen la misma nomenclatura, sólo que se coloca un número uno después del número que denota el área a la cual pertenece el equipo.

En la figura 2.6 se muestran los tanques precipitadores de 1650 m<sup>3</sup> que pertenecen al área 41. Se puede apreciar que estos tanques están abiertos a la atmósfera y que poseen estructuras que soportan los agitadores de tiro inducido desde la parte superior del tanque. También se observan las plataformas desde donde el personal puede observar *in situ* el estado del licor que se tiene en proceso.



**Figura 2.6.** Tanques pertenecientes al circuito de precipitación

### 2.5.2 Funcionamiento del circuito de precipitación

Para la precipitación de hidrato se utiliza el método de sembrado. Este método consiste en añadir una determinada cantidad de partículas a una suspensión sobresaturada, de forma tal que su presencia promueva la precipitación de partículas análogas. Para entender el proceso de precipitación que ocurre en el área 41, se utilizará como apoyo el anexo A. Allí se presenta un diagrama del área 41 y los equipos asociados a la misma.

En primer lugar, se tiene un licor madre proveniente del área 39 que viene sobresaturado de aluminato de sodio (120% de sobresaturación). La corriente se divide en dos, el 80% se envía al área 41 y el restante pasa al área 55. Esta última fracción se envía para formar la suspensión de semillas finas (SSF), que luego es mezclada con el LMD en el primer tanque Precipitador del circuito (tanque T-41-2). Luego de 6 horas de residencia y concluida la fase de aglomeración, el 40% de la suspensión, ahora denominada suspensión de aglomeración (SPA), pasa al área 58 para formar la suspensión de semillas gruesas (SSG). Luego esta corriente es mezclada con la SPA en el primer tanque de la etapa de crecimiento I (T-41-9). La etapa de crecimiento I incluye los últimos cuatro tanques de 1650 m<sup>3</sup> del T-41-9 al T-41-12. Una vez que la suspensión abandona el tanque T-41-12, es dividida en tres; cada corriente ingresa a un recipiente de expansión barométrico. En este equipo se disminuye la temperatura en aproximadamente 8-10°C, y por ende, aumenta la sobresaturación del licor mencionada anteriormente.

Luego la suspensión entra a los tanques precipitadores de 3000 m<sup>3</sup>, y posteriormente ingresa a los tanques comunes de 4500 m<sup>3</sup>. Al finalizar el recorrido por los tanques comunes, se obtiene la suspensión del último Precipitador (SUP), que pasa a las posteriores etapas de la planta.

En resumen, se tiene que la precipitación ocurre gracias a un método de doble sembrado (SSF en aglomeración y SSG en crecimiento). Esta modalidad de producción fue desarrollada en 1970 por la empresa suiza Alusuisse<sup>[5]</sup>, y combina las tendencias de producción de alúmina, que existían para aquel entonces. Anteriormente había dos, en una se maximizaba la productividad del licor, pero la alúmina obtenida era muy fina y poco favorable para la producción de aluminato primario; en la otra se producía alúmina gruesa pero la productividad del licor era muy baja. El doble sembrado nació de la fusión de ambas tendencias, y permite obtener un producto grueso gracias a la aglomeración de las semillas finas; así como también maximizar la productividad del LMD con la adición de semillas gruesas. <sup>[5]</sup>

## **2.6 intercambiadores de calor para suspensiones sólidas**

En la industria existe una gran variedad equipos para la transferencia de calor, pero sólo algunos de ellos trabajan con suspensiones de sólidos, debido al alto grado de corrosión e incrustaciones que éstas representan. En esta sección del proyecto se presentarán las clases de intercambiadores que manejan dichas suspensiones.

### **2.6.1 Intercambiador de calor de placas**

Los intercambiadores de calor tipo placa consisten de un número de canales de flujo paralelos, formados por placas metálicas adyacentes que son soldadas o separadas mediante juntas alrededor del perímetro de cada placa. Las placas pueden ser fabricadas por una variedad de metales, pero típicamente son hechas de acero inoxidable. El proceso de fabricación consiste en darles a las placas una forma corrugada que es diferente para cada tipo de placa y depende de cada fabricante. Las corrugaciones (algunas veces llamadas *ribs* o *chevrons*) incrementan la mezcla de corriente de flujo, a la vez que proporcionan fuerza y soporte a la placa. Los

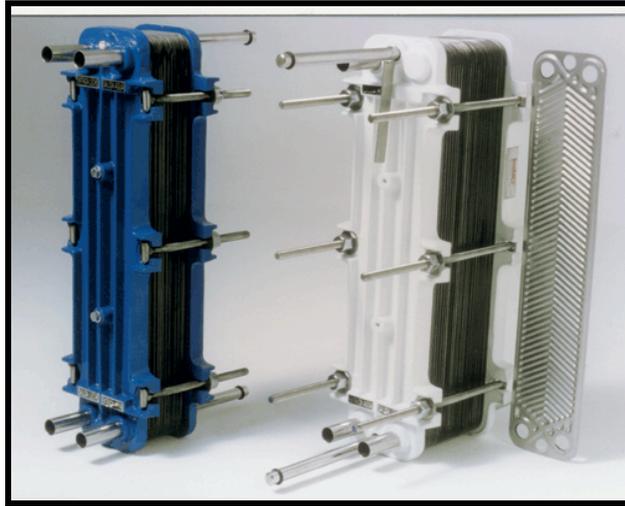
intercambiadores de calor de placa (también llamadas *PHE*, por sus iniciales en inglés) pueden ser diseñados por contraflujo verdadero, debido a que las corrientes de flujo caliente y frío pasan a través de canales adyacentes a lo largo de toda la longitud del intercambiador. Este diseño permite temperaturas aproximadas más cercanas de lo que es posible con intercambiadores de tubo y coraza convencionales.<sup>[7]</sup>

Las principales ventajas de los intercambiadores PHE son su tamaño compacto y alta efectividad de transferencia de calor que permiten un número reducido de unidades, menos espacio y, para plataformas costa afuera, un peso reducido. Son especialmente atractivos en costo debido a que el intercambiador de tubo y coraza equivalente requeriría tubos o corazas con aleación. Los principales diseños de los intercambiadores de calor PHE son: placas soldadas y armadura con juntas, y placa parcial o completamente soldada. El material de construcción recomendado como mínimo para todos los tipos de PHE con juntas y PHE soldados, es el acero tipo 304. Los PHE operan actualmente en servicios líquido-líquido tales como lazos de recuperación de calor, enfriadores y calentadores de procesos químicos, aplicaciones en plataformas petroleras, y enfriadores de agua de mar.<sup>[8]</sup>

#### **a.- Intercambiador de placas y armadura con juntas**

En este tipo de intercambiador las placas son envueltas todas juntas por una carcasa externa con barras de unión que proveen un sellado uniforme de la placa con las juntas. Las placas tienen entre 0,02 a 0,04 pulgadas (0,6 a 1 mm) de espesor y el canal de flujo entre las placas desde 1,27 hasta 6,35 mm. Los intercambiadores de placa y armadura tienen áreas de superficie de transferencia de calor que varían entre los 0,5 y 1.21 m<sup>2</sup>. Los límites de temperatura y presión máximos en equipos PHE con juntas son aproximadamente 450 °F y 350 psia [230 °C y 2400 kPa(a)], respectivamente.<sup>[7]</sup>

El uso de intercambiadores de calor de placa y armadura en servicios que contienen partículas está limitado por el tamaño físico de las partículas que pueden fluir entre las placas. Intercambiadores de calor tipo placa y armadura y de espacio o área seccional transversal anchos, son fabricados por Mueller en los Estados Unidos, GEA en Alemania, Alfa-Laval en los Estados Unidos y Suecia, y Barriquand en Francia, para solucionar el problema de incrustaciones de partículas grandes. Estos intercambiadores operan con partículas de hasta 12 mm de diámetro, mediante el uso de juntas de mayor espesor para la separación de las placas y contacto reducido entre las placas. Estas juntas reducen la presión y temperatura máximas de diseño de estos intercambiadores, por debajo de aquellas correspondientes a un intercambiador de calor tipo placa y armadura típico<sup>[7]</sup>. En la figura 2.7 se muestra una fotografía de este tipo de intercambiador. Las placas se sitúan entre una placa de bastidor y una placa de presión que mediante unos pernos de apriete, comprimen las mismas<sup>[9]</sup>. Cada placa lleva una junta periférica que sella los canales y dirige el fluido alternativamente entre las placas. El número de placas se determina en función de los caudales, propiedades físicas de los fluidos, pérdidas de carga admisibles y programa de temperaturas. Dichas placas suelen tener un corrugado que facilita la formación de turbulencias y soporta la presión diferencial que se produce. La placa de presión y el resto de las placas se encuentran suspendidas en una barra soporte, situada en la parte superior, y centradas por una barra guía inferior. Ambas barras se fijan a una columna soporte.



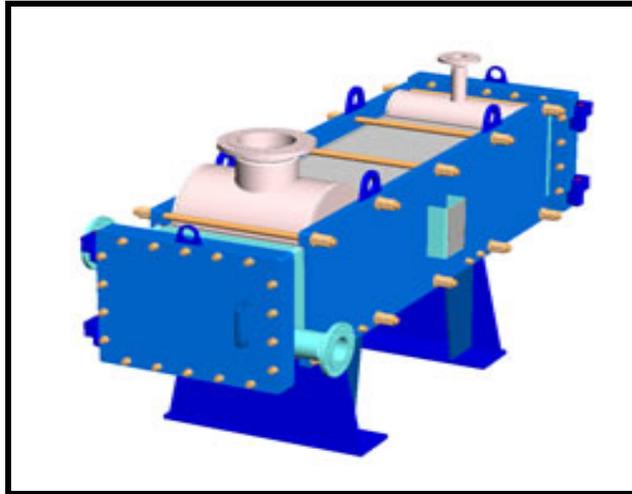
**Figura 2.7.** Intercambiador de calor de placas y armaduras con juntas (Alfa Laval).<sup>[9]</sup>

#### **b.- Intercambiador de calor de placa parcial o completamente soldada**

Un desarrollo innovador en el intercambiador de placa y armadura con juntas, es el intercambiador de placa parcial o totalmente soldada. Las juntas en uno o ambos lados de la placa son reemplazadas por una soldadura en este tipo de intercambiadores. El PHE parcialmente soldado es soportado por una carcasa similar a la del PHE con juntas, pero el de tipo completamente soldado puede no estar en una carcasa dependiendo del tipo y fabricante. En la figura 2.8 se puede apreciar un intercambiador de calor de placas soldadas.

Los canales soldados del intercambiador pueden contener fluidos más corrosivos o fluidos a temperaturas y presiones mayores que en los intercambiadores con juntas. La construcción del intercambiador de placa soldada reduce ampliamente la posibilidad de un ensamblaje incorrecto e incrementa la resistencia al fuego de la unidad. La desventaja del intercambiador PHE soldado convencional es que no puede ser limpiado mecánicamente debido a que los canales de flujo son sellados. La tecnología basada en placa totalmente soldada para estos intercambiadores ha logrado

incrementar los límites de presión y temperatura de la aplicación, por encima de los 500 °F y 500 psia [260 °C y 3.450 kPa(a)], respectivamente.<sup>[7]</sup>



**Figura 2.8.** Intercambiador de calor de placas soldadas (Barriquand).<sup>[10]</sup>

### 2.6.2 Intercambiador de calor de espiral (SHE)

El intercambiador de calor tipo SHE se forma enrollando dos tiras de placa con dos montantes separadores soldados en ellas, para darles forma de muelle o espiral de reloj. Esto da lugar a la formación de dos canales que se sellan en un extremo del SHE soldando una barra a las placas; los canales de los fluidos caliente y frío se sellan en extremos opuestos del SHE. Posteriormente se forma un único canal de flujo rectangular para cada fluido, produciendo velocidades rasantes muy elevadas, comparables con los diseños tubulares. También se proporcionan cubiertas retiradas en cada extremo, para acceso y limpieza de toda superficie de transmisión de calor. El flujo de circulación es en contracorriente.

Dado que en un intercambiador SHE no existen espacios muertos, el flujo helicoidal combina la capacidad de arrastre de cualquier sólido con la generación de elevadas turbulencias, originando un paso de flujo limpiador. En las espirales no se

observan problemas de expansión térmica. Dado que el centro de la unidad no está fijo, puede rotar para liberar tensiones. Pueden fabricarse en cualquier material capaz de admitir soldadura y trabajar en frío.<sup>[7]</sup>

El espaciado entre canales puede ser diferente en cada lado, para ajustar las velocidades de flujo y las caídas de presión de diseño del proceso. Los montantes separadores se ajustan también en su inclinación para adaptarse a las características del fluido.

A medida de que las placas en espiral se enrollan hacia afuera, el espesor de la placa aumenta desde un mínimo de 2 mm hasta un máximo de 10 mm, según la presión requerida. Esto significa que la separación de los dos fluidos se mantiene con un material relativamente grueso, en comparación con los intercambiadores convencionales de tubos. También es un requisito el cumplimiento de los códigos de recipientes a presión.

La aplicación más relevante de los SHE es empleada en suspensiones. El canal rectangular proporciona mayor turbulencia para limpiar la superficie de los bloques y no causa problemas de distribución, los cuales están asociados a otros tipos de intercambiadores. Una restricción localizada origina un aumento de la velocidad, lo que ayuda a mantener un flujo libre de la unidad. Sólo las fibras que son largas y viscosas causan en los SHE un bloqueo que no puede ser limpiada por sí mismo.

Como medida antisuciedad, los SHE se recubren con un revestimiento fenólico, que proporciona también cierto grado de protección contra la corrosión, pero no lo garantiza, debido a la formación de pequeños poros durante el proceso de revestimiento. En la figura 2.9 se muestra un intercambiador tipo espiral.



**Figura 2.9.** Intercambiador de calor de espiral (Alfa Laval).<sup>[9]</sup>

Existen tres tipos de intercambiadores SHE para diferentes aplicaciones<sup>[7]</sup>:

**Tipo I:** es el modelo de flujo espiral-espiral, ya que se usa para todo servicio de calentamiento y enfriamiento, y puede acomodarse a temperaturas cruzadas, tales como servicios pobre/rico en una unidad. Las cubiertas extraíbles, en cada extremo, permiten el acceso a un lado a la vez, para realizar el mantenimiento de cada lado del fluido, no debiendo retirarse nunca una cubierta con un lado a presión, ya que la unidad se empotraría como una capa plegable.

**Tipo II:** son las unidades de diseño tipo condensador o rehervidor. En uno de los lados presentan flujo espiral y en el otro flujo cruzado. Estos intercambiadores SHE permiten diseños muy estables para servicios de condensación a vacío y de rehervidor. Un SHE puede ser dotado con conexiones especiales para aplicaciones de tipo condensador-venteo con reflujo. Los montados verticalmente se emplean directamente sobre una columna o un tanque.

**Tipo III:** son una combinación de los tipos I y II, donde parte del flujo está en espiral y parte en flujo cruzado. Estos SHE pueden condensar y subenfriar en una unidad única.<sup>[7]</sup>

## 2.7 Balances de materia sin reacción química

Un proceso es cualquier operación o serie de operaciones que producen un cambio físico o químico en una sustancia o en una mezcla de sustancias. La sustancia que entra en un proceso se conoce como entrada o alimentación del proceso, y aquella que sale de él se llama salida o producto. Una unidad de proceso es aquella donde se lleva a cabo una de las operaciones que constituyen el proceso. Cada unidad del proceso está asociada con un conjunto de flujos de proceso de entrada y salida, que consisten en las sustancias que entran y salen de la unidad.

Los balances de materia sin reacción química tienen su campo de aplicación en las operaciones unitarias, las cuales son aquellas que se caracterizan porque los materiales no sufren cambios químicos, aunque sí cambios físicos.<sup>[11]</sup>

### 2.7.1 Ecuación general de balance de materia

La ecuación general de balance de materia se fundamenta en el principio de conservación de la misma y se puede representar para un sistema en particular, por medio de la siguiente ecuación general:

$$\text{Masa acumulada en el sistema} = \text{Masa de entrada} - \text{Masa de salida} + \text{Masa generada} - \text{Masa consumida} \quad (\text{Ec. } .10)$$

En la ecuación 2.10, la cual que puede ser modificada según sea el caso en particular, por ejemplo, si el sistema opera en régimen permanente o estado estacionario, no hay acumulación de materia; entonces queda de la siguiente forma:

$$\text{Masa de entrada} + \text{Masa generada} = \text{Masa de salida} + \text{Masa consumida} \quad (\text{Ec. 2.11})$$

Ahora si además no ocurren reacciones químicas (generación nula de masa) en el sistema, la ecuación 2.11 se reduce a:

$$\text{Masa de entrada} = \text{Masa de salida} \quad (\text{Ec. 2.12})$$

Es importante establecer los límites del sistema o del equipo en particular donde se realizarán balances, para establecer así los diferentes flujos que entran y salen del mismo.<sup>[12]</sup>

## 2.8 Energía

Se perciba o no, la energía es parte importante en la mayoría de los aspectos cotidianos; por ejemplo, la calidad de vida y su sostenimiento dependen de la disponibilidad de energía. Algunas de las numerosas formas de la energía son: térmica, mecánica, eléctrica, química, nuclear, incluso la masa puede ser considerada una forma de energía. Ésta se puede transferir hacia o desde un sistema cerrado (una masa fija) en dos formas distintas: calor y trabajo. Para volúmenes de control, la energía se puede transferir por un flujo de masa. Una transferencia de energía hacia o desde un sistema cerrado es calor si la provoca una diferencia de temperatura. De lo contrario es trabajo, y lo origina una fuerza que actúa a través de una distancia.

La suma de la energía térmica, mecánica, potencial, eléctrica, magnética, química y nuclear, conforma la energía total  $E$  de un sistema, la cual se puede expresar como energía específica (o por unidad de masa  $m$ ) según la siguiente ecuación<sup>[13]</sup>:

$$e = \frac{E}{m} \quad (\text{Ec. 2.13})$$

La termodinámica no proporciona información acerca del valor absoluto de la energía total, sólo trata con el cambio de ésta. Así, a la energía total de un sistema se le puede asignar un valor de cero ( $E=0$ ) en algún punto conveniente. El cambio de energía total de un sistema es independiente del punto de referencia seleccionado. En el análisis termodinámico, con frecuencia es útil considerar dos grupos para las diversas formas de energía que conforman la energía total de un sistema: macroscópicas y microscópicas. Las formas macroscópicas de energía son las que posee un sistema como un todo en relación a cierto marco de referencia exterior, como las energías cinética y potencial. Las formas microscópicas de energía son las que se relacionan con la estructura molecular de un sistema y el grado de la actividad molecular, y son independientes de los marcos de referencia externo. La suma de todas las formas microscópicas de energía se denomina energía interna de un sistema, y se denota mediante “ $u$ ”.<sup>[13]</sup>

### 2.8.1 Mecanismos de transferencia de energía

La energía se puede transferir hacia o desde un sistema en tres formas: calor, trabajo y flujo másico. Las interacciones de energía se reconocen en las fronteras del sistema cuando lo cruzan, y representan la energía que gana o pierde un sistema durante un proceso. Las únicas dos formas de interacción de la energía relacionadas con una masa fija o sistema cerrado son las transferencia de calor y de trabajo.

- **Transferencia de calor (Q):** la transferencia de calor hacia un sistema (ganancia de calor) incrementa la energía de las moléculas, y por lo tanto la del sistema disminuye (pérdida de calor), ya que la energía transferida como calor viene de la energía de las moléculas de un sistema. Los mecanismos de transferencia de calor son<sup>[13]</sup>:

**1) Conducción:** es la transferencia de calor desde una región de alta temperatura a una región de temperatura más baja a través de comunicación molecular directa en el interior de un medio o entre medios en contacto físico directo sin flujo del medio material. Para cuantificar la facilidad con la que un medio en particular conduce el calor, se emplea la conductividad térmica ( $k$ ), la cual es una propiedad física de los materiales que mide su capacidad para conducir calor.

**2) Convección:** se caracteriza porque se produce por medio de un fluido (aire, agua) que transporta el calor entre zonas con diferentes temperaturas. La convección se produce únicamente por medio de materiales fluidos, los cuales al calentarse, aumentan de volumen y, por lo tanto, disminuyen su densidad y ascienden desplazando el fluido que se encuentra en la parte superior y que está a menor temperatura. Lo que se llama convección en sí, es el transporte de calor por medio de las corrientes ascendente y descendente del fluido. Sucede en dos formas, como son convección natural y forzada. En la primera el fluido circula alrededor de una fuente de calor, se vuelve menos denso y se eleva, entonces en los alrededores el fluido más frío se mueve para remplazarlo. Éste es calentado y el proceso continúa, formando la convección. La fuerza impulsora es la flotabilidad, como resultado de las diferencias en la densidad del fluido, cuando la gravedad o cualquier otro tipo de aceleración está presente en el sistema. La convección forzada en contraste, ocurre cuando bombas, ventiladores u otros mecanismos son usados para impulsar el fluido y crear una convección artificialmente inducida. Para calcular la convección se emplea el

coeficiente convectivo ( $h$ ), el cual no es una propiedad del material, depende de la geometría, fluido, temperatura, velocidad y otras características del sistema en el cual la convección ocurre.

**3) Radiación:** es la transferencia de calor a través de la radiación electromagnética. Fríos o calientes, todos los objetos emiten radiación a un índice igual a su emisividad multiplicada por la radiación que emitiría si fuera un  cuerpo negro. Para que la radiación ocurra no se necesita ningún medio; ésta incluso ocurre en vacío perfecto. La radiación presenta una diferencia fundamental respecto a la conducción y la convección: las sustancias que intercambian calor no tienen que estar en contacto, sino que pueden estar separadas por un vacío.<sup>[13]</sup>

- **Transferencia de trabajo (W):** una interacción de energía que no es causada por una diferencia de temperatura entre un sistema y sus alrededores es trabajo. La transferencia de trabajo a un sistema (es decir, el trabajo realizado sobre un sistema) incrementa la energía de éste, mientras que la transferencia de trabajo desde un sistema (el trabajo realizado sobre un sistema) la disminuye, puesto que la energía transferida como trabajo viene de la energía contenida en el sistema.<sup>[13]</sup>

- **Flujo másico (m):** el flujo másico que entra y sale del sistema funciona como un mecanismo adicional de transferencia de energía. Cuando entra masa a un sistema, la energía de éste aumenta debido a que la masa lleva consigo energía. De igual modo, cuando una cantidad de masa sale del sistema, la energía de éste disminuye porque esta masa que emerge lleva algo de energía consigo.<sup>[13]</sup>

### 2.8.2 Balance de energía en sistemas abiertos

A continuación se presenta la ecuación general para el balance de energía en un sistema abierto, en régimen permanente o estacionario.<sup>[13]</sup>

$$\Delta H + \Delta EC + \Delta EP = Q - W \quad (\text{Ec. 2.14})$$

Donde:

$$\Delta H = m \times (h_{\text{salida}} - h_{\text{entrada}}) \quad (\text{Ec. 2.15})$$

$$\Delta EC = \frac{1}{2} \times m \times (V_{\text{entrada}}^2 - V_{\text{salida}}^2) \quad (\text{Ec. 2.16})$$

$$\Delta EP = m \times g \times (Z_{\text{salida}} - Z_{\text{entrada}}) \quad (\text{Ec. 2.17})$$

Siendo:

- $\Delta H$  : cambio de entalpía (kj)
- $m$ : masa (kg)
- $h$  : entalpía específica (kj/kg)
- $\Delta EC$  : cambio de energía potencial (kj)
- $V$  : velocidad (m/s)
- $\Delta EP$  : cambio de energía potencial (kj)
- $z$  : altura (m)

Cuando los cambios en las energías cinética y potencial son cero (es decir,  $\Delta EC = \Delta EP = 0$ ), la ecuación 2.14 se reduce a<sup>[11]</sup>:

$$\Delta H = m \times (h_{\text{salida}} - h_{\text{entrada}}) = Q - W \quad (\text{Ec. 2.18})$$

## 2.9 Nociones básicas sobre bombeo

Las bombas son equipos mecánicos que sirven para elevar los líquidos y conducirlos de un lugar a otro, o lo que es lo mismo, comunicarles cierta cantidad de energía (carga) que les permita vencer la resistencia de las tuberías a la circulación, así como la carga que representa la diferencia de nivel entre el lugar de donde se toma el líquido y el lugar a donde se pretende llevar.

Los líquidos circulan del lugar de mayor energía al lugar de menor energía; el suministro de energía al líquido por parte de la bomba, tiene como objeto producir el gradiente o fuerza motriz necesaria para establecer la circulación y vencer las resistencias.<sup>[14]</sup>

### 2.9.1 Carga de bombeo

La carga de bombeo o carga dinámica total (TDH) es la carga total contra la cual debe operar una bomba, o sea, la energía por unidad de peso del líquido que debe suministrarle la bomba al mismo, para que pueda realizar el trabajo que se pretende.

Como es sabido, el movimiento del líquido a través de la tubería da origen a fricción, que resulta en una pérdida de energía; por consiguiente dicha fricción tiene que ser vencida por la bomba, además de la carga estática representada por la pérdida de nivel. En consecuencia, la carga dinámica total se obtiene sumando los cuatro factores siguientes:

- La diferencia de nivel, también denominada *carga por elevación*
- Las pérdidas de carga debido a la fricción en las tuberías y accesorios
- Las pérdidas de carga por velocidad.

- La carga a presión.<sup>[14]</sup>

La carga dinámica total es calculada en Bauxilum mediante la siguiente ecuación<sup>[15]</sup>:

$$TDH = h_f + h_p + h_g + \frac{V^2}{2g} \quad (\text{Ec. 2.19})$$

Donde:

TDH: carga dinámica total (m)

$h_f$ : pérdidas de carga debido a la fricción en las tuberías y accesorios (m)

$h_p$ : pérdidas de carga por presión estática o presión estática encontrada sobre la superficie de la suspensión en un tanque, recipiente, o equipo (m)

$h_g$ : pérdidas de carga debido a los cambios por elevación (m)

$v^2/2g$ : pérdidas de carga por velocidad (m)

### 2.9.1.1 Pérdidas de carga debido a la fricción en las tuberías y accesorios

Representan las pérdidas de energía como consecuencia de la resistencia que presentan las tuberías y accesorios a la circulación del líquido. En Bauxilum dichas pérdidas son calculadas mediante la ecuación siguiente:

$$h_f = \frac{v^2}{2g} \times f \times \left\{ \frac{L}{D_{\text{tubería}}} + \sum \frac{L}{D_{\text{accesorios}}} \right\} \quad (\text{Ec. 2.20})$$

Donde:

$h_f$ : pérdidas de carga debido a la fricción en las tuberías y accesorios (m)

$v$ : velocidad del fluido (m/s)

$g$ : aceleración de gravedad (=9,81 m/s<sup>2</sup>)

$f_1$ : factor de fricción

$L/D_{\text{tubería}}$ : longitud equivalente para las secciones rectas de tubería

$\sum L/D_{\text{accesorios}}$ : sumatoria de la longitud equivalente de cada uno de los accesorios del sistema de tubería de suspensión caliente.<sup>[15]</sup>

### 2.9.1.1.1 Número de Reynolds

Las investigaciones de Osborne Reynolds han demostrado que el régimen de flujo en tuberías, es decir, si es laminar, transición o turbulento, depende del diámetro de la tubería, de la densidad y la viscosidad del fluido, y de la velocidad del flujo. El valor numérico de una combinación adimensional de estas cuatro variables, conocido como el número de Reynolds, puede considerarse como la relación de las fuerzas dinámicas de la masa del fluido respecto a los esfuerzos de deformación ocasionados por la viscosidad. El número de Reynolds para el flujo de un fluido que circula dentro de un tubo cilíndrico es<sup>[16]</sup>:

$$Re = \frac{v \times D_i}{\nu} \quad \text{(Ec. 2.21)}$$

Donde:

$v$ : velocidad del fluido (m/s)

$D_i$ : diámetro interno de la tubería (m)

$\nu$ : viscosidad cinemática (c Stokes)

Para estudios técnicos, el régimen de flujo en tuberías se considera como laminar si el número de Reynolds es menor que 2.000 y turbulento si el número de Reynolds es superior a 4.000. Entre estos dos valores está la zona denominada “crítica” donde el régimen de flujo es impredecible, pudiendo ser laminar, turbulento o de transición, dependiendo de muchas condiciones con posibilidad de variación. La

experimentación cuidadosa ha determinado que la zona laminar puede acabar en números de Reynolds tan bajos como 1.200 o extenderse hasta los 40.000, pero estas condiciones no se presentan en la práctica.<sup>[16]</sup>

#### **2.9.1.1.2 Factor de fricción**

El factor de fricción  $f$  para condiciones de flujo laminar ( $Re < 2.000$ ) es función sólo del número de Reynolds; mientras que para el flujo turbulento ( $Re > 4.000$ ) es también función del tipo de pared de la tubería.

Para números de Reynolds superiores a 4000, las condiciones de flujo vuelven a ser más estables y se pueden establecer factores de rozamiento definitivos. Esto es importante, ya que permite al ingeniero determinar las características del flujo de cualquier fluido que se mueva por una tubería, suponiendo conocidas la viscosidad y la densidad en las condiciones de flujo.

Cuando el flujo es turbulento, el factor de fricción depende no sólo del número de Reynolds, sino también de la rugosidad relativa de las paredes de la tubería,  $\epsilon/d$ ; es decir, la rugosidad de las paredes de la tubería ( $\epsilon$ ) comparada con el diámetro de la misma ( $d$ ). Para tuberías muy lisas, como las de latón extruido o vidrio, el factor de fricción disminuye más rápidamente con el aumento del número de Reynolds, que para tuberías con paredes más rugosas. Como el tipo de la superficie interna de la tubería comercial es prácticamente independiente del diámetro, la rugosidad de las paredes tiene mayor efecto en el factor de fricción para diámetros pequeños. En consecuencia, las tuberías de pequeño diámetro se acercan a la condición de gran rugosidad y en general tienen mayores factores de fricción que tuberías del mismo material pero de mayores diámetros. La gráfica empleada para conocer el factor de fricción en Bauxilum, se puede apreciar en la figura 2.10.<sup>[16]</sup>

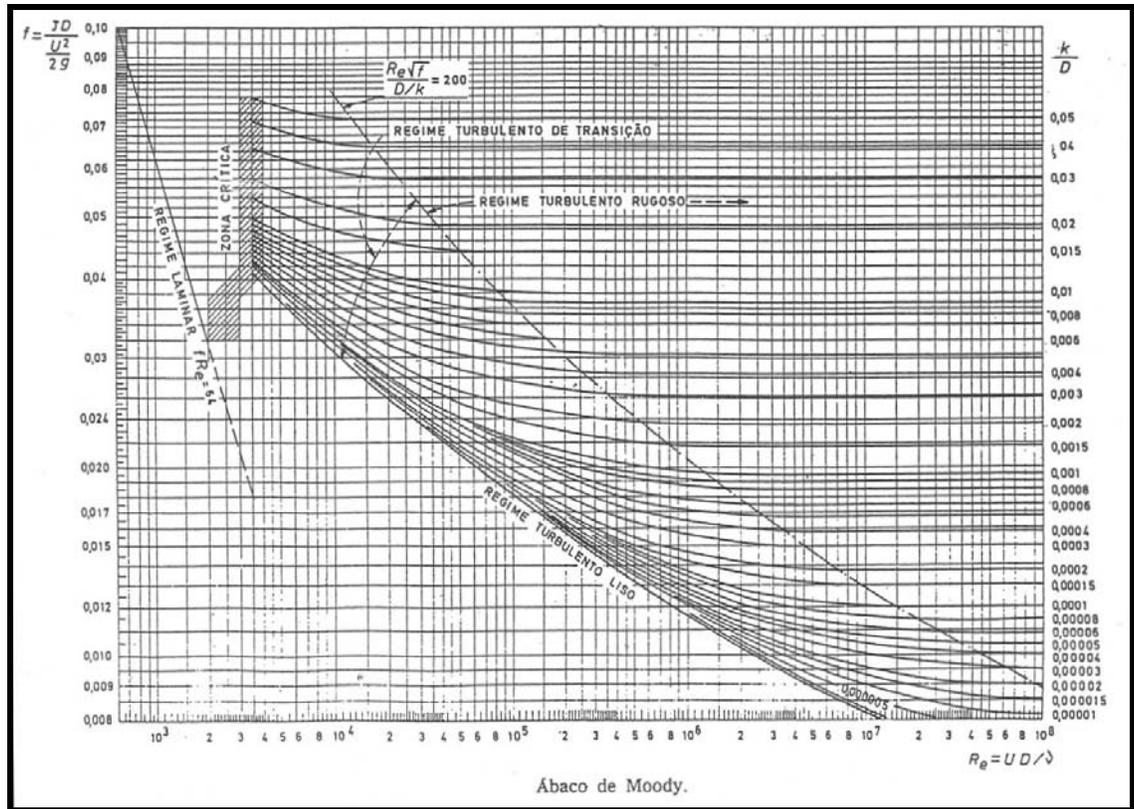


Figura 2.10. Diagrama de Moody.<sup>[16]</sup>

### 2.9.1.1.3 Accesorios

Los acoplamientos o accesorios para conexión se clasifican en: de derivación, reducción, ampliación y desviación. Los accesorios como tes, cruces, codos con salida lateral, entre otros, pueden agruparse como accesorios de derivación.

Los conectores de reducción o ampliación son aquellos que cambian la superficie de paso de fluido. En esta clase están las reducciones y los manguitos. Los accesorios de desvío, curvas, codos, curvas en U, entre otros, son los que cambian la dirección de flujo.<sup>[15]</sup>

Cuando un fluido se desplaza uniformemente por una tubería recta, larga y de diámetro constante, la configuración del flujo indicada por la distribución de la velocidad sobre el diámetro de la tubería adopta una forma característica. Cualquier obstáculo en la tubería cambia la dirección de la corriente en forma total o parcial, altera la configuración característica de flujo y ocasiona turbulencia, causando una pérdida de energía mayor de la que normalmente se produce en un flujo por una tubería recta. Ya que los accesorios en una línea de tuberías alteran la configuración del flujo, producen una carga adicional.<sup>[16]</sup>

En CVG Bauxilum para determinar las pérdidas que los accesorios generan al sistema de tuberías, emplean el factor  $\sum L/D_{\text{accesorios}}$ , el cual no es más que la sumatoria de la longitud equivalente de cada uno de los accesorios del sistema de tuberías. Los valores de  $L/D$  para distintas geometrías se pueden observar en la tabla 2.2, tomada de las normas internas de la empresa.

Otro factor importante en el cálculo de las pérdidas por fricción es la longitud equivalente para las secciones rectas de tubería, el cual se calcula por la siguiente ecuación<sup>[15]</sup>:

$$\frac{L}{D_{\text{tubería}}} = \frac{\text{longitud de la tubería}}{\text{diámetro interno de tubería}} \quad (\text{Ec. 2.22})$$

Donde la longitud y el diámetro se expresan en metros.

**Tabla 2.2.** Valores de L/D para distintas geometrías de accesorios.<sup>[15]</sup>

Tipo de accesorio	L/D
Entrada	25
Salida	50
Codo 90° R/D = 1,5	20
Codo 90° R/D = 5	10
Codo 45° R/D = 1,5	10
“T” en línea	20
“T” en ramificación	70
Trampa de sólidos	225
Fuelles de expansión	15

### 2.9.1.2 Pérdidas de carga por presión estática

Está representada por la presión existente en la superficie del líquido y se expresa por la longitud de la columna de líquido, equivalente a la presión existente.

Si la presión dentro del tanque se eleva hasta un punto fijo máximo, dicha presión será la que se use para encontrar la carga a presión máxima contra la cual deberá operar la bomba. A esta carga a presión en metros deberá añadirse la carga estática, la carga debida a la fricción y la carga a velocidad, para determinar la carga dinámica total contra la que trabajará la bomba.<sup>[14]</sup>

La ecuación empleada para el cálculo de esta carga es la siguiente<sup>[15]</sup>:

$$h_p = \frac{\text{presión estática} \times 10^5}{\rho_{\text{auspensión}} \times g} \quad (\text{Ec. 2.23})$$

Donde:

$h_p$ : carga por presión estática (m)

$\rho_{\text{suspensión}}$ : densidad de la suspensión ( $\text{Kg/m}^3$ )

$g$ :  $9,81\text{m/s}^2$

### 2.9.1.3 Pérdidas de carga por elevación

Está representada por la diferencia de nivel entre la superficie del líquido donde tiene que tomarlo la bomba, y la superficie del líquido en el lugar de descarga. Se calcula mediante la siguiente ecuación<sup>[15]</sup>:

$$h_g = Z_2 - Z_1$$

2.24)

(Ec.

Donde:

$Z_1$ : punto de succión de la bomba (m)

$Z_2$ : descarga de la bomba (m)

### 2.9.1.4 Pérdidas de carga por velocidad

Está representada por el término  $v^2/2g$ , y en la mayoría de los casos no se toma en cuenta porque su valor es muy pequeño, a no ser en casos especiales en que la velocidad es muy alta (y por consiguiente también lo es la fricción); o la carga total es muy pequeña y el volumen de agua bombeado es muy grande.<sup>[14]</sup>

### 2.9.2 Potencia de bombeo

Es la fuerza que permite que la bomba venza la diferencia de nivel entre los dos puntos, más las pérdidas de carga en todo el trayecto (pérdidas por fricción a lo largo de la tubería y pérdidas locales debidas a las piezas y accesorios). Según las normas

de diseño de CVG Bauxilum, la potencia de bombeo se calcula mediante la ecuación siguiente<sup>[15]</sup>:

$$\text{Potencia} = \frac{Q \times \text{TDH} \times \rho \times 100}{367000 \times \text{eficiencia}} \quad (\text{Ec. 2.25})$$

Donde:

Q: flujo de suspensión de hidrato (m<sup>3</sup>/h)

TDH: carga dinámica total (m)

$\rho$ : densidad de la suspensión de hidrato (kg/m<sup>3</sup>)

## CAPITULO III

### MARCO METODOLÓGICO

Para el diseño preliminar de un sistema intercambiador de calor para la suspensión de hidrato de alúmina del área de precipitación de C.V.G Bauxilum, orientado a aumentar la productividad del licor de proceso de la misma, se organizó un plan de acciones a seguir. En primer lugar, se obtuvo el perfil térmico de las zonas de aglomeración y crecimiento en el área de precipitación de hidrato, contenido en el licor madre del proceso de producción de alúmina. En base a los valores de productividad del área de precipitación de hidrato, se seleccionó la zona de instalación del sistema de intercambio de calor. Luego se procedió a analizar varias opciones de intercambiadores de calor para el diseño, de acuerdo a las características y necesidades del área de precipitación de la planta, y a la experiencia de los ingenieros de proceso de ésta con los fabricantes de los equipos intercambiadores requeridos. Y posteriormente se dimensionó el sistema de intercambio y demás características de diseño. También fueron especificados aspectos fundamentales del diseño, y se elaboraron diagramas de flujo de proceso y de ubicación relativa del sistema seleccionado con información específica del diseño preliminar.

#### **3.1 Obtención del perfil térmico de las zonas de aglomeración y crecimiento en el área de precipitación de hidrato, contenido en el licor madre del proceso de producción de alúmina**

Para obtener el perfil térmico fue necesaria la realización de pruebas en el laboratorio de Pruebas de Planta de la operadora de alúmina C.V.G Bauxilum. Para ello se realizó la toma de muestra de semilla fina (SF) y gruesa (SG) del área 55, así

como del licor madre de proceso del área 39. Se realizaron dos pruebas, en 3 corridas que fueron ejecutadas por duplicado. La primera prueba con temperatura inicial de 76 °C y la segunda con 80 °C, ambas con las siguientes condiciones:

- Tiempo de residencia en aglomeración de 6 horas
- Tiempo de residencia en crecimiento de 22 horas
- Enfriamiento interetapas con una reducción de 10 °C, a las 10 horas de haber iniciado el proceso de precipitación.

Antes de iniciar las corridas, era necesario conocer si las muestras tomadas del área cumplían con ciertos parámetros para la realización de las pruebas; por lo tanto eran analizadas en el laboratorio para obtener:

- Concentración de cáustica y FMC: permite conocer la cantidad de sodio, en su forma activa  $\text{Na}_2\text{O}$ , contenida en el licor y la relación molar FMC que existe entre el sodio y la alúmina de la muestra. Para su determinación se utilizó un equipo de termotitulación (tt) (figura 3.1), y de esta manera se garantizó que las pruebas tuviesen condiciones iniciales similares (tabla 3.1). El procedimiento seguido para éste análisis es explicado en la sección 3.1.6.

**Tabla 3.1.** Condiciones iniciales  $\text{Na}_2\text{O}_{\text{tt}}$  y FMC para las pruebas.

Temperatura inicial (°C)	76		80	
	$\text{Na}_2\text{O}_{\text{tt}}$ (g/l)	FMC	$\text{Na}_2\text{O}_{\text{tt}}$ (g/l)	FMC
<b>CORRIDA</b>				
<b>Referencia</b>	134,6	1,35	137	1,35
<b><math>\Delta T</math> extra en aglomeración</b>	134,4	1,36	135,8	1,35
<b><math>\Delta T</math> extra en crecimiento</b>	134,1	1,35	134,4	1,35

**Figura 3.1.** Equipo utilizado para el análisis de termotitulación

- **Distribución Granulométrica:** este parámetro permite conocer el tamaño del producto que se obtiene en el proceso. CVG Bauxilum utiliza como parámetro de control, curvas de distribución granulométrica del tipo acumulativa, lo cual significa que los valores reportados se leen como el porcentaje másico de partículas que pasan

a través de un tamiz. En este caso se utilizó el porcentaje de partículas menores a 45 micrones porque es el punto de control de calidad para el tamaño del material que se procesa y comercializa. Las semillas utilizadas durante las pruebas tenían un  $\% < 45\mu\text{m}$  de 16 para la semilla fina y 5 para la gruesa. El procedimiento para obtener estos porcentajes se explica en la sección 3.1.7. Para este análisis se empleó un equipo para tamizado denominado *Ro-tap*, como el que se muestra en la figura 3.2



**Figura 3.2.** Equipo *Ro-tap* utilizado para el análisis de distribución granulométrica

### 3.1.1 Procedimiento empleado para el cálculo de las masas de semilla fina y gruesa utilizada en las pruebas

1. Se calculó el factor de corrección de humedad para cada semilla, de la manera siguiente:

$$FCH = \frac{Msh}{Mss} \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Donde:

Msh: masa de semilla húmeda (g)

Mss: masa de semilla seca (g)

Los valores máxicos de semillas húmeda y seca se observan en la tabla 3.2.

**Tabla 3.2.** Masa de semilla húmeda y seca empleada en el cálculo del factor de corrección de humedad

MASA (g)	SF	SG
Húmeda	100	100
Seca	92,5	87,5

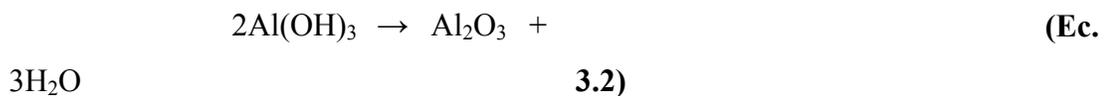
Muestra de cálculo para la semilla fina: sustituyendo los valores de la tabla 3.2 en la ecuación 3.1 se obtuvo:

$$FCH_{SF} = \frac{100g}{92,50g} = 1,0811$$

De la misma manera se calculó para la semilla gruesa, obteniéndose un  $FCH_{SG} = 1,1429$

2. Se fijó un volumen de licor a utilizar de 0,7 L (según Norma Venezolana COVENIN de alúmina calcinada grado metalúrgico, CDU 622.34.92, ISBN 980-06-0924-5).

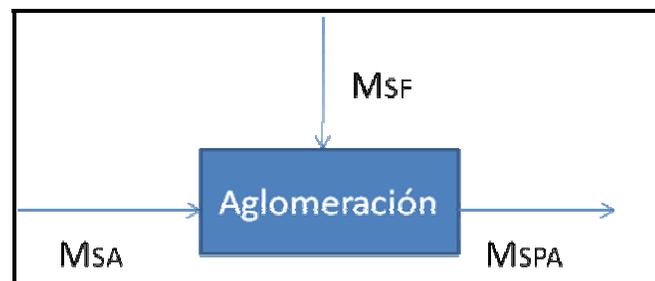
3. Se fijó una carga de sólidos en la suspensión de aglomeración de 180 g/L, y en el último precipitador de 460 g/L; ya que ésta es la meta fijada en planta.
4. Se supuso una productividad en la zona de aglomeración de 45 g/L y en la de crecimiento de 82 g/L, ya que éstas son las usadas para cálculos de planta.
5. Se empleó la estequiometría de la reacción de precipitación (Ec. 3.2), para obtener una relación que permitiera convertir la productividad usada en alúmina trihidratada (hidrato de alúmina).



Entonces, se relacionaron los pesos moleculares de  $\text{Al(OH)}_3$  y  $\text{Al}_2\text{O}_3$  para obtener la relación:

$$2 \frac{\text{Al(OH)}_3}{\text{Al}_2\text{O}_3} = \frac{156 \text{ g/mol}}{102 \text{ g/mol}} = 1,5294 \frac{\text{g Al(OH)}_3}{\text{g Al}_2\text{O}_3} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

6. Se realizó un balance en la zona de aglomeración según el esquema de la figura 3.3:



**Figura 3.3.** Esquema empleado para la realización del balance de masa en la zona de aglomeración

Mediante el uso de la ecuación 2.12, se obtuvo:

$$M_{SF} + M_{SA} = M_{SPA}$$

(Ec. 3.4)

Donde:

$M_{SF}$ : masa de semilla fina (g)

$M_{SA}$ : masa de sólidos que precipitan en aglomeración (g)

$M_{SPA}$ : masa de sólidos total en la suspensión de aglomeración (g)

6.1 Se despejó la masa de semilla fina de la ecuación 3.4:

$$M_{SF} = M_{SPA} - M_{SA}$$

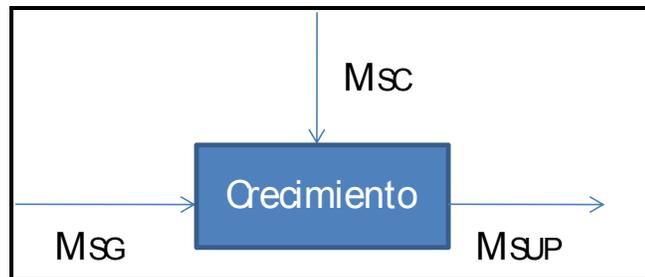
Donde:

$$M_{SPA} = \text{productividad en aglomeración} \times 1,5294$$

Sustituyendo se tiene que:

$$M_{SF} = \left( 180 \frac{\text{g}}{\text{L}} - \left( 45 \frac{\text{g}}{\text{L}} \times 1,5294 \right) \right) \times 0,701 \times 1,0811 = 84,1\text{g}$$

7. Para el cálculo de la semilla gruesa también se utilizó la estequiometría pero el balance se realizó en la zona de crecimiento, utilizando el esquema de la figura 3.4.



**Figura 3.4.** Esquema empleado para la realización del balance de masa en la zona de crecimiento

Mediante el uso de la ecuación 2.12, se obtuvo:

$$M_{SG} = M_{SUP} - M_{SC}$$

(Ec. 3.5)

Donde:

$M_{SG}$ : masa de semilla gruesa (g)

$M_{SC}$ : masa de sólidos que precipitan en crecimiento (g)

$$M_{SC} = \text{productividad en crecimiento} \times 1,5294$$

$M_{SUP}$ : masa de sólidos total en la suspensión de salida del último precipitador  
(g)

Sustituyendo se tiene que:

$$M_{SG} = \left[ \left( 460 \frac{\text{mg}}{\text{L}} - \left( 82 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times 1.5294 \right) \right) - \left( 180 \frac{\text{mg}}{\text{L}} - \left( 45 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times 1.5294 \right) \right) \right] \times 0.71 \times 1.1429$$

$$M_{SG} = 178,7 \text{ g}$$

Para simular el área de precipitación en el laboratorio se empleó un equipo llamado *Intronics*, el cual es un baño térmico que contiene una canastilla, la cual permite sujetar las muestras y rota a una velocidad de 72 rpm dentro del equipo, creando así la agitación necesaria para lograr homogeneidad en la precipitación. En las figuras 3.5.A y 3.5.B se muestran fotos del equipo.



**Figura 3.5.A.** Equipo *Intronics*, con la canastilla donde se introducen las muestras



**Figura 3.5.B.** Equipo *Intronics*; mostrando el panel electrónico donde se modifica la temperatura del baño

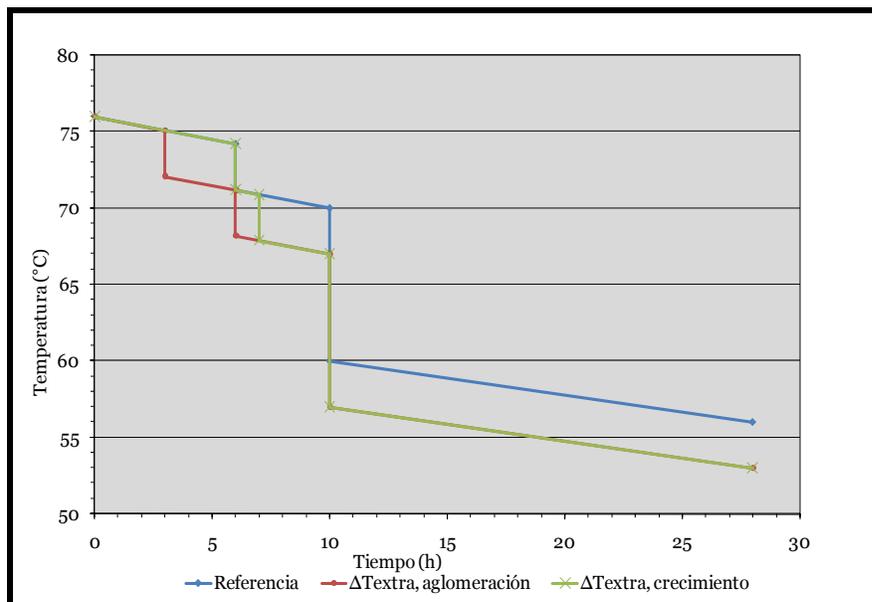
### **3.1.2 Procedimiento para plantear los perfiles térmicos a seguir durante las pruebas de precipitación**

1. Se establecieron las temperaturas de inicio de las pruebas: 76°C por ser la temperatura actual de precipitación de la planta; y 80°C para tener una idea de cómo se comportaría el proceso a condiciones extremas.
2. Se tomó la precaución de que la temperatura final de las pruebas no fuese extremadamente baja (< 50 °C, por ejemplo), ya que entonces se podría generar impurezas excesivas.

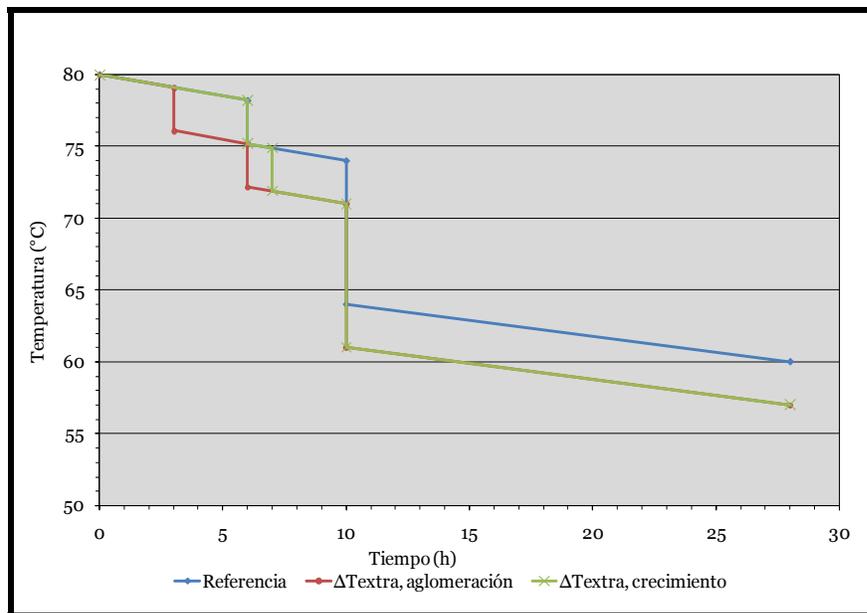
3. Las temperaturas fueron calculadas tomando en cuenta: el enfriamiento extra que debía suministrársele al circuito en las zonas de aglomeración y crecimiento; el enfriamiento interetapas; la adición de semilla fina y gruesa; así como también las pérdidas de calor que sufre la suspensión de hidrato al pasar de un tanque a otro durante el proceso de precipitación.

4. Al no tener certeza sobre cuántos °C debía disminuirse al perfil normal de temperatura, se tomó como referencia el proyecto de expansión de la planta a 3 millones de TMA. En este proyecto se establecía un enfriamiento extra de 3 °C al comienzo de precipitación, para obtener una productividad de 82 g/L que es la meta en CVG Bauxilum. Por lo tanto se disminuyeron 3 °C en las zonas de aglomeración y crecimiento.

En las figuras 3.6 y 3.7 se pueden apreciar los perfiles planteados para la realización de las pruebas de precipitación.



**Figura 3.6.** Perfiles de temperaturas para las corridas de precipitación a temperatura inicial de 76°C.



**Figura 3.7.** Perfiles de temperaturas para las corridas de precipitación a temperatura inicial de 80°C

Como se mencionó anteriormente, tanto las pruebas a 76 °C como a 80 °C fueron realizadas bajo las mismas condiciones, variando sólo el perfil térmico. El licor y el producto seco de cada corrida fueron analizados en laboratorio, de la misma manera que el tomado del área. Por esta razón se explicará el procedimiento para las corridas de referencia, enfriamiento extra en aglomeración y enfriamiento extra en crecimiento, sólo para las pruebas con temperaturas iniciales de 76 °C.

En la figura 3.6 se aprecian los tres perfiles de temperatura para la prueba a 76°C de temperatura inicial. La línea azul representa la corrida de referencia, donde se observa un descenso de temperatura desde que se agregó la semilla fina (0 horas) hasta las 6 horas de proceso a 0,3 °C/hora, y que muestra las caídas de temperatura que experimenta la suspensión al pasar por los seis tanques precipitadores de 1650 m<sup>3</sup> cada uno. A las 6 horas se observa una disminución de 3 °C (74,2 a 71,2 °C) por la adición de semilla gruesa, la cual se encontraba a una temperatura inferior que la suspensión. Luego seguía disminuyendo la temperatura 0,3 °C/hora hasta llegar a las 10 horas de proceso donde hubo una caída de 10 °C, por la simulación del enfriamiento interetapas. Finalmente la suspensión sufrió una disminución de aproximadamente 0,3 °C por cada hora y media hasta cumplir con las 28 horas de proceso, para simular el paso por los 13 tanques precipitadores de 3000 m<sup>3</sup> cada uno. La línea roja representa la corrida con enfriamiento extra en la zona de aglomeración; allí se observa que el perfil de temperatura es similar al de la corrida de referencia, con la diferencia de que a las 3 horas de haber agregado la semilla fina (0 horas), se indujo un enfriamiento de 3 °C a la suspensión para evaluar los cambios en la productividad y demás parámetros. También se observa la disminución de temperatura a las 6 y 10 horas de proceso.

Así mismo, la línea verde representa la corrida con enfriamiento extra en la zona de crecimiento, cuyo perfil es similar al de la corrida de referencia, pero 1 hora después de haber agregado la semilla gruesa, es decir, a las 7 horas de haber iniciado

el proceso, se enfría 3 °C y la suspensión continúa disminuyendo gradualmente su temperatura como en la corrida de referencia.

En la figura 3.7 se observan los perfiles de temperaturas seguidos para la realización de las pruebas a temperatura inicial de 80 °C. Se observa que son similares a los de la prueba anterior, pero comienzan y terminan a temperatura diferentes.

### **3.1.3 Procedimiento empleado para realizar la corrida de referencia a temperatura inicial de 76 °C**

Después de haber analizado las muestras de licor madre, semilla fina y gruesa tomadas del área, como se explicó anteriormente, se siguieron los siguientes pasos:

1. El baño térmico debía ser encendido 24 horas antes del comienzo de las pruebas a 76°C, con la finalidad de lograr una buena homogeneidad térmica dentro del mismo.
2. Al momento de la prueba, una vez lavados, secados y enumerados, seis envases de poliestireno eran llenados con 0,7 L de licor e introducidos en el equipo para lograr uniformidad en la temperatura. En los dos primeros se llevaría a cabo el proceso hasta las 6 horas de aglomeración, los dos siguientes permanecerían 10 horas en el equipo y serían retirados antes del enfriamiento interetapas. Los dos últimos serían retirados al cumplirse las 28 horas del proceso de precipitación.
3. Se pesó seis veces 84,1 g de semilla fina para ser agregados a cada envase de poliestireno. Esta masa fue calculada suponiendo una productividad de 45 g/L por ser la empleada para los cálculos de planta y mediante un balance de masa como fue explicado anteriormente.

4. Los envases fueron retirados del equipo e inmediatamente se agregó la semilla a cada uno de ellos, para evitar el enfriamiento del envase. En seguida los envases fueron cerrados e introducidos nuevamente en el baño térmico.
5. Una vez incorporada la semilla fina, la temperatura del baño se disminuía  $0,3^{\circ}\text{C}/\text{hora}$  para simular las pérdidas de calor, como se dijo anteriormente, hasta el enfriamiento interetapas; y después cada hora y media.
6. Se pesó cuatro veces  $178,7\text{ g}$  de semilla gruesa para ser agregados a los envases que simularían la zona de crecimiento. Esta masa fue calculada de la misma manera que para la semilla fina pero suponiendo una productividad de  $82\text{ g/L}$ .
7. Al transcurrir 6 horas (tiempo de aglomeración), los primeros dos envases eran retirados para su posterior análisis, y al mismo tiempo se agregaba la semilla gruesa al resto de los envases. Cabe destacar que en este momento se reducía  $3^{\circ}\text{C}$  al baño térmico para simular la disminución de temperatura que ocurre en el área 41 con la adición de dicha semilla.
8. A las 10 horas se retiraban otros dos envases para su posterior análisis de licor y producto seco, y al mismo tiempo se agregaba agua fría al baño térmico para producir una disminución brusca de la temperatura, aproximadamente  $10^{\circ}\text{C}$ ; y de esta forma simular el enfriamiento interetapas que se realiza en planta.
9. Transcurridas 28 horas, se retiraban los dos últimos envases del equipo para su posterior análisis.

#### **3.1.4 Procedimiento empleado para realizar la corrida de enfriamiento extra en aglomeración a temperatura inicial de 76°C**

1. Se repitieron los pasos del 1 al 5 de la sección 3.1.3.
2. Tres horas después de haber agregado la semilla fina se bajaron 3°C en el botón correspondiente del panel electrónico del baño.
3. Se repitieron los pasos del 6 al 9 de la sección 3.1.3.

#### **3.1.5 Procedimiento empleado para realizar la corrida de enfriamiento extra en crecimiento a temperatura inicial de 76°C.**

1. Se repitieron los pasos del 1 al 7 de la sección 3.1.3.
2. Una hora después de haber agregado la semilla gruesa se bajaron 3°C en el panel electrónico del baño.
3. Se repitieron los pasos 8 y 9 de la sección 3.1.3.

#### **3.1.6 Análisis realizado al licor de cada corrida**

1. Una vez retirada la muestra del baño térmico, se dejó reposar un rato.
2. Se filtraron 20 ml de licor.
3. La muestra de licor fue llevada al laboratorio de turno para ser analizados mediante la termotitulación para conocer la concentración de cáustica libre y la fracción molar cáustica.

4. Se colocó un agitador magnético en un vaso de poliestireno limpio y seco.
5. Se transfirió, con el diluidor Hamilton 1 mL de muestra previamente enfriada, dentro de un vaso.
6. Se añadió 10 mL de tartrato de sodio y potasio; luego se colocó el vaso de poliestireno con la muestra bajo ensamblaje de titulación; se cubrió con una tapa plástico y se encendió el agitador, tomando la precaución de que el magneto se moviera libremente.
7. Se colocó el selector de titulación en la posición del  $\text{Na}_2\text{O}$ ; luego se balanceó el potenciómetro para tener una lectura cero (donde ambas luces del potenciómetro debían estar apagadas).
8. Se oprimió el botón de arranque hasta que aproximadamente 0,2 mL de ácido había sido agregado.
9. Sin parar la agitación, se anotaba la lectura de la bureta, una vez terminada la titulación del  $\text{Na}_2\text{O}$ .
10. Se añadieron 10 mL de solución de FK (617 g/L).
11. Se llevó a cero la lectura de la bureta y se cambió el selector de titulación a la posición de  $\text{Al}_2\text{O}_3$ .
12. Se repitieron los pasos 8 y 9.

13. Con las lecturas de volumen, se calculó la concentración de sodio y la fracción molar, a través de una ecuación de ajuste inherente al equipo.

Cabe destacar que para la concentración de cáustica libre fue calculada sólo para las muestras tomadas del área. Por su parte, el licor producido en cada corrida era analizado para conocer solamente la fracción molar cáustica.

Los valores de FMC se pueden apreciar en las tablas 3.6 a 3.8.

### **3.1.7 Análisis realizados al producto seco de cada corrida**

#### **3.1.7.1 Granulometría:**

1. Se colocaron los tamices en el siguiente orden: 150, 106, 90, 63, 45  $\mu\text{m}$ , con bandeja y tapa.
2. Se pesaron 100 gramos de hidrato seco.
3. Seguidamente la alúmina fue colocada en el tamiz de 45  $\mu\text{m}$  e inmediatamente tapada.
4. Se colocó el conjunto de tamices en el *Ro-tap*, y se encendió el controlador de tiempo por 20 minutos.
5. Se transfirió el material retenido en la bandeja a un platillo de aluminio tarado para conocer el porcentaje de partículas menores de 45  $\mu\text{m}$ .

Los valores de granulometría para ambas pruebas se observan en las tablas 3.6 a 3.8.

Con los valores de granulometría de la semilla fina y los de la tabla 3.6 para la muestra número 1 tomada a las 6 horas, se calculó otro parámetro importante para evaluar el rendimiento del área de precipitación, como lo es el índice de aglomeración. Empleando la ecuación 2.7, se obtuvo:

$$A_g = \frac{16 - 4,74}{16} \times 100 = 70,38 \%$$

De la misma manera se calculó para la muestra 2 y las de las demás corridas. Estos valores se expresan en la tabla 3.6 a 3.8.

### **3.1.7.2 Índice de atrición**

1. Se realizó un análisis granulométrico (ver sección 3.1.7.1) a la muestra original.
2. Se pesó 50 gr de muestra original con precisión de  $\pm 0,01$  gr.
3. Se transfirió la muestra al tubo de vidrio a través de un embudo.
4. Se pesó el dedal filtrante con precisión de 1 mg.
5. Se tapó el tubo de vidrio con el dedal.
6. Se ajustó el flujo de aire a través del sistema a una presión de 4 bar.
7. Se mantuvo ese flujo por 15 minutos; luego se dejó reposar la muestra en el fondo.
8. Se removió el dedal y se pesó inmediatamente, con precisión de 1 mg (fracción de polvo).

9. Luego fueron limpiadas las paredes internas del tubo de vidrio con un pincel y lo recolectado se agregó a la muestra principal contenida en el plato de soporte.

10. La muestra fue pesada inmediatamente y se le realizó un análisis granulométrico para la fracción de  $<45\mu\text{m}$  en el *Ro-tap* por 10 minutos

11. Para calcular el índice de atrición de utilizó la ecuación 2.8 y 2.9.

A continuación se presenta una muestra de cálculo para la corrida de referencia en la prueba con temperatura inicial de  $76^{\circ}\text{C}$ , para el producto retirado a las 6 horas:

De la tabla 3.3 se tiene que  $Y = 4,74\%$ , y se obtienen los datos para el cálculo de X, mediante la ecuación 2.9:

$$X = \frac{2,18 + 1,76}{49,52} \times 100 = 7,96 \%$$

De la misma manera se calculó para las demás muestras y corridas. Los valores se pueden apreciar en la tabla 3.3 a 3.5.

Sustituyendo X y Y en la ecuación 2.8, se tiene que:

$$I_A = \frac{7,96 + 4,74}{100 - 4,74} \times 100 = 3,38 \%$$

Para el índice de atrición de las demás muestras corridas, ver las tablas 3.6 a 3.8.

**Tabla 3.3.** Variables empleadas para el cálculo del índice de atrición de la corrida de referencia

Temperatura inicial (°C)	76					
	6		10		28	
Tiempo (h)						
Y (%)	4,74	6,6	3,46	3,24	3,42	1,35
A (g)	2,18	2,45	1,42	2,54	1,53	1,6
B (g)	1,76	1,98	2	1,62	0,78	1,52
C (g)	49,52	49,48	49,9	49,74	49,34	49,44
X (%)	7,96	8,95	6,93	8,36	4,68	6,31

**Tabla 3.4.** Variables empleadas para el cálculo del índice de atrición de la corrida con enfriamiento extra en la zona de aglomeración

Temperatura inicial (°C)	76					
	6		10		28	
Tiempo (h)						
Y (%)	6,2	6,62	4,84	5,1	5,5	4,24
A (g)	2,5	2,5	1,9	1,51	1,52	1,35
B (g)	1,9	1,9	1,16	1,34	1,62	1,76
C (g)	49,4	49,54	49,48	49,42	49,54	49,38
X (%)	8,91	8,88	6,18	5,77	6,34	6,3

**Tabla 3.5.** Variables empleadas para el cálculo del índice de atrición de la corrida con enfriamiento extra en la zona de crecimiento

Temperatura inicial (°C)	76					
	6		10		28	
Tiempo (h)						
Y (%)	8,06	7,6	3,88	3,12	5,3	4,82
A (g)	2,23	2,25	1,54	1,31	1,73	1,77
B (g)	2,72	1,6	1,4	1,22	1,02	1,02
C (g)	49,36	49,52	49,56	49,4	49,38	49,5
X (%)	10,03	7,77	5,93	5,12	5,57	5,64

Para la prueba a temperatura inicial de 80°C se aplicó el mismo procedimiento. Las variables y el índice de atrición resultantes se pueden apreciar en los anexos B y C, respectivamente. El equipo utilizado para este análisis se muestra en las figuras 3.8.A, 3.8.B y 3.8.C.



**Figura 3.8.A.** Equipo utilizado para el índice de atrición; mostrando el dedal filtrante y el tubo de vidrio.



**Figura 3.8.B.** Equipo utilizado para el índice de atrición; con plato de soporte.



**Figura 3.8.C.** Equipo utilizado para el índice de atrición; mostrando el manómetro.

### 3.1.7.3 Partículas finas

Para la realización de este análisis se empleó el equipo *Coulter – Multisizer*, el cual permitió analizar la muestra sólida y determinar su granulometría en mallas previamente seleccionadas. Cabe destacar que las muestras fueron llevadas al

laboratorio de vía húmeda para la realización de este análisis. El procedimiento seguido fue el siguiente:

1. Se encendió el equipo presionando el botón *power*.
2. Se esperó 30 minutos mientras se lograba estabilizar el equipo.
3. Se introdujo la copa en el equipo, manteniendo la puerta cerrada para evitar interferencia
4. Luego se comenzó el análisis de la muestra ya preparada.
5. Se colocó la válvula número uno en posición *reset*, y se esperó el descenso de la columna de mercurio.
6. Se presionó los botones *reset* y *full*.
7. Se colocó la válvula en posición *count*; en ese momento apareció el gráfico en la pantalla.
8. Se colocó el primer botón en posición *count*, y se esperó a que la columna de mercurio descendiera.
9. Se colocó el botón en posición *reset* y automáticamente comenzó el análisis.
10. Se colocó el cursor en posiciones 22, 10, 5, 4, 3, 2  $\mu\text{m}$ , y se anotó los valores de cada posición.

11. Era recomendable que entre cada análisis se drenara el tubo por donde pasaban las partículas. Esto se lograba colocando el primer botón en la posición *reset* y el segundo en posición *full*, simultáneamente.

12. Cuando se observaba que el tubo no contenía más partículas, se colocaba los botones en posición *count* y *close*, respectivamente (en sentido de las agujas del reloj).

13. Los valores que arrojaba el equipo eran introducidos en una hoja de cálculo establecida por la empresa Aluminium Pechiney, la cual proporcionaba los valores de las partículas finas en millones de partículas por gramo.

El equipo empleado para este análisis puede ser observado en la figura 3.9; y los porcentajes de partículas finas se pueden apreciar en las tablas 3.6 a 3.8.



**Figura 3.9.** Equipo para medición de tamaños de partículas Coulter – Multisizer.

**Tabla 3.6.** Parámetros evaluados para la corrida de referencia

Temperatura inicial (°C)	76					
	6		10		28	
TIEMPO (h)	6		10		28	
MUESTRAS	1	2	3	4	5	6
FMC	1,73	1,76	1,94	1,94	2,33	2,33
Granulometría (%<45µm)	4,74	6,6	3,46	3,24	3,42	1,35
Índice de aglomeración (%)	70,38	58,75	-	-	-	-
Índice de atrición (%)	3,38	2,52	3,73	5,29	1,3	5,02
Partículas finas (Mpart/g)	12	11	13	11	20	25

**Tabla 3.7.** Parámetros evaluados para la corrida con enfriamiento extra en la zona de aglomeración

Temperatura inicial (°C)	76					
	6		10		28	
TIEMPO (h)	6		10		28	
MUESTRAS	1	2	3	4	5	6
FMC	1,81	1,81	2,01	2,01	2,54	2,54
Granulometría (%<45µm)	6,2	6,62	4,84	5,1	5,5	4,24
Índice de aglomeración (%)	61,25	58,63	-	-	-	-
Índice de atrición (%)	2,89	2,33	1,43	0,71	0,89	2,15
Partículas finas (Mpart/g)	18	17	22	24	29	37

**Tabla 3.8.** Parámetros evaluados para la corrida con enfriamiento extra en la zona de crecimiento

Temperatura inicial (°C)	76					
	6		10		28	
TIEMPO (h)	1	2	3	4	5	6
MUESTRAS	1	2	3	4	5	6
FMC	1,76	1,77	1,96	1,97	2,24	2,34
Granulometría (%<45µm)	8,06	7,6	3,88	3,12	5,3	4,82
Índice de aglomeración (%)	49,63	52,5	-	-	-	-
Índice de atrición (%)	2,14	0,18	2,13	2,06	0,29	0,86
Partículas finas (Mpart/g)	22	12	22	13	28	33

### 3.1.8 Promedio de los parámetros evaluados para cada corrida

Luego de obtener los parámetros de las tablas 3.6, 3.7 y 3.8, se procedió a promediar los valores respectivos para graficarlos en función de la temperatura y observar la influencia de la variación de ésta sobre cada uno de dichos parámetros. Para de esta manera elegir un perfil nuevo de temperatura para la precipitación, como se muestra en seguida:

$$\text{Promedio} = \frac{a_1 + a_2}{2} \quad \text{Ec. (3.6)}$$

Donde:

$a_1$ : muestra 1

$b_2$ : muestra 2

Tomando los valores de la tabla 3.6 se calculó el promedio de FMC para la prueba a 76°C a las 6 horas:

$$\text{Promedio} = \frac{1,73 + 1,76}{2} = 1,75$$

De la misma manera se calculó para las demás muestras y corridas. Los valores promedios de los parámetros para la corrida con temperatura inicial de 76°C pueden ser observados en las tablas 3.9 a 3.11. Los valores promedios para las corridas a temperatura inicial de 80 °C se presentan en los anexos C.

**Tabla 3.9.** Promedio de los parámetros evaluados para la corrida de referencia

Temperatura inicial (°C)	76		
Temperatura (°C)	74,2	70	56
TIEMPO (h)	6	10	28
FMC	1,75	1,94	2,33
Granulometría (%<45µm)	5,67	3,35	2,39
Índice de aglomeración (%)	64,57	-	-
Índice de atrición (%)	2,95	4,51	3,16
Partículas finas (Mpart/g)	11,5	12	22,5

**Tabla 3.10.** Promedio de los parámetros evaluados para la corrida con enfriamiento extra en la zona de aglomeración

Temperatura inicial (°C)	76		
Temperatura (°C)	71,2	67	53
TIEMPO (h)	6	10	28
FMC	1,81	2,01	2,54
Granulometría (%<45µm)	6,41	4,97	4,87
Índice de aglomeración (%)	59,94	-	-
Índice de atrición (%)	2,61	1,07	1,52
Partículas finas (Mpart/g)	17,5	23	33

**Tabla 3.11.** Promedio de los parámetros evaluados para la corrida con enfriamiento extra en la zona de crecimiento

Temperatura inicial (°C)	76		
Temperatura (°C)	74,2	67	53
TIEMPO (h)	6	10	28
FMC	1,77	1,97	2,29
Granulometría (%<45µm)	7,83	3,5	5,06
Índice de aglomeración (%)			
Índice de atrición (%)	1,16	2,1	0,58
Partículas finas (Mpart/g)	17	17,5	30,5

### 3.2 Selección de la zona de instalación del sistema de intercambio de calor en base a los valores de productividad del área de precipitación de hidrato

Para seleccionar la zona de instalación del sistema de intercambio de calor, además de tomar en cuenta los parámetros evaluados en la sección 3.1, se empleó la ecuación 2.6, utilizada en CVG Bauxilum para el cálculo de la productividad del licor en cada corrida.

Muestra de cálculo para la prueba con temperatura inicial de 76°C:

Para la corrida de referencia se tomaron valores de las tablas 3.1 y 3.6 (para el producto retirado a las 6 horas) y se sustituyeron en la ecuación 2.6, obteniéndose lo siguiente:

$$\text{PROD} = 1,645 \times 134,6 \frac{\text{g}}{\text{L}} \times \left[ \left( \frac{1}{1,35} \right) - \left( \frac{1}{1,73} \right) \right] = 36 \frac{\text{g}}{\text{L}}$$

De la misma manera se calculó para la otra muestra retirada a las 6 horas y se obtuvo  $\text{PROD} = 38 \text{ g/L}$ .

Luego se realizó un promedio utilizando la ecuación 3.6 y se obtuvo:

$$\text{Promedio} = \frac{(36 + 38) \text{ g/L}}{2} = 37 \text{ g/L}$$

De la misma manera se calculó para las demás muestras y corridas, los valores se pueden apreciar en las tablas 3.12 a 3.14. (Anexos D, para pruebas a 80 °C)

**Tabla 3.12.** Valores de productividad para la corrida de referencia

Tiempo (h)	Temperatura (°C)  (T <sub>inicial</sub> = 76 °C)	PRODUCTIVIDAD (g/L)		
		Muestra 1	Muestra 2	Promedio
6	74,2	36	38	37
10	70	50	50	50
28	56	69	69	69

**Tabla 3.13.** Valores de productividad para la corrida con enfriamiento extra en la zona de aglomeración

Tiempo (h)	Temperatura (°C)  (T <sub>inicial</sub> = 76 °C)	PRODUCTIVIDAD (g/L)		
		Muestra 1	Muestra 2	Promedio
6	71,2	40	40	40
10	67	53	53	53
28	53	76	76	76

**Tabla 3.14.** Valores de productividad para la corrida con enfriamiento extra en la zona de crecimiento

Tiempo (h)	Temperatura (°C)  (T <sub>inicial</sub> = 76 °C)	PRODUCTIVIDAD (g/L)		
		Muestra 1	Muestra 2	Promedio
6	74,2	38	39	38,5
10	67	51	51	51
28	53	69	69	69

### 3.3 Análisis de varias opciones de intercambiadores de calor para el diseño

Al momento de elegir el intercambiador de calor a utilizar en el sistema, se analizaron varias opciones. Para ello fue necesario entrevistar a los ingenieros de proceso que laboran en la planta, y así conocer su experiencia con los diferentes fabricantes de la industria, e investigar cuáles respondían mejor a las necesidades del área de precipitación.

Entre las características que debía poseer el intercambiador estaban:

- Manejar suspensiones con altas concentración de sólidos
- Poseer fácil acceso para la limpieza

- Ofrecer mayor capacidad de transferencia de calor en un área reducida

De acuerdo a lo expuesto por los ingenieros de proceso, los fabricantes que más se adaptaban a las necesidades de la planta eran Alfa Laval y Barriquand. Estos proporcionan diferentes tipos de intercambiadores de calor, pero en su amplia gama de productos, los que manejan suspensiones de sólidos son: intercambiadores de placas con juntas, placas soldadas y espirales. Para saber cuál fabricante cubría los requerimientos del área de precipitación fue necesario conocer las características de los equipos que ofrecía cada uno.

En la actualidad el fabricante Alfa Laval ofrece soluciones que proporcionan un ahorro energético importante en diferentes procesos como son: calentar, enfriar, recuperación de calor, evaporación, condensación, ventilación y refrigeración. Entre los intercambiadores de calor que ofrece dicho fabricante para CVG Bauxilum se encuentran:

- Intercambiador de calor de placas con juntas: estos equipos se componen de una serie de placas acanaladas y montadas; entre ellas hay dos canales con un medio frío y otro caliente. Estos medios fluyen por cada lado de la placa y circulan a contracorriente, y a su vez cubren un gran número de aplicaciones y se cierran herméticamente con juntas.
- Intercambiadores de calor de placas termosoldadas: han sido desarrollados para trabajar altas presiones y temperaturas. Los de placas soldadas se utilizan para soportar presiones y temperaturas altas gracias, a la ausencia de juntas.

- Intercambiadores de calor espirales: ofrecen la transferencia de calor y las características de tratamientos de fluidos ideales para una amplia gama de complejas aplicaciones industriales. Estos intercambiadores de calor son adecuados para tratar productos viscosos y con partículas que podrían producir corrosión en otros tipos de intercambiadores de calor.<sup>[9]</sup>

Por su parte, el fabricante Barriquand originalmente basado en las necesidades de las industrias textil y química, ha desarrollado equipos para cumplir con la creciente demanda de una gran variedad de nuevas aplicaciones en diversas industrias de proceso como son: química, farmacéutica, azucarera, hidrometalurgia, entre otras. Este fabricante se ha especializado en el campo de los intercambiadores compactos soldados; y actualmente ha desarrollado para éstos una tecnología denominada Platular. También ofrece una amplia gama de intercambiadores de placas y juntas, así como de intercambiadores de casco y tubos, para satisfacer las demandas más variadas. Cabe destacar que estos últimos intercambiadores no pueden ser usados para el tipo de servicio requerido en CVG Bauxilum, ya que funcionan sólo para líquidos y no para fluidos que generen incrustaciones. Entre las características de sus equipos se encuentran:

- Intercambiadores de placas y juntas: los componentes básicos de este tipo de intercambiador son los siguientes: **el paquete de placas**, que consiste en placas corrugadas estampadas en frío y cuya cantidad depende del programa de calentamiento; **las juntas** para asegurar que los canales estén aislados unos de otros y para controlar el flujo de fluido; y **la estructura** para el ensamblado y ajuste de las placas.
- Intercambiadores de placas soldadas Platular: la ausencia de juntas en estos intercambiadores permite su utilización en sistemas a altas temperaturas y bajas

presiones; y manejar con mayor facilidad fluidos abrasivos, viscosos y con incrustaciones. La tecnología Platular ofrece diferentes modelos de intercambiadores de placas soldadas, adaptables al servicio requerido, de fácil acceso y mantenimiento.<sup>[10]</sup>

### **3.4 Dimensionamiento del sistema de intercambio requerido, demás características y especificación de otros aspectos fundamentales de diseño**

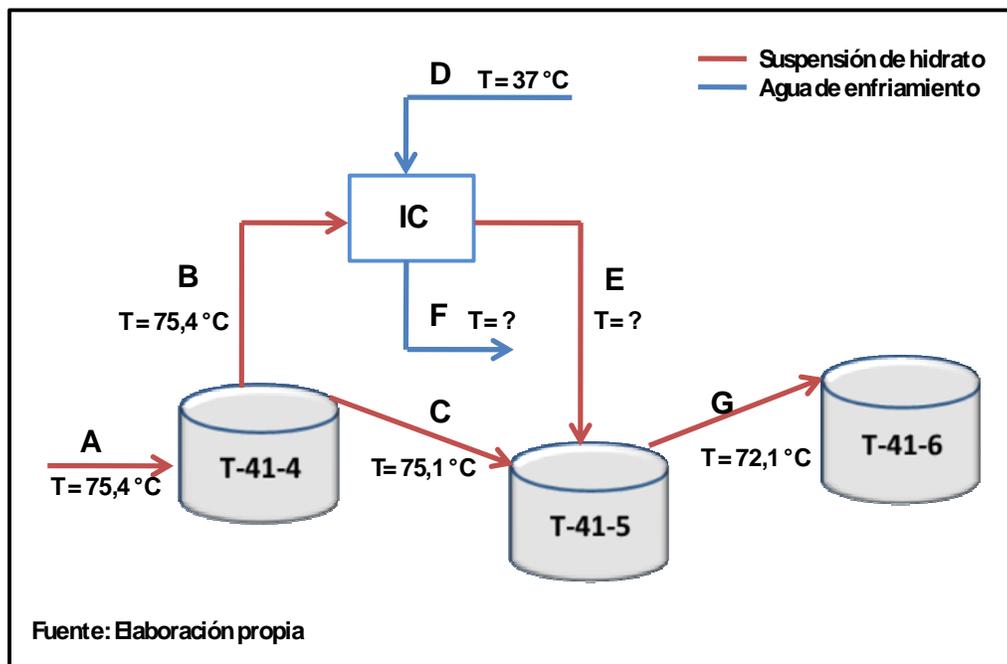
Para aumentar la productividad del licor, se planteó la instalación de sistema de intercambio que contaría con:

- Un intercambiador de calor de placas soldadas (para cada etapa).
- Una bomba que transporte la suspensión de hidrato desde el tanque T-41-4 hasta el intercambiador que enfríe dicha suspensión, para adicionarla luego al tanque T-41-5 y lograr la disminución de los 3 °C requeridos por el sistema.
- Una bomba que funcione sólo si el tanque T-41-4 se encuentre en mantenimiento; ésta llevaría suspensión del T-41-5 hasta el intercambiador que enfríe dicha suspensión para adicionarla luego al T-41-6 y lograr la disminución de los tres grados requeridos.

En este capítulo se dimensiona el diseño para la etapa I del circuito de precipitación. Los cálculos de potencia se realizaron sólo para la bomba que transporte suspensión del tanque T-41-4, por ser el tramo de tuberías más largo.

### 3.4.1 Procedimiento empleado para calcular el área de transferencia de calor

1. Se decidió que un 30% de la corriente que entra al T-41-4 se enfriará en el intercambiador, y el resto pasará por rebose al T-41-5 para lograr la disminución.
2. Se realizó un balance de masa y energía empleando la figura 3.14, de la manera siguiente:



**Figura 3.10.** Esquema para balance de masa y energía

En la figura 3.10 se observa un esquema con los tanques precipitadores involucrados en el sistema que se quiere dimensionar. Las líneas rojas representan las tuberías que transportan suspensión de hidrato, la cual es el fluido que se quiere enfriar; mientras que las azules, representan el fluido de enfriamiento. La corriente A corresponde al flujo que entra al tanque T-41-4 que según los parámetros de operación de la planta es  $1500 \text{ m}^3/\text{h}$ , y su temperatura de  $75,4^{\circ}\text{C}$  aproximadamente.

Como se puede observar en dicha figura, el flujo de la corriente A se divide en dos, el 30% va al intercambiador de calor para ser enfriado, como se mencionó anteriormente (representado por la corriente B), y el 70% pasa por rebose al tanque T-41-5, representado por la corriente C; ésta se une luego con la corriente E (suspensión de hidrato fría) en dicho tanque donde se logrará la disminución de los 3 °C. La temperatura de la corriente A y B es la misma (75,4 °C), pero se observa que la de la corriente C es menor (75,1 °C), por los 0,3 °C que disminuye la suspensión al pasar de tanque en tanque.

En los cálculos posteriores, los subíndices A, B, C, D, E, F y G se utilizarán para referirse a las corrientes de la figura 3.15.

Balance de masa en T-41-4: empleando la ecuación 2.12, se tiene que

$$\dot{m}_A = \dot{m}_B + \dot{m}_C$$

Donde:  $\dot{m}$ : flujo másico (kg/h)

Cabe destacar que para cambiar el flujo volumétrico ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) a flujo másico (kg/h) se multiplicó por la densidad de la suspensión de hidrato, la cual  $1360 \text{ kg}/\text{m}^3$ , y se obtuvo de los diagramas de flujo del área de precipitación; de la misma manera se realizó para el flujo de enfriamiento.

$$\dot{m}_B = 30\% \dot{m}_A \quad (\text{Ec. 3.7})$$

$$\dot{m}_B = 0,3 \times 204 \cdot 10^4 = 612 \cdot 10^3 \text{ kg}/\text{h}$$

$$\dot{m}_C = 70\% \dot{m}_A \quad (\text{EC. 3.8})$$

$$^{\circ}m_C = 0,7 \times 204.10^3 = 142,8.10^3 \text{ kg/h}$$

De la misma manera se realizó para el T-41-5 y se obtuvo:

$$^{\circ}m_C = 142,8.10^3 \text{ kg/h}$$

$$^{\circ}m_E = 612.10^3 \text{ kg/h}$$

$$^{\circ}m_G = ^{\circ}m_A = 204.10^4 \text{ kg/h}$$

Balance de energía en T-41-5: empleando la ecuación 2.28, el calor y el trabajo en esta área es despreciado en los cálculos operativos de la planta; por lo tanto se hacen cero, quedando:

$$^{\circ}m_C \times Cp_C \times (T_C - T_R) + ^{\circ}m_E \times Cp_E \times (T_E - T_R) = ^{\circ}m_G \times Cp_G \times (T_G - T_R) \quad (\text{Ec. 3.9})$$

Donde:

Cp: Capacidad calorífica (cal/g°C)

T: Temperatura (°C)

T<sub>R</sub>: Temperatura de referencia (°C)

Se supone que el Cp de la suspensión de hidrato se mantiene constante. También se utiliza una temperatura de referencia de 72,1 °C, por ser la menor temperatura del sistema al cual se le realiza el balance de energía. Sustituyendo con las ecuaciones 3.7 y 3.8 en la ecuación 3.9, se tiene que:

$$\begin{aligned} 0,7^{\circ}m_A \times Cp_C \times (75,1 - 72,1) + 0,3^{\circ}m_A \times Cp_E \times (T_E - 72,1) \\ = ^{\circ}m_C \times Cp_C \times (72,1 - 72,1) \end{aligned}$$

Pero como  $\dot{m}_G = \dot{m}_A$ , entonces  $T_E = 65,1 \text{ }^\circ\text{C}$

Una vez calculada la temperatura de la suspensión al salir del intercambiador ( $T_E$ ), se pudo obtener la caída de temperatura para la suspensión de hidrato en el intercambiador de calor ( $\Delta T_{EB}$ ) para lograr la reducción ( $\Delta T_{CG}$ ) de  $3 \text{ }^\circ\text{C}$  en el T-41-5:

$$\Delta T_{BE} = T_B - T_E \quad (\text{Ec. } 3.10)$$

Sustituyendo los valores de  $T_E$  y  $T_B$  en la ecuación 3.10, se tiene que:

$$\Delta T = 75,4^\circ\text{C} - 65,1^\circ\text{C} = 10,3^\circ\text{C}$$

3. Luego se calculó el calor perdido por la suspensión, en el intercambiador:

$$Q = \dot{m} \times C_p \times \Delta T \quad (\text{Ec. } 3.11)$$

Donde:

$$\dot{m} = \dot{m}_B = 612 \cdot 10^3 \text{ kg/h}$$

$$C_p = 0,90 \text{ cal/g}^\circ\text{C}$$

$$Q = \text{Calor liberado por el licor (cal/h)}$$

Sustituyendo en la ecuación 3.11, se tiene que:

$$Q = 612 \cdot 10^3 \text{ kg/h} \times \frac{10^3 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times 0,90 \text{ cal/g}^\circ\text{C} \times (65,1 - 75,4)^\circ\text{C} = -5,67 \cdot 10^9 \text{ cal/h}$$

Para fluido de enfriamiento se seleccionó “agua de enfriamiento” proveniente del área 84; como el calor liberado por el licor es el mismo absorbido por el agua ( $Q_{H_2O, BE}$ ), se tiene que:

$$Q_{H_2O, BE} = 5,67 \cdot 10^9 \text{ cal/h}$$

Calor específico y densidad del agua de enfriamiento utilizados:

$$C_{p_{H_2O}} = 1 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$$

$$\rho = 993 \text{ kg/m}^3$$

Utilizando la ecuación 3.11 para el agua de enfriamiento se tiene que:

$$Q = Q_{H_2O, DF} = Q_{H_2O, BE} = \dot{m}_D \times C_{p_{H_2O}} \times (T_F - T_D)$$

Se supuso un flujo de agua de  $400 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $397 \cdot 10^3 \text{ kg/h}$ ), y despejando  $T_F$ :

$$T_F = \frac{Q}{\dot{m} \times C_p} + T_D$$

Sustituyendo los valores:

$$T_F = \frac{5,67 \cdot 10^9 \text{ cal/h}}{397 \cdot 10^3 \text{ kg/h} \times \frac{10^3 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times 1 \text{ cal/g}^\circ\text{C}} + 37 \text{ } ^\circ\text{C} = 51,28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

4. Se calculó la diferencia de temperatura media logarítmica con la siguiente ecuación:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{fc1} - T_{ff2}) - (T_{fc2} - T_{ff1})}{\ln\left(\frac{T_{fc1} - T_{ff2}}{T_{fc2} - T_{ff1}}\right)} \quad (\text{Ec. 3.12})$$

Donde:

fc: fluido caliente

ff: fluido frio

1: entrada

2: salida

$T_{fc1}$ : 75,4 °C

$T_{fc2}$ : 65,1 °C

$T_{ff1}$ : 37 °C

$T_{ff2}$ : 51,28 °C

Sustituyendo los valores en la ecuación 3.12, se tiene que:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(75,4 - 51,28) - (65,1 - 37)}{\ln\left(\frac{75,4 - 51,28}{65,1 - 37}\right)} = 26,06 \text{ °C}$$

5. Con la ecuación 3.9, se calculo el calor aportado por las corrientes C y E, para disminuir 3 °C a la salida del tanque T-41-5 (aglomeración) en la corriente G, tomando como referencia  $T_G = 72,1 \text{ °C}$ :

$$\left[ 142,8 \cdot 10^3 \text{ kg/h} \times \frac{10^3 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times 0,90 \text{ cal/g}^\circ\text{C} \times (75,1 - 72,1) \text{ °C} \right] + \left[ 612 \cdot 10^3 \text{ kg/h} \times \frac{10^3 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times (65,1 - 72,1) \text{ °C} \right] = 0$$

Resultando un calor igual a  $-3,47.10^9$  cal/h

6. Con todos los datos recaudados en los pasos anteriores, se calculó el área de transferencia de calor, como se muestra a continuación:

6.1. Como se sabe que el calor también se puede calcular con la ecuación 3.13, se igualó el calor obtenido con dicha ecuación

$$Q = U \times A \times \Delta T_{ml}$$

(Ec.  
3.13)

Donde

A: área de transferencia de calor ( $m^2$ )

U: coeficiente de transferencia de calor =  $786 \text{ W}/m^2\text{°C}$

$\Delta T_{ml}$ : diferencia de temperatura media logarítmica ( $^{\circ}\text{C}$ )

Q: calor liberado por la suspensión =  $5,67.10^9$  cal/h =  $6,59.10^6$  w

El coeficiente de transferencia de calor no pudo ser calculado en este capítulo, ya que la geometría del intercambiador de placas soldadas es conocida sólo por el fabricante (Barriquand); por lo tanto dicho coeficiente fue estimado y suministrado por el mismo fabricante, en base a información que produjo resultados satisfactorios en otras plantas de alúmina en Europa (anexo E)<sup>[17]</sup>. En el anexo F se puede apreciar una hoja de datos de un intercambiador de placas soldadas ofertado por el fabricante para CVG Bauxilum (área 41) para el proyecto de expansión de la planta de 2 a 3 MTM/año. Comparando los valores de flujo de suspensión de hidrato y agua requeridos por ambos intercambiadores, se observa que para la suspensión, el flujo requerido para el diseño ( $612.10^3$  kg/h) es un poco menor (4% de desviación) que el ofertado por Barriquand ( $637.10^3$  kg/h), mientras que para el agua de enfriamiento el

flujo necesario en el diseño preliminar es aproximadamente tres veces mayor ( $397.10^3$  kg/h versus). Las diferencias de temperatura en ambos intercambiadores son cercanas; al igual que la densidad del agua ( $993$  kg/m<sup>3</sup> para el diseño y  $991$  kg/m<sup>3</sup> para el ofertado por el fabricante), mientras que la densidad de la suspensión para el intercambiador ofertado ( $1707$  kg/m<sup>3</sup>) es un poco mayor que la requerida para el diseño ( $1360$  kg/m<sup>3</sup>). En cuanto a la capacidad calorífica, se observa que la del agua es igual para ambos equipos ( $4,18$  kJ/kg°C), pero la de la suspensión de hidrato es mayor para el equipo del diseño. El calor transferido en el intercambiador seleccionado ( $6,59.10^6$  W) es aproximadamente tres veces mayor que el del ofertado por Barriquand ( $2,91.10^6$  W). A pesar de las diferencias encontradas entre estos equipos, se utilizó el coeficiente global de transferencia de calor del equipo ofertado ( $786$  W/m<sup>2</sup>°C), por la falta de información referente a la geometría del equipo como, se dijo anteriormente, ya que ésta es de naturaleza confidencial para el fabricante (anexo F).

6.2. Se despejó el área

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T_{ml}} \quad \text{Ec. (3.14)}$$

Sustituyendo se tiene que:

$$A = \frac{6,59.10^6 \text{ w}}{786 \text{ W/m}^2\text{°C} \times 26,06\text{°C}} = 321,73 \text{ m}^2$$

Por consideraciones de diseño, el área de transferencia del equipo debe tener 30% más de la obtenida anteriormente, resultado un área de  $417,44$  m<sup>2</sup>.

### 3.4.2 Procedimiento empleado para el cálculo de la velocidad de los fluidos

Todos los cálculos fueron realizados siguiendo las normas internas de diseño de Bauxilum DS-512, DS-513.<sup>[15]</sup>

#### Suspensión de hidrato:

1. Se supuso un diámetro nominal para la tubería de 250 mm.
2. Fueron tomados de la tabla 3.15 Los valores de diámetro externo, espesor de pared y factor de corrosión de las tuberías.
3. Se calculó la velocidad de la suspensión:

$$v = \frac{353,7 \times FV}{D_i^2} \quad (\text{Ec. 3.15})$$

$$D_i = D_e - 2\delta - 2\xi \quad (\text{Ec. 3.16})$$

Donde:

v: velocidad del fluido (m/s)

FV: flujo (m<sup>3</sup>/h)

D<sub>i</sub>: diámetro interno de la tubería (mm)

D<sub>e</sub>: diámetro externo de la tubería (mm)

δ: espesor (mm)

ξ: factor de corrosión (mm)

Se calculó el diámetro interno con la ecuación 3.16:

$$D_i = 273\text{mm} - (2 \times 9,27) - (2 \times 4) = 246,46 \text{ mm}$$

Sustituyendo en la ecuación 3.15, se tiene que:

$$v = \frac{353,7 \times 450 \text{ m}^3/\text{h}}{(246,46\text{mm})^2} = 2,62 \text{ m/s}$$

4. En la tabla 3.16, según la norma de diseño DS-513 se observó que la velocidad obtenida era muy elevada en comparación los límites (1,6 a 2,2 m/s) por lo tanto, se supuso un diámetro nominal de 300 mm (20 % mayor que 250 mm).

5. Se repitieron los pasos 2 y 3, y se obtuvo:  $v = 1,81 \text{ m/s}$

#### **Agua de enfriamiento:**

1. Se supuso una velocidad de 2,5 m/s

2. Se despejó el diámetro de la ecuación 3.15, con lo que se obtuvo:

$$D = \sqrt{\frac{353,7 \times 400 \text{ m}^3/\text{h}}{2,5 \text{ m/s}}} = 237,89 \text{ mm}$$

3. El valor obtenido se buscó en la tabla 3.15; como éste no coincidía exactamente con ningún valor tabulado, se supuso diámetro nominal de 250 mm.

4. Se calculó la velocidad con la ecuación 3.15, y se obtuvo:

$$v = \frac{353,7 \times 400 \text{ m}^3/\text{h}}{(252,46\text{mm})^2} = 2,22 \text{ m/s}$$

### 3.4.3 Procedimiento empleado para el cálculo del área de flujo de fluidos y espesores de ductos

El área de flujo de fluidos por las tuberías fue calculada mediante la ecuación siguiente:

$$A = \pi \times r_i^2 \quad (\text{Ec. 3.17})$$

Siendo  $r_i$  el radio interno (mm)

$$r_i = \frac{D_i}{2} \quad (\text{Ec. 3.18})$$

Se substituyó el diámetro interno obtenido en la sección 3.4.2, y se obtuvo:

- Para la suspensión de hidrato:

$$r_i = \frac{0,29686 \text{ m}}{2} = 0,14843 \text{ m}$$

$$A = \pi \times (0,14843 \text{ m})^2 = 6,92 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2$$

- Para el agua de enfriamiento:

$$r_i = \frac{0,25246 \text{ m}}{2} = 0,12623 \text{ m}$$

$$A = \pi \times (0,12623 \text{ m})^2 = 5,01 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2$$

**Tabla 3.15.** Dimensiones de tuberías de acero sin costura y soldadas.<sup>[15]</sup>

Tamaño Nominal de la Tubería	Diámetro externo	ESPEORES NOMINALES DE PARED					
		Cédula 10	Cédula 20	Peso estándar	Cédula 40	Extra fuerte	Cédula 80
15	21,3	-	-	2,77	2,77	3,73	3,73
20	26,7	-	-	2,87	2,87	3,91	3,91
25	33,4	-	-	3,38	3,38	4,55	4,55
32	42,2	-	-	3,56	3,56	4,85	4,85
40	48,3	-	-	3,68	3,68	5,08	5,08
50	60,3	-	-	3,91	3,91	5,54	5,54
65	73	-	-	5,16	5,16	7,01	7,01
80	88,9	-	-	5,49	5,49	7,62	7,62
100	114,3	-	-	6,02	6,02	8,56	8,56
125	141,3	-	-	6,55	6,55	9,52	9,52
150	168,3	-	-	7,11	7,11	10,97	10,97
200	219,1	-	6,35	8,18	8,18	12,7	12,7
250	273	-	6,35	9,27	9,27	12,7	15,09
300	323,9	-	6,35	9,52	10,31	12,7	17,47
350	355,6	6,35	7,92	9,52	11,13	12,7	19,05
400	406,4	6,35	7,92	9,52	12,7	12,7	21,44
450	457,2	6,35	7,92	9,52	14,27	12,7	23,82
500	508	6,35	9,52	9,52	15,09	12,7	26,19
550	558,8	6,35	9,52	9,52	15,88	12,7	28,58
600	609,6	6,35	9,52	9,52	17,48	12,7	30,96
650	660,4	7,92	12,7	9,52	-	12,7	-
700	711,2	7,92	12,7	9,52	-	12,7	-
750	762	7,92	12,7	9,52	-	12,7	-
800	812,8	7,92	12,7	9,52	17,48	12,7	-
850	863,3	7,92	12,7	9,52	17,48	12,7	-
900	914,4	7,92	12,7	9,52	19,05	12,7	-
Todas las dimensiones están dadas en milímetros							

**Tabla 3.16.** Parámetros de fluidos para el cálculo de bombas.<sup>[15]</sup>

Fluidos	Na (g/L)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	v (m/s)	$\delta$ (mm)	$\epsilon$ (mm)	$f_p$	$f_f$
Licor preñado (suspensión)	80 -125	1100 - 1400	1,6 - 2,2	4	2	1	1,3
Agua	-	1000	1,8 - 2,5	1	1	1	1
Condensado	-	1000	1,6 - 2,2	-	1	1	1,1
Ácido	-	1100 - 1800	1,3 - 1,8	-	1	1	1,1
Cáustica fresca	-	1530	1,5 - 1,8	2	2	1	1,2

### 3.4.5 Procedimiento empleado para el cálculo de la potencia de la bomba

1. Siguiendo las normas de diseño mencionadas anteriormente, se empleó la ecuación 2.19 para calcular la carga dinámica total.
2. Se elaboró un esquema como el de la figura 3.11 para visualizar los elementos que influían en el cálculo de la carga dinámica total.

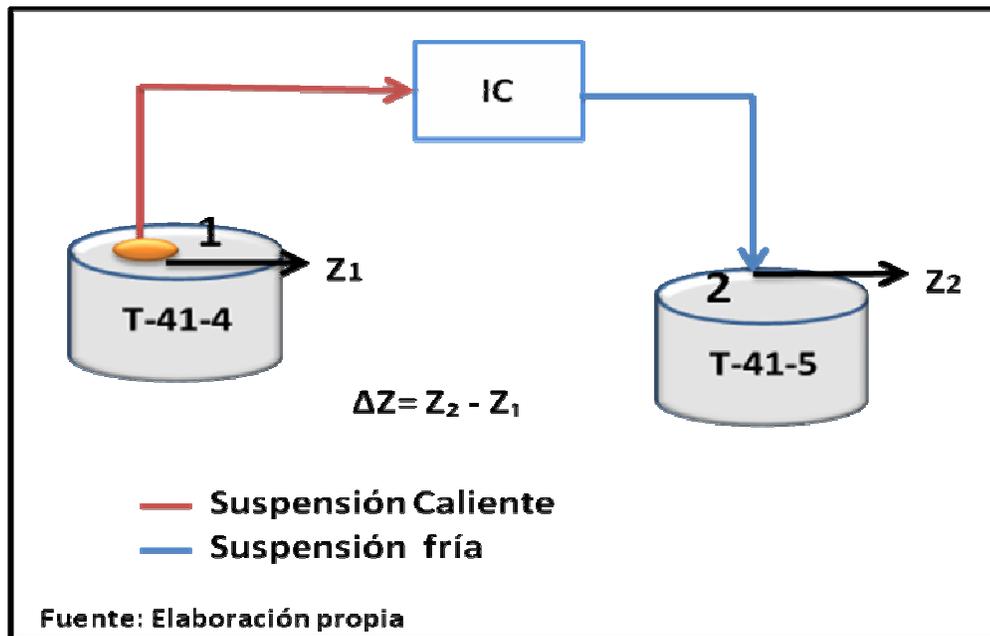


Figura 3.11. Esquema para cálculo de la carga dinámica total

3. Por medio del programa Autocad 2008<sup>[18]</sup> y los planos de la planta, se pudo conocer las distancias entre el intercambiador y los tanques, para determinar las longitudes de las tuberías que transportarían los fluidos. Ello se obtuvo para:

- Suspensión caliente = 14,044 m
- Suspensión fría = 10,387 m

4. Se calculó las pérdidas de carga debido a la fricción en las tuberías y accesorios, mediante la ecuación 2.20, para la tubería que transporta suspensión caliente

4.1 Se calculó el número de Reynolds mediante la ecuación 2.21:

$$Re = \frac{1,81 \text{ m/s} \times 0,29686 \text{ m}}{1,7 \text{ c. St}} \times 10^6 = 3,16 \cdot 10^5$$

La ecuación se multiplica por  $10^6$  para consistencia de unidades

4.2 Se obtuvo el factor de fricción:

4.2.1. De la tabla 3.16 se extrajo el factor de rugosidad “ $\epsilon$ ” y se dividió entre el diámetro interno de la tubería, obteniéndose la rugosidad relativa ( $\epsilon/D_i = 0,0067$ )

4.2.2. Con  $\epsilon/D_i$  y  $Re$  se buscó el factor de fricción en la figura 2.7, resultando:  $f_1 = 0,034$

4.2.3. Según las normas de diseño, para números de Reynolds mayores a 4.000, el factor de fricción debe multiplicarse por un factor de seguridad igual a 1,3. Entonces:

$$f_1 = 0,034 \times 1,3 = 0,0442$$

4.3 Se calculó  $L/D_{i,tubería}$ , mediante la ecuación 2.22:

$$\frac{L}{D_{i,tubería}} = \frac{14,044 \text{ m}}{0,29686 \text{ m}} = 47,31 \text{ m}$$

4.4 Se calculó  $\sum L/D_{,accesorio}$ . Los accesorios para este tramo de tubería son:

- Dos codos
- Una entrada
- Una conexión “T”<sub>ramificación</sub>
- Una trampa de sólidos

Se tomaron los valores de longitud equivalente de la tabla 2.2, y sustituyendo en la sumatoria, se obtuvo que:

$$\sum \frac{L}{D_{\text{accesorios}}} = (2 \times 20) + 25 + 70 + 225 = 360$$

4.5 Para calcular  $h_{f1}$ , se sustituyeron los valores obtenidos en los puntos anteriores en la ecuación 2.20:

$$h_{f1} = \frac{(1,81 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2} \times 0,0442 \times \{47,31 + 360\} = 3,01 \text{ m}$$

5. Se calculó el cabezal por pérdidas de fricción para tubería que transporta suspensión fría, igualmente con la ecuación 2.20:

5.1 Se repitió el paso 4.1 para este tramo y se obtuvo:  $Re = 3,16 \cdot 10^5$

5.2 Se repitió el paso 4.2 y se obtuvo:  $\epsilon/D_i = 0,0067$  y  $f_2 = 0,0442$

5.3 Se calculó  $L/D_{\text{tubería}}$ , con la ecuación 2.22:

$$\frac{L}{D_{\text{tubería}}} = \frac{10,387 \text{ m}}{0,29686 \text{ m}} = 34,99$$

5.4 Se calculó  $\sum L/D_{\text{accesorios}}$ . Los accesorios y sus valores de  $L/D$  para este tramo de tubería son:

- Dos codos
- Una salida
- Una conexión “T”<sub>ramificación</sub>

Tomando los valores de longitud equivalente de la tabla 2.2 se obtuvo:

$$\sum \frac{L}{D_{\text{accesorios}}} = (2 \times 20) + 50 + 70 = 160$$

5.5 A su vez para el cálculo de  $h_{f2}$  se sustituyeron los valores obtenidos en la ecuación 2.20:

$$h_{f2} = \frac{(1,81 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81} \times 0,0442 \times \{34,99 + 160\} = 1,44 \text{ m}$$

6. Se calculó las pérdidas de carga por presión estática (asociada a la caída de presión en el intercambiador de calor), mediante la ecuación 2.23. La caída de presión en el intercambiador fue suministrada por el fabricante seleccionado, siendo igual a 1 bar para el lado de la suspensión y para el agua 1,5.

$$h_p = \frac{1 \text{ bar} \times 10^5}{1360 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2} = 7,50 \text{ m}$$

7. Se calculó las pérdidas de carga por elevación (ecuación 2.24):

$$h_g = (-0,66 + 0) = -0,66 \text{ m}$$

8. Se sustituyeron los valores en la ecuación 2.19 y se calculó (TDH):

$$\text{TDH} = (3,01 + 1,44 + 7,50 - 0,66) \text{ m} = 11,29 \text{ m}$$

Cabe destacar que las pérdidas de carga por velocidad ( $v^2/2g$ ) son despreciables, debido a que las velocidades son pequeñas y por lo tanto su valor será insignificante para los cálculos.

9. Finalmente se sustituyeron los valores en la ecuación 2.25 y se calculó la potencia de la bomba:

$$\text{Potencia} = \frac{450 \text{ m}^3/\text{h} \times 11,29 \text{ m} \times 1360 \text{ kg}/\text{m}^3 \times 100}{367000 \times 65} = 29,12 \text{ kw} = 39,05 \text{ hp}$$

### 3.4.6 Tipo de materiales y de bombas

Para la selección de los materiales se tomó en cuenta a aquellos empleados en la planta, para determinar si tenían un buen rendimiento al transportar fluidos corrosivos.

En la selección de la bomba que transportaría la suspensión de hidrato, se tomó en cuenta el flujo ( $450 \text{ m}^3/\text{h}$ ) y las características del fluido; y mediante el manual de bombas empleado en CVG Bauxilum, se pudo conocer la que más se adapta a las necesidades del sistema.<sup>[19]</sup>

### 3.5 Elaboración de diagrama de flujo de proceso y de ubicación relativa del sistema seleccionado

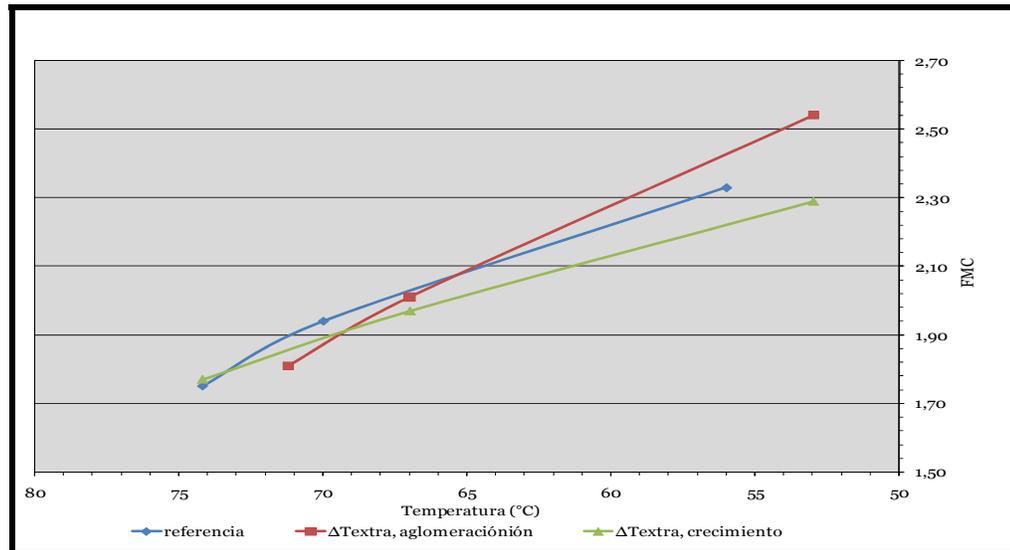
Para la elaboración de estos diagramas se contó con el apoyo de los ingenieros de planta, a los cuales se les suministró la información específica del diseño preliminar. Los diagramas de flujo de proceso fueron elaborados con el programa Autocad 2008<sup>[18]</sup>, los cuales se muestran en las figuras 4.11 y 4.12.

## CAPITULO IV

### DISCUSIÓN DE RESULTADOS

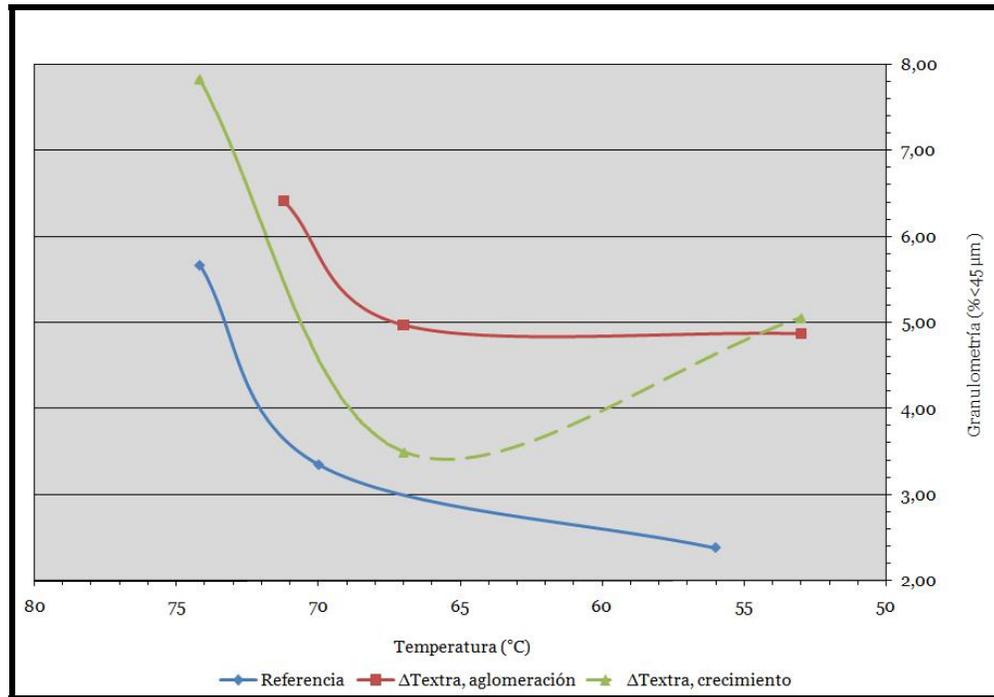
#### **4.1 Obtención del perfil térmico de las zonas de aglomeración y crecimiento en el área de precipitación de hidrato, contenido en el licor madre del proceso de producción de alúmina**

Para la realización del diseño preliminar fue necesario obtener un nuevo perfil térmico del área de precipitación, por lo cual se procedió a analizar los parámetros evaluados en la sección 3.1 del capítulo anterior. En la figura 4.1 se puede observar que para las tres corridas a temperatura inicial de 76 °C (referencia, enfriamiento extra en aglomeración y enfriamiento extra en crecimiento), a medida que disminuyó la temperatura aumentó la fracción molar cáustica (FMC). Lo cual era de esperarse ya que al ser sometido el licor madre a enfriamiento, la solubilidad de la alúmina en éste va decayendo, por lo cual el soluto en exceso precipita en forma de trihidrato, y en consecuencia se eleva la FMC (2,54 a 54°C). Se observa también que en la corrida con enfriamiento extra en aglomeración se produce mayor FMC. Esta tendencia se repite en la prueba a temperatura inicial de 80 °C (2,34 a 57 °C). (Ver anexos G)



**Figura 4.1.** Variación de la FMC con la temperatura, para la prueba a temperatura inicial de 76 °C

En la figura 4.2 se observa que al comienzo de la precipitación (aglomeración) entre 76 y 67 °C ocurrió una disminución de la granulometría con la temperatura, lo cual puede ser indicativo de la generación excesiva de partículas finas en el proceso. Sin embargo, entre 67 y 53 °C la granulometría mostró tendencia a cambiar poco respecto al cambio de temperatura, a excepción de la corrida con enfriamiento extra en crecimiento, para la cual el ascenso observado en la granulometría es atribuido a error experimental. No obstante, los valores de la suspensión de aglomeración (SPA), o muestras retiradas a las 6 horas, para las tres corridas estuvieron dentro del rango deseado ( $\leq 8\%$ ). Cabe destacar que en la planta la granulometría de dicha suspensión es a la que se atribuye mayor importancia, ya que al comienzo del proceso de precipitación se procura que las partículas aglomeradas sean resistentes y de buen tamaño. Ya que las más gruesas se aglomeran menos y además suelen ser inestables, probablemente porque son más sensibles al desarrollo de los mecanismos de nucleación.



**Figura 4.2.** Variación de la granulometría con la temperatura, para la prueba a temperatura inicial de 76 °C

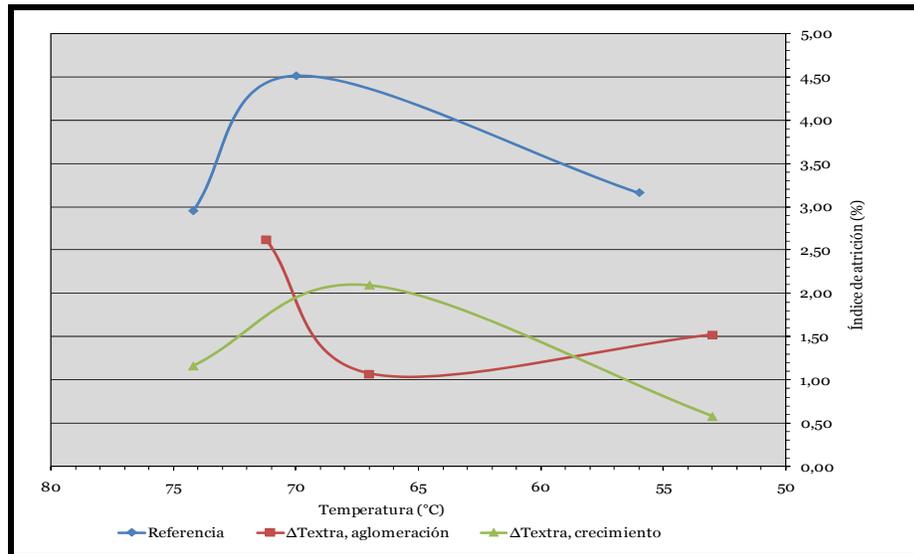
Por otra parte, en la prueba a temperatura inicial de 80 °C los valores de granulometría también se encontraron dentro del intervalo de valores deseados (ver anexos G). Se evidencia generalmente un efecto de la mayor temperatura inicial (4 °C más) sobre el aumento de la solubilidad del hidrato en el licor madre, conllevando así a reducir la cantidad de alúmina precipitada correspondiente a tamaños de partículas menores de 45 μm.

En el caso de la curva de enfriamiento extra en crecimiento, la disminución del índice granulométrico fue aún más dramático por el efecto del aumento de temperatura inicial a 80 °C. Se evidenció en este caso que en el intervalo de 78 a 57 °C la granulometría permaneció en valores entre 3,1 y 2,85; contrastando

marcadamente con lo observado a 76 °C de temperatura inicial, en cuyo caso el índice granulométrico varió de 7,83 a 3,5 entre los 74,2 y 67 °C.

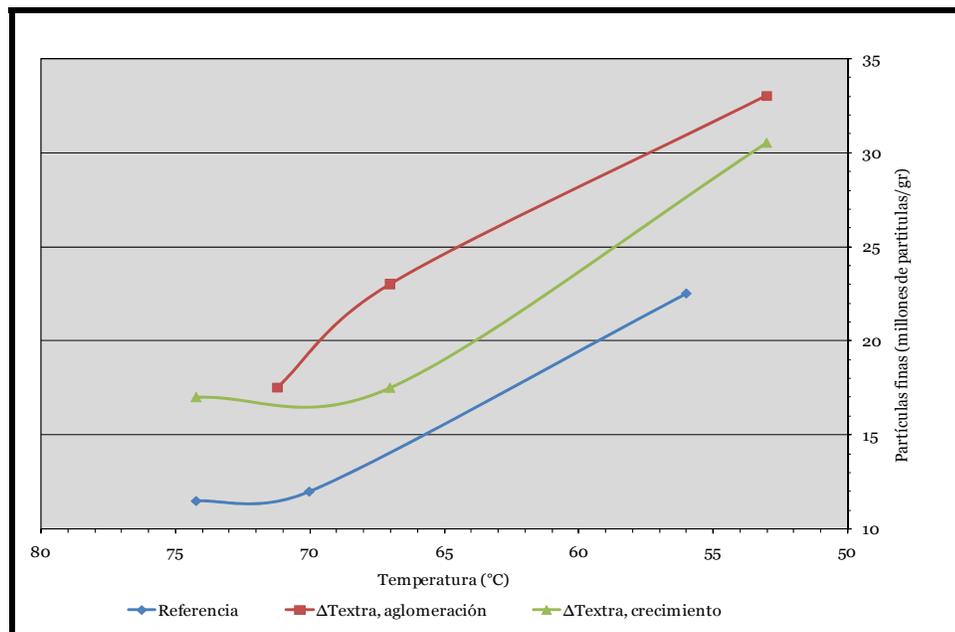
En cuanto al cambio de las tendencias observadas respecto al índice granulométrico de las corridas de referencia y de enfriamiento extra en crecimiento se puede decir que un incremento de 4 °C en la temperatura inicial del proceso de precipitación, disminuye notoriamente la cantidad de partículas < 45 µm favorables para dicho proceso.

En la figura 4.3 se observa que a pesar que el índice de atrición varía con la temperatura de una manera diferente para cada corrida, los valores de SPA no sobrepasan el 8% que es la meta en la planta para esta suspensión. Estos valores son favorables para el proceso ya que aseguran la formación de partículas resistentes al rompimiento en el lecho fluidizado de cada uno de los calcinadores. Por otra parte, la prueba a temperatura inicial de 80°C (ver anexos G), presenta valores dentro de los parámetros excepto para la corrida a referencia, debido a que en condiciones iniciales extremas como ésta, un enfriamiento extra es beneficioso para la productividad de la alúmina precipitada.



**Figura 4.3.** Variación del índice de atrición con la temperatura, para la prueba a temperatura inicial de 76 °C

También se puede observar en la figura 4.4 que a 76 °C de temperatura inicial, el descenso de temperatura influye sobre la formación de partículas finas, donde se aprecia que el porcentaje de éstas aumentó con dicho descenso entre un 11 y 30%. Estos valores se encuentran dentro de los límites, si se compara con la meta de la planta que es  $\leq 150\%$  para la salida de la SPA y  $\leq 80\%$  para la salida del último precipitador. Tales bajos valores respecto a los deseados indican que no se produjo afinamiento excesivo por la disminución de la temperatura. Dicha situación es similar para la prueba a temperatura inicial de 80°C (anexos G), excepto por la corrida con enfriamiento extra en aglomeración, que presenta una menor producción de partículas finas con la caída de la temperatura, probablemente como consecuencia del aumento de 4 °C en la temperatura inicial, por disminución de la sobresaturación del licor madre.



**Figura 4.4.** Variación de las partículas finas con la temperatura, para la prueba a temperatura inicial de 76 °C

Al determinar el índice de aglomeración para las corridas a 76°C (tabla 4.1) se obtuvo valores entre 51 y 64 %. Generalmente a nivel de planta, los valores deben estar entre 40 % y 60 % ya que porcentajes por debajo de 40 son indicativos de la producción de finos. Mientras que por encima de 60 % se tienen productos gruesos, los que a su vez generan índices de atrición altos, y provocan mayor rompimiento de las partículas en los lechos de los calcinadores dando como resultado productos finales muy finos. Es por ello que se debe mantener el índice de aglomeración en el rango de 40 a 60 %, a la salida de la suspensión de aglomeración. A nivel de laboratorio, como no es posible reproducir con exactitud los procesos de la planta, los porcentajes del índice de aglomeración son diferentes (50 % y 70 %).

Al comparar los índices de aglomeración obtenidos en las dos pruebas a distintas temperaturas iniciales (76 y 80 °C), con los valores referenciales del laboratorio, se observa que todas las corridas a 76 °C inicialmente arrojaron índices de aglomeración en el rango aceptable (50 a 70 %). Por contraste, en las pruebas a 80 °C (ver anexos

H) sólo la corrida de enfriamiento extra en aglomeración mantuvo al referido parámetro indicador en el intervalo recomendado (66,38 %), pues las de referencia y la de enfriamiento extra en crecimiento produjeron índices inaceptables (76,5 % y 80,82 %, respectivamente).

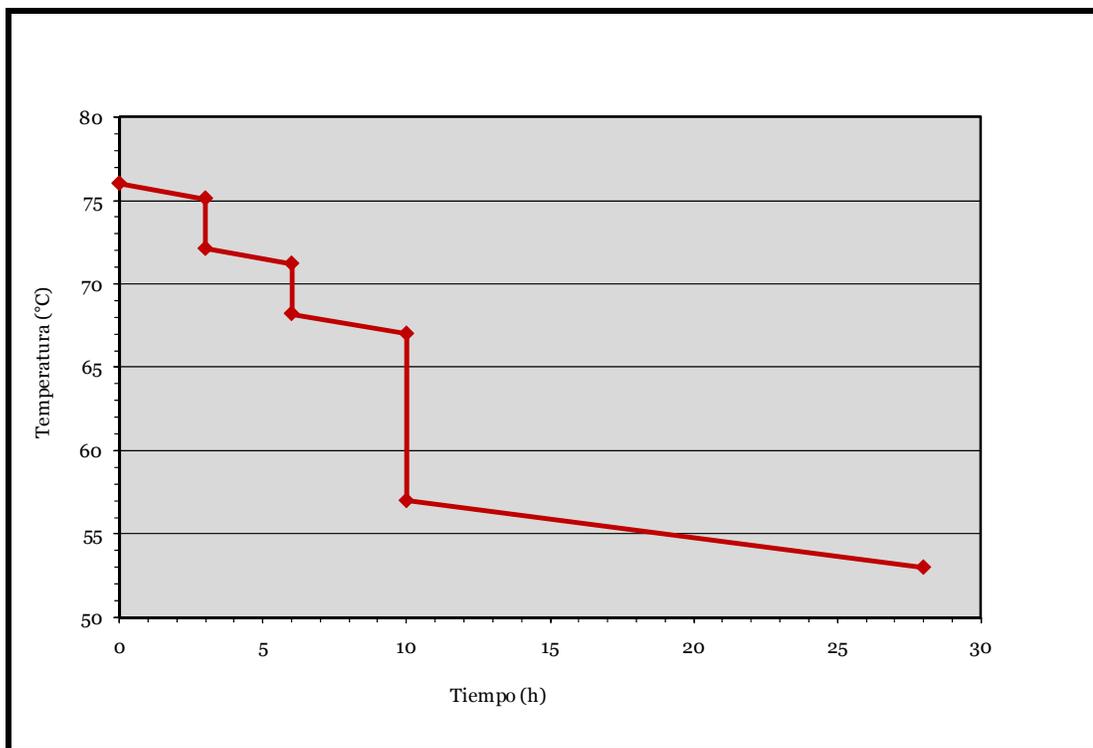
Cabe destacar que índices de aglomeración elevados indican la formación de partículas gruesas en el producto, lo cual es adverso para los lechos de los calcinadores, ya que éstas debido a su tamaño, chocan entre sí dentro de los mismos y generan partículas finas como producto final. Sin embargo, al observar los valores bajos de los superfinos, se constata que no hubo producción excesiva de éstos.

**Tabla 4.1.** Valores obtenidos de índice de aglomeración para la prueba a temperatura inicial de 76 °C

Corrida	Índice de aglomeración (%)
Referencia	64,57
$\Delta$ Textra, aglomeración	59,94
$\Delta$ Textra, crecimiento	51,07

Luego de analizar los parámetros anteriores se decidió que el perfil de temperatura en el área de precipitación debía iniciar a 76°C porque esta condición es la de la operación normal en la planta. Temperaturas iniciales mayores, como lo es 80 °C, puede generar la alteración de los parámetros de proceso, y hacer más difícil el logro de la meta de temperaturas en el área de precipitación. El perfil de temperatura debía sufrir una disminución extra de 3°C a las 3 horas de iniciado el proceso, en la zona de aglomeración; pues enfriando allí, la FMC aumenta más que en las demás corridas, además de que los parámetros exigidos por la planta no se alteran.

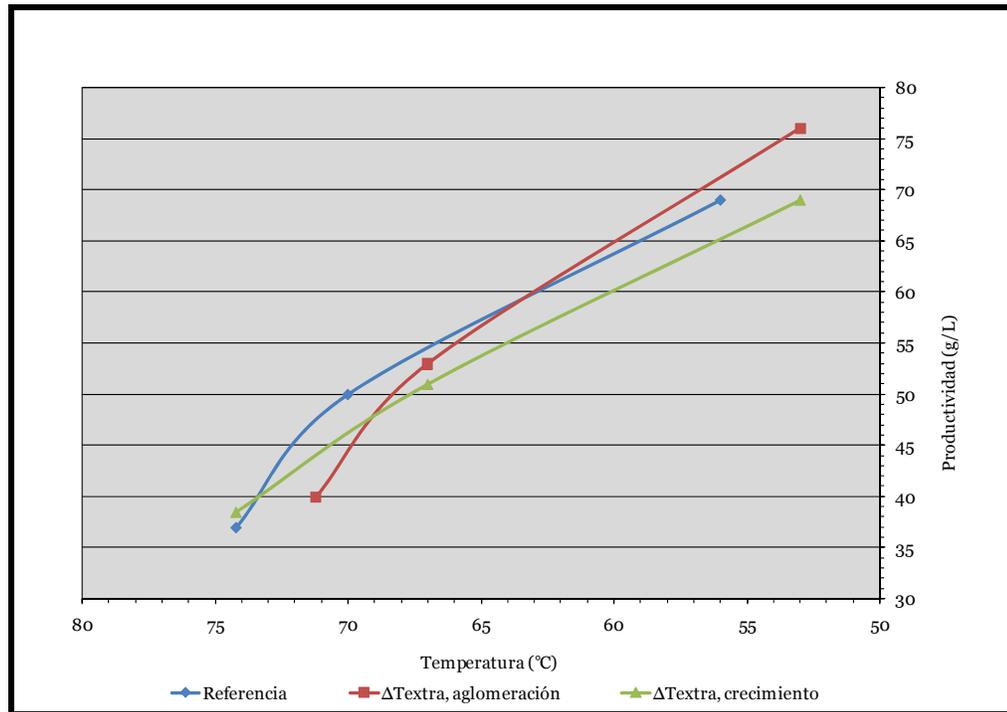
Por consiguiente, el perfil de temperatura conveniente se puede apreciar en la figura 4.5, donde se observa que el proceso de precipitación comienza a 76 °C, y la temperatura va disminuyendo gradualmente, como se explicó en el capítulo anterior. A las tres horas hay una caída inmediata de 3°C para incrementar la productividad; luego a las 6 horas se adiciona la semilla gruesa, y la temperatura de la suspensión rápidamente disminuye 3 °C más. Posteriormente, a las 10 horas de proceso se provoca un enfriamiento súbito de 10 °C adicionales. Luego de este punto, la suspensión va perdiendo 0,3 °C, cada 90 minutos para simular el paso por los trece precipitadores de 3500 m<sup>3</sup> cada uno, y cuyo tiempo de residencia es de hora y media aproximadamente, hasta salir a las 28 horas con una temperatura final de 53 °C.



**Figura 4.5.** Perfil de temperatura obtenido para el área de precipitación

#### **4.2 Selección de la zona de instalación del sistema de intercambio de calor en base a los valores de productividad del área de precipitación de hidrato**

Para seleccionar la zona de instalación del sistema intercambiador de calor se utilizó como criterio los valores de productividad obtenidos en ambas pruebas. En la figura 4.6 se muestra la influencia de la temperatura sobre la productividad del licor para las pruebas a temperatura inicial de 76 °C, y como era de esperarse se observa que al disminuir la temperatura, aumenta la productividad para todas las corridas; ya que a menor temperatura menor solubilidad de la alúmina en el licor, y a su vez mayor fracción molar cáustica, lo que conlleva al aumento de la productividad. Durante el enfriamiento extra en aglomeración se obtuvo una productividad máxima de 76 g/L, mientras que en la corrida con enfriamiento extra en crecimiento, al finalizar el proceso no se observó diferencia respecto a la corrida de referencia (productividad máxima de 69 g/L). Por su parte, en las pruebas con temperatura inicial a 80 ° C (ver anexos H), a pesar de que la productividad aumentó con la temperatura y se incrementó con los enfriamientos adicionales en las dos zonas mencionadas anteriormente, no se observó diferencias de productividad entre ellas, ya que ambas corridas (enfriamiento extra en aglomeración y en crecimiento) arrojaron un valor máximo de productividad de 69 g/L. Esto pudo haber sido consecuencia de que a una temperatura inicial superior (como 80 °C), no se produjo suficiente saturación del licor, lo que conllevó a limitar la aglomeración.



**Figura 4.6.** Variación de la productividad con la temperatura, para la prueba con temperatura inicial de 76 °C

Con estos resultados se demostró que a nivel de laboratorio, una reducción de temperatura a las 3 horas de haber iniciado el proceso de precipitación (aglomeración), incrementa en un 10 % la productividad del licor. Es de suponer que al aplicar este enfriamiento a nivel industrial, el porcentaje de incremento disminuya un poco, por razones de escalamiento. Sin embargo, al observar los resultados obtenidos en la planta de aluminio de Grecia (anexos E); se evidencia que el enfriamiento a nivel industrial, similar al diseño planteado en este proyecto, también incrementa la productividad, en ese caso, un enfriamiento de 5,93 °C puede generar un aumento de 4,23 % en la mencionada productividad.

Por lo tanto, se decidió instalar el sistema de intercambio de calor en la zona de aglomeración, específicamente entre los tanques T-41-5 y T-41-7 (etapa I), y T-41-

105 y T-41-107 (etapa II), porque es entre estos tanques donde que se cumplen 3 horas de proceso, y con lo cual se logra la formación de aglomerados fuertes antes de disminuir la temperatura, para de esta manera evitar nucleaciones excesivas.

#### **4.3 Análisis de varias opciones de intercambiadores de calor para el diseño**

Después de entrevistar a los ingenieros de proceso de la planta, se investigó las características de los tres tipos de intercambiadores que ofrecían los fabricantes seleccionados y respecto a éstos se observó lo siguiente:

- Intercambiadores de espiral: en estos intercambiadores las velocidades que alcanzan los fluidos son muy grandes, y a pesar que esto genera un efecto autolimpiante dentro de los mismos, si se decidía usarlos para el sistema requerido, se generaría mucho rompimiento en las partículas provocado por las altas velocidades, lo cual no es favorable para la productividad del proceso de precipitación de CVG Bauxilum.
- Intercambiadores de placas con juntas: en estos intercambiadores el canal de flujo entre las placas varía entre 1,27 y 6,35 mm, el cual es muy pequeño para manejar fluidos que generan altas incrustaciones. Para que el canal fuera más ancho, deberían usarse juntas más grandes, pero esta situación no es la típica en estos intercambiadores, porque por lo general las juntas son hechas de un tamaño estándar.
- Intercambiadores de placas soldadas: estos intercambiadores poseen características que les favorecen respecto a los otros, además de que el canal de flujo alcanza valores mayores a 6,35 mm, se puede utilizar con suspensiones de sólidos más incrustantes y corrosivas que las empleadas por los intercambiadores mencionados anteriormente.

Luego de conocer estas características se decidió emplear un intercambiador de calor de placas soldadas, ya que éste transfiere calor a través de un área que no genera rompimiento excesivo de las partículas, además puede manejar con mayor facilidad las suspensiones con altas concentraciones de sólidos como las que se generan en CVG Bauxilum. Para elegir el fabricante fue crucial la opinión del personal de la planta con respecto a su experiencia con Alfa Laval y Barriquand. Se decidió emplear la tecnología de Barriquand ya que la del otro fabricante fue empleada con anterioridad en la planta, específicamente en el área 39 y los resultados no fueron los esperados, ya que en éstos se generaba demasiada incrustación de sólidos y eran necesarias paradas del área para eliminarlas; esto último, sumado a su bajo rendimiento, resultó en el reemplazo de los mismos. Por otra parte, en el área de enfriamiento por expansión instantánea (área 39) las viscosidades del licor madre son inferiores a las empleadas en el área de precipitación (área 41). Como se puede observar en el anexo I, la viscosidad de entrada al intercambiador instalado en el área 39 es de 0,716 cp, mientras que para el intercambiador del sistema diseñado es de 2,31 cp (1,7 c.St). Esta diferencia de viscosidades, no hace posible en el empleo de un intercambiador de calor fabricado por Alfa Laval, ya que este no dispone de aplicaciones para suspensiones con estas características. Además los intercambiadores Barriquand han sido empleados con anterioridad en empresas productoras de alúmina, como lo es la planta *Aluminum of Greece*<sup>[17]</sup>, y se obtuvieron resultados satisfactorios.

La tecnología empleada por el fabricante seleccionado es denominada PLATULAR. Los intercambiadores PLATULAR cumplen todo tipo de requerimiento de transferencia de calor para un número de procesos industriales y las unidades ofrecidas son realmente hechas a la medida, o estandarizadas dependiendo de los servicios requeridos y nivel de mantenimiento. Han sido especialmente diseñados

para muchas aplicaciones; son particularmente más adecuados para fluidos difíciles, cargados con incrustaciones, viscosos, abrasivos, entre otros.<sup>[10]</sup>

El desempeño térmico de estos intercambiadores los hace particularmente atractivos. Adicionalmente, su diseño básico les da ventajas significativas en relación a otros tipos de intercambiadores, por ejemplo, una alta capacidad de flujo y diseño compacto.

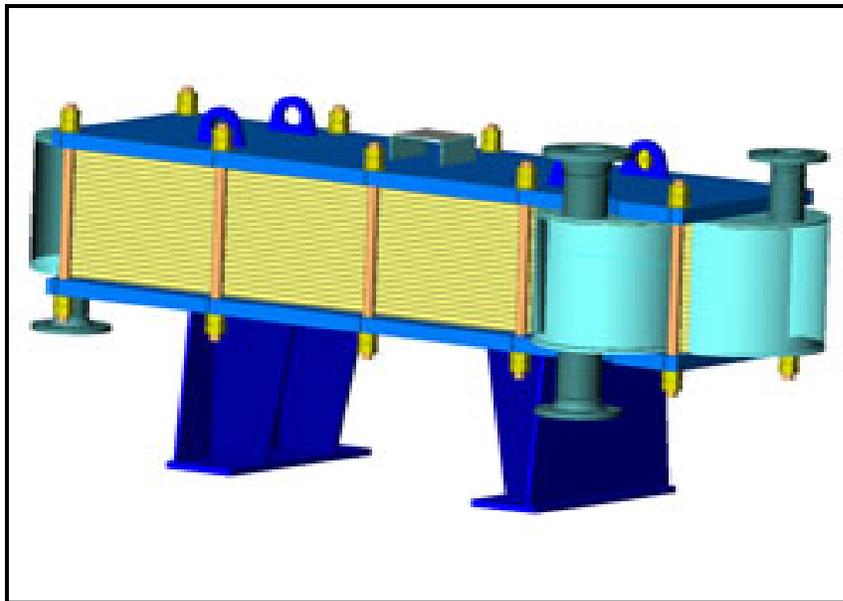
La versatilidad de los intercambiadores de calor de placa soldada PLATULAR, es lo mejor para resolver muchos requerimientos de proceso (térmica, facilidad de limpieza, bajo volumen de retención, viscosidad, líquidos fibrosos); además la ausencia de juntas significa que los intercambiadores PLATULAR pueden ser usados hasta altas temperaturas (más de 500 °C) pero a baja presión. En caso de temperaturas más bajas, puede alcanzarse presiones sobre 30 bar.<sup>[10]</sup>

En base a las recomendaciones del fabricante en el proyecto de expansión de la planta a 3 MMTM/año, se eligió un intercambiador PLATULAR tipo XS, cuyas características son:

- Capacidad grande o pequeña
- Circuito simple o múltiple
- Múltiples corrientes
- Horizontal, vertical o inclinado
- Construcción: totalmente soldado en ambos circuitos

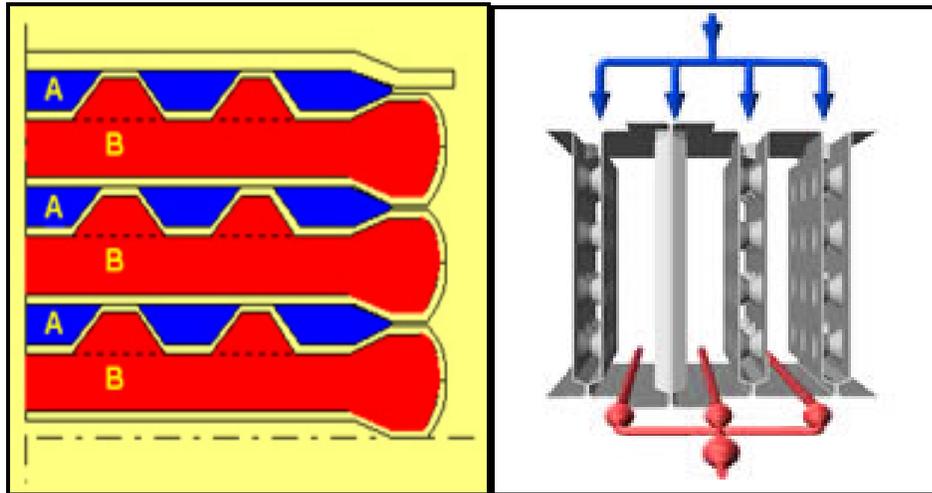
Este intercambiador es especialmente diseñado para fluidos sucios y puede realmente generar importantes ahorros en actividades de limpieza y mantenimiento.

En la figura 4.7 se puede observar el modelo de intercambiador seleccionado para el sistema. En este equipo, por lo general los fluidos circulan en contracorriente. Los paquetes de placas soldadas son ubicados unos sobre otros, y su cantidad es establecida por el fabricante dependiendo del área requerida para el intercambio de calor. Se observa también los terminales por donde entran y salen los fluidos del intercambiador.<sup>[10]</sup>



**Figura 4.7.** Intercambiador de calor de placas soldadas PLATULAR tipo XS.<sup>[10]</sup>

En la figura 4.8 se observa la disposición de los fluidos en un intercambiador de placas soldadas tipo XS. La corriente A identificada con el color azul representa el fluido frío, y la corriente B de color rojo, el fluido caliente. Se observa también que el fluido caliente pasa entre las hendiduras que poseen las placas, con la intención de producir mayor turbulencia y con ello mejorar la transferencia de calor.



**Figura 4.8.** Disposición de flúidos en el intercambiador de placas soldadas tipo XS.<sup>[10]</sup>

Este tipo de intercambiador es construido moldeando una lámina de acero inoxidable, dando forma a la rugosidad (irregularidad) que se observa en la figura 4.8, lo que permite la turbulencia que mejora a su vez la transferencia de calor entre la placa y el fluido. Las placas se montan opuestas y quedan haciendo contacto, se sueldan con electropunto (electrosoldadura) en su punto tangente y se sellan por los cuatro lados. Luego, un paquete de placas se colocan unas sobre otras cuya cantidad depende del área requerida. Después se colocan los terminales por donde entran y salen los fluidos. Las tapas y tornillos que poseen, son para el mantenimiento del equipo y para inspeccionar, en caso de que ocurra alguna incrustación.<sup>[10]</sup>

#### **4.4 Dimensionamiento del sistema requerido y demás características de diseño (áreas de transferencia de calor, y de flujo de fluidos, potencia de bombeo, espesores de ductos y caída de presión)**

En la tabla 4.2 se muestran las características de diseño del sistema requerido. Cabe destacar que la caída de presión en el intercambiador a condiciones de funcionamiento análogas, fue obtenida por especificaciones del fabricante. En los anexos F y J, se puede observar hojas de datos de intercambiadores de calor de placas soldadas Barriquand, y se aprecia que la caída de presión para el agua varía de acuerdo al flujo de ésta, entre 0,8 y 0,9 bar para 129.320 kg/h y 291.722 kg/h, respectivamente. En la planta no es posible calcular estas caídas de presión, por la configuración tan especial de los equipos Barriquand que amerita determinaciones experimentales en un banco de pruebas. Por otra parte, la ausencia de intercambiadores de este tipo en planta, convierten este cálculo en una incertidumbre; por lo tanto se usaron los datos de referencia mencionados anteriormente para estimar dichas caídas de presión.

La presión manejada en la línea de agua principal no puede ser excedida de 2,8 a 3 bar. Según las restricciones comentadas anteriormente, para el diseño se utilizó una máxima caída de presión de 1,5 bar como factor de seguridad.

Para la caída de presión del lado de la suspensión de hidrato, se observa que aquella se mantiene en 0,8 bar, para un mismo flujo y diferentes deltas de temperaturas (anexos F y J). Por lo tanto se utilizó una caída de presión máxima de 1 bar como factor de seguridad para el diseño, por las mismas razones mencionadas anteriormente.

La empresa Barriquand fabrica unidades industriales de intercambio de calor de placas soldadas con área de transferencia similar a 417,44 m<sup>2</sup> (tabla 4.2)

**Tabla 4.2.** Características de diseño del sistema de intercambio de calor requerido

Características de diseño del sistema de intercambio		
Flujo (m <sup>3</sup> /h)	Agua	400
	Suspensión	450
Área de flujo de fluidos (m <sup>2</sup> )	frío	5,01.10 <sup>-2</sup>
	caliente	6,92.10 <sup>-2</sup>
Espesor de ductos (mm)	frío	9,27
	caliente	9,52
Caída de presión en el intercambiador (bar)	Agua	1,5
	Suspensión	1,0
Área de transferencia del intercambiador (m <sup>2</sup> )	417,44	
Potencia de la bomba para suspensión de hidrato (hp)	39,05	
Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> °C)	786	

En la figura 4.9 se observa que al desviar el 30 % (612.10<sup>3</sup> kg/h) de la corriente A de suspensión de hidrato (204.10<sup>3</sup> kg/h) a una temperatura de 75,4 °C, y hacerla pasar por un intercambiador de calor para enfriarla con agua (397.10<sup>3</sup> kg/h) a una temperatura de 37 °C, se consigue una disminución de 10,3 °C en la suspensión de hidrato, la cual emerge del intercambiador con una temperatura de 65,1 °C (corriente E), para luego unirse al 70 % (142,8.10<sup>3</sup> kg/h) de la corriente A en el tanque T-41-5. La unión de las corrientes E (65,1 °C) y C (75,1 °C) emplea (-3,47.10<sup>6</sup> kcal/h), aproximadamente el 61 % del calor liberado por la suspensión en el intercambiador (-5,67.10<sup>6</sup> kcal/h) logrando así disminuir los 3 °C requeridos para el enfriamiento a la salida del T-41-5.

Por lo tanto, se puede decir que según los resultados a nivel de laboratorio, el uso de un intercambiador de calor en la zona de aglomeración resulta satisfactorio para el proceso de precipitación, ya que genera un incremento de 10 % en la productividad del licor.

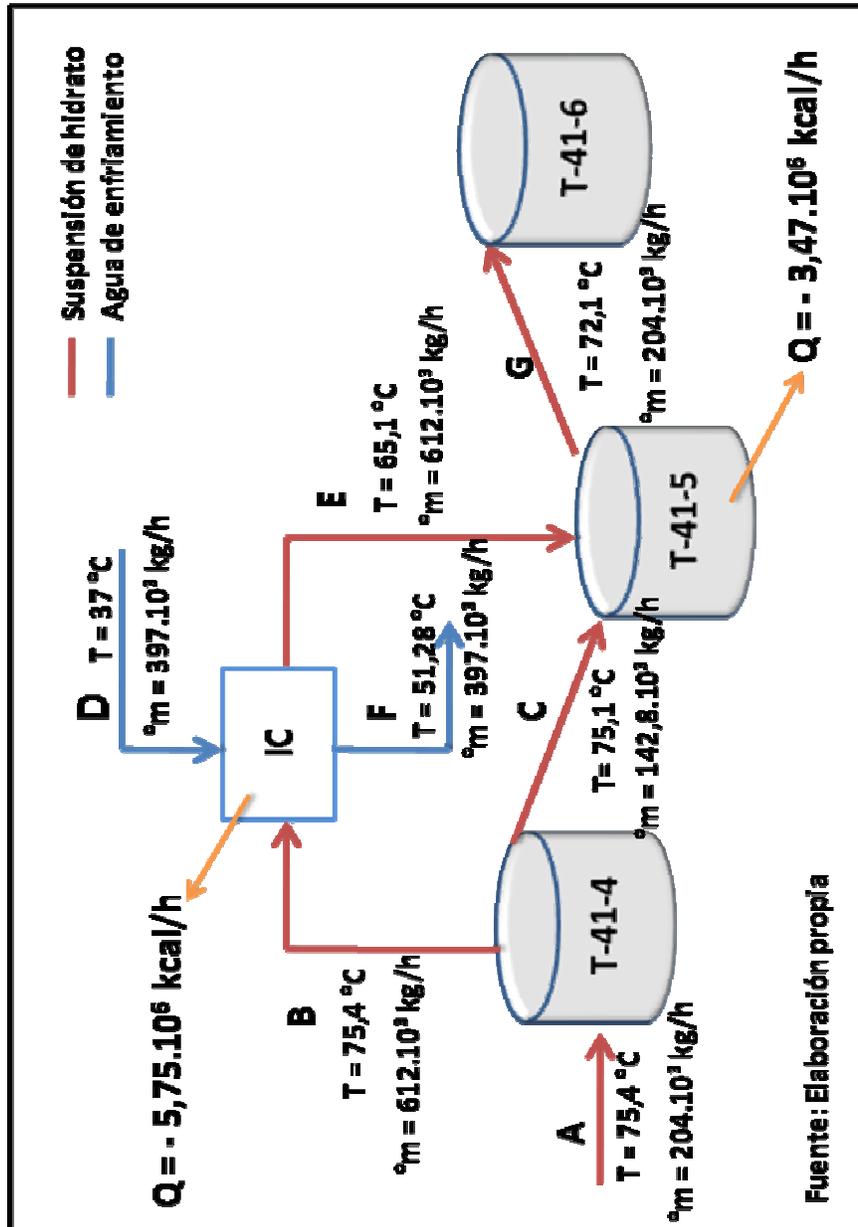


Figura 4.9. Diagrama de flujos másicos y energéticos

#### 4.5 Especificación de otros aspectos fundamentales del diseño (tipos de flujo de enfriamiento, de materiales y de bombas)

El flujo de enfriamiento seleccionado para el sistema fue “agua de enfriamiento” (400 m<sup>3</sup>/h) porque éste se encuentra disponible en las torres de enfriamiento del área 84. El material de las tuberías que transportarían los fluidos es acero al carbono, ya que son las empleadas en la planta y han mostrado un buen rendimiento en cuanto al desgaste por la corrosión.

El intercambiador de placas soldadas suministrado por Barriquand es de acero inoxidable código AISI 316 L y la bomba seleccionada para el diseño es sumergible, ya que al tener que vencer menos cabezal total (TDH) generalmente requiere menor potencia, porque se encuentra sumergida dentro del fluido que se requiere bombear.

En la figura 4.10 se aprecia la bomba seleccionada para el diseño de intercambio de calor; está diseñada especialmente para manejar lodos corrosivos y extremadamente abrasivos.



**Figura 4.10.** Bomba de succión de fondo, de viga vertical empleada en el sistema de intercambio de calor.<sup>[19]</sup>

Las características de la bomba de fondo de viga vertical son: capacidades de hasta 1703 m<sup>3</sup>/h; pueden ser colocadas sobre una altura de hasta 79 m; manejan fluidos que lleguen a alcanzar temperaturas hasta de 93 °C; su profundidad en los pozos o tanques alcanza los 3,4 m y manejan suspensiones de sólidos de hasta 98 mm.<sup>[19]</sup>

Entre sus características de diseño se encuentran:

- Diseño de viga: sin rodamientos sumergidos (rodamiento sumergido opcional).
- Ajuste de turbina externa: mantiene la eficiencia y el desempeño de la bomba.
- Encerramiento de espiral dual: elimina el desbalance radial y reduce el desgaste.
- Materiales de construcción: disponible en un amplio rango de aleaciones resistentes a la corrosión y abrasión.
- Rodamientos para trabajos pesados.
- Succión de fondo: permite remover los sólidos de la superficie del suelo.
- Ducto de succión removible.
- Intercambiabilidad máxima.

Los servicios para los cuales se pueden emplear esta bomba, se muestran a continuación:

- Molino/torno de acero
- Refinerías de Alúmina
- Molino/torno de cemento
- Plantas de Ácido Fosfórico
- Planta de Energía
- Minas de fosfato
- Lodo de mineral de hierro

- Lodo de mina
- Plantas de preparación de carbón
- Fundidoras

Más allá de las ventajas en los cálculos hidráulicos, se eligió esta bomba porque elimina la necesidad de una tubería que transporte la suspensión de hidrato desde el suelo, hasta 30 metros por encima del mismo, hacia el intercambiador de calor; y con ello se evita los taponamientos futuros en dicha tubería debido a las características del fluido transportado.

#### **4.6. Elaboración de diagramas de flujo de proceso y de ubicación relativa del sistema seleccionado con información específica del diseño preliminar**

En la figura 4.11 se muestra el diagrama de flujo de proceso elaborado para el sistema seleccionado. Se observa que el intercambiador de placas soldadas se ubica entre los tanques precipitadores T-41-5 y T-41-7. La bomba sumergible P-41-P4 succiona suspensión del tanque T-41-4 y la lleva hasta el intercambiador por la línea 1. Por la línea 3 entra al intercambiador agua de enfriamiento proveniente del área 84, la cual se encarga de disminuir la temperatura a la suspensión de hidrato. Ésta sale del intercambiador y se dirige nuevamente al área 84 por la línea 4. La suspensión de hidrato más fría se dirige al tanque T-41-5 por la línea 2.

En la misma figura 4.11 se puede observar la bomba sumergible P-41-P5, la cual solo entrará en funcionamiento si el tanque T-41-4 se encontrara en mantenimiento; ésta succionará suspensión del tanque T-41-5 y la enviará al intercambiador por la línea 1. El agua de enfriamiento seguirá entrando al intercambiador por la línea 3, proveniente del área 84 y regresará a dicha área por la línea 4. La suspensión de hidrato más fría saldrá por la línea 2 y se dirigirá al T-41-6.

Se puede observar que al finalizar la línea 1 será instalada una trampa de sólidos, para disminuir la concentración de sólidos que entra al intercambiador, y de esta manera garantizar la prolongación de la vida útil del equipo.

En la tabla 4.3, se muestran las características de las corrientes del diagrama de flujo (figura 4.11) empleadas en el diseño preliminar de intercambio de calor.

**Tabla 4.3.** Características de las corrientes que participan en el sistema de intercambio de calor

Línea N°			Símbolo	Unidad	1	2	3	4
Designación			-	-	SH	SH	WC	WC
Razón de flujo	máximo	normal	°m	t/h	612	612	397	397
	volumétrico	normal	°v	m³/h	450	450	400	400
Densidad a temperatura de operación			$\rho$	kg/m³	1360	1360	993	993
Temperatura de operación			t	°C	75,4	65,1	37	51,28
Concentración total de Na <sub>2</sub> O a 20 °C			Na <sub>2</sub> O	g/l	135	135	-	-
Presión de operación			p	bar	3	2	3	2
Viscosidad del líquido			$\mu$	c. St	1,7	1,7	0,67	0,67
Diámetro nominal de la tubería			DN	mm	300	300	250	250
Velocidad del fluido			v	m/s	1,81	1,81	2,22	2,22

En la figura 4.12 se puede observar el diagrama de ubicación relativa del sistema seleccionado dentro de la planta, a la izquierda se encuentra el área 84, de donde se obtiene el agua de enfriamiento para el intercambiador. Seguidamente se presenta la zona de aglomeración (tanques de 1650 m<sup>3</sup>) del área de precipitación. Los recuadros rojos representan los intercambiadores de calor de placas soldadas, uno para la etapa I y otro para la etapa II. La etapa I se encuentra ubicada entre la carretera 24 y 30, y la etapa II entre la carretera 42 y 44. Entre las carreteras 30 y 42 se aprecian los tanques precipitadores de 3600 m<sup>3</sup> cada uno. A la derecha del

diagrama se muestran los tanques de 4500 m<sup>3</sup> comunes a ambas etapas, los cuales se encuentran ubicados entre la carretera 44 y 46.

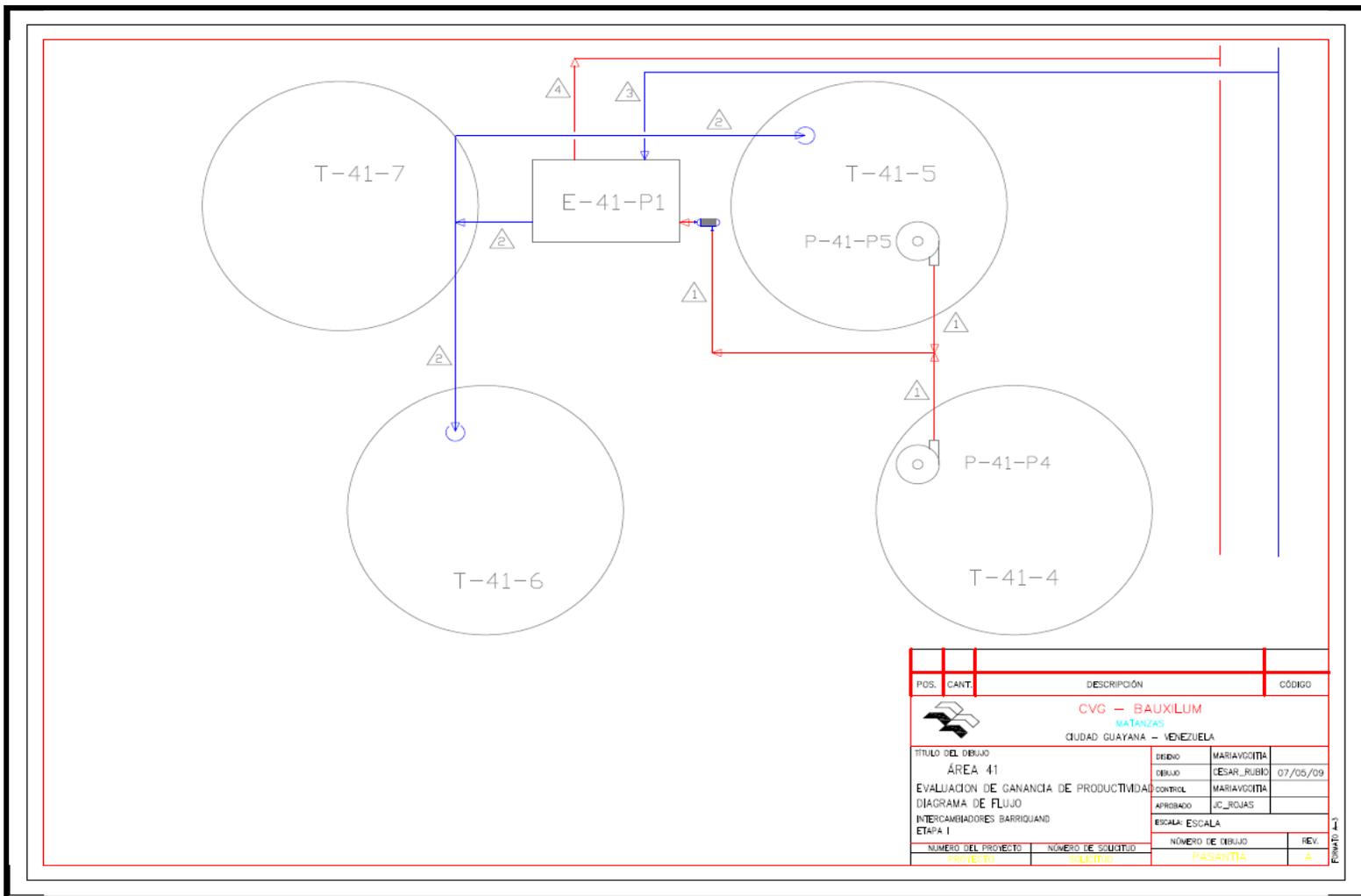


Figura 4.11. Diagrama de flujo de proceso para el sistema seleccionado

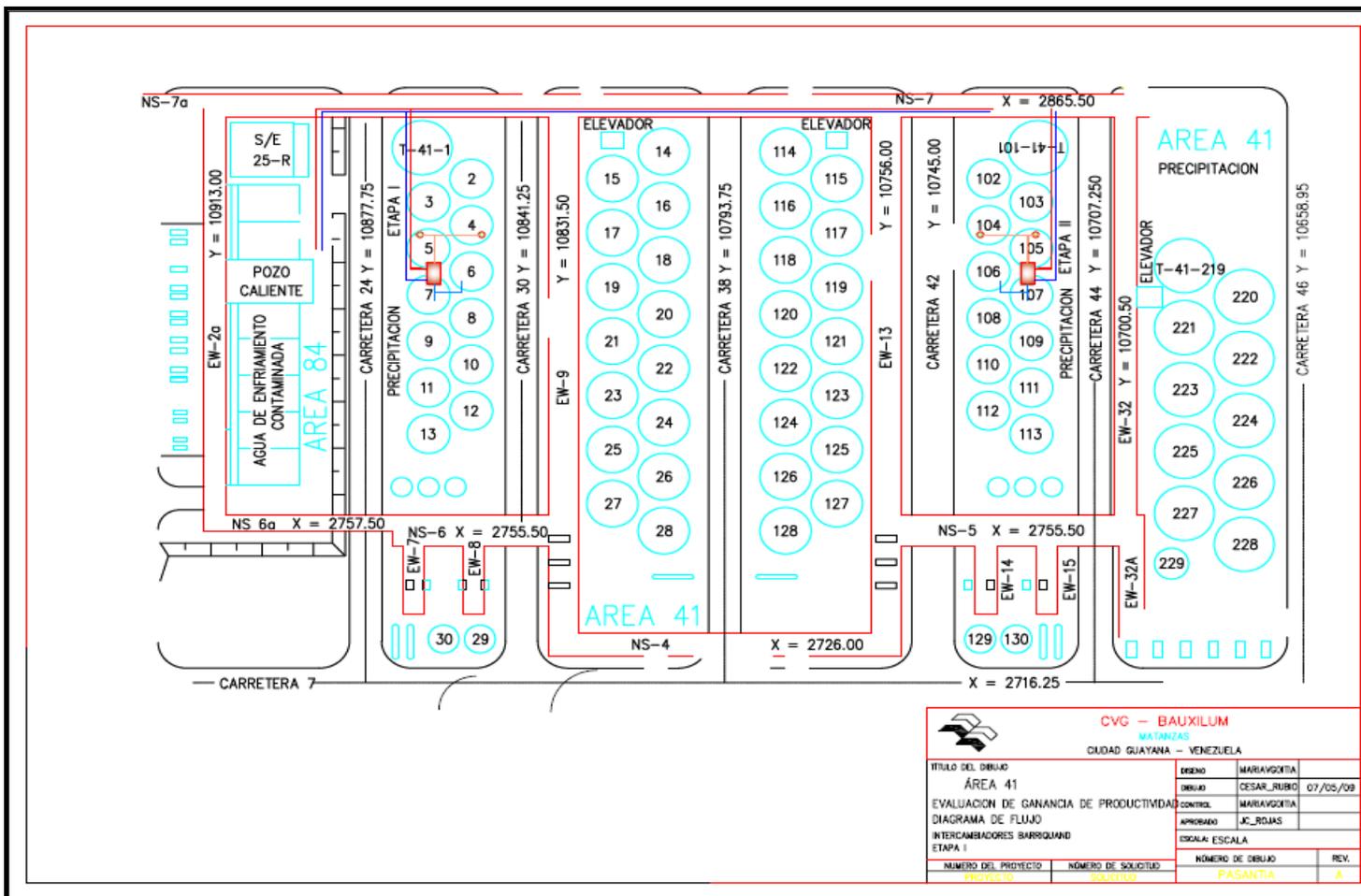


Figura 4.12. Diagrama de ubicación relativa del sistema seleccionado

## CAPITULO V

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 5.1. Conclusiones

1. Un aumento de 4 °C en la temperatura inicial del perfil de precipitación produce alteraciones en los parámetros evaluados tanto en la corrida de referencia, como en la de enfriamiento extra en aglomeración y crecimiento.
2. El enfriamiento extra proporcionado al perfil de precipitación no genera la producción excesiva de partículas finas.
3. El perfil térmico del área de precipitación debe iniciar a 76 °C, disminuir cada hora 0,3 °C (durante las 10 primeras horas del proceso), a las 3 horas tener una caída inmediata de 3 °C para incrementar la productividad, y luego a las 6 horas 3°C adicionales, debido a la adición de semilla gruesa. A las 10 horas debe producirse un enfriamiento brusco de 10 °C y a partir de ese momento, la temperatura irá decayendo 0,3 °C cada 90 minutos hasta llegar a 53 °C, a las 28 horas de proceso.
4. El 30 % de la suspensión de hidrato desviada al intercambiador de calor generó - 5,67.10<sup>6</sup> kcal/h, que al mezclarse en el tanque T-41-5, tuvo la capacidad de disminuir 3 °C la temperatura, empleando el 61 % del calor generado en el intercambiador de calor; para así aumentar en un 10 % la productividad del licor, según los resultados obtenidos en el laboratorio.

5. La zona de instalación del sistema de intercambio de calor será la de aglomeración, entre los tanques T-41-5 y T-41-7 (etapa I), y T-41-105 y T-41-107 (etapa II).
6. El equipo intercambiador seleccionado en base a las especificaciones requeridas para el proceso, fue un intercambiador de calor de placas soldadas, tipo XS con tecnología Platular, proporcionado por el fabricante Barriquand.
7. El área de transferencia de calor resultó ser  $417,44 \text{ m}^2$ , la del flujo del fluido frío  $5,01 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2$  y  $6,92 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2$  para el flujo del fluido caliente.
8. La bomba empleada en el diseño es de tipo sumergible, la potencia requerida en el sistema de intercambio de calor resultó ser 39,05 hp, y el espesor de ductos para el que transporta fluido frío y caliente es 9,27 mm y 9,52 mm, respectivamente.
9. La caída de presión en el intercambiador, por datos del fabricante es 1 bar para la suspensión de hidrato y 1,5 bar para el agua de enfriamiento.
10. El flujo empleado para enfriar la suspensión de hidrato ( $450 \text{ m}^3/\text{h}$ ) fue agua de enfriamiento ( $400 \text{ m}^3/\text{h}$ ).
11. El material a emplear para el intercambiador de calor es acero inoxidable, código AISI 316 L.
12. El agua de enfriamiento empleada en el sistema deberá provenir del área 84 (sistema de agua de enfriamiento) y los intercambiadores de calor estarán entre la carretera 24 y 30 para la etapa I, y la 42 y 44 para la etapa II de la planta de alúmina de CVG Bauxilum.

## **5.2. Recomendaciones**

- 1.** Diseñar una planta piloto del área de precipitación (área 41), que permita estudiar el proceso, determinar los valores de productividad y obtener más información a nivel industrial, a fin de mejorar el diseño preliminar presentado en este proyecto.
- 2.** Emplear acero al carbono para las tuberías que transportan los fluidos en el diseño, ya que estas han tenido buen rendimiento en la planta anteriormente.
- 3.** Emplear acero inoxidable código AISI 316 L para el intercambiador de calor, pues es el material empleado por el fabricante.

## BIBLIOGRAFÍA

1. CVG Bauxilum C.A, “visión, misión y antecedentes de la empresa” 2005, disponible en: <http://www.bauxilum.com/empresa.php>.
2. CVG Bauxilum C.A, “Procesos de producción de bauxita” 2005, disponible en: <http://www.bauxilum.com/procesos.php> .
3. CVG Bauxilum C.A, “Proceso de producción de alúmina” 2005, disponible en: <http://www.bauxilum.com/procesos.php>.
4. Turpial I, Juan R, “Proceso Bayer en la región de Guayana” 1985, disponible en: <http://materiales.wikispaces.com/view/proceso+Bayer.doc>.
5. Manual de proceso, lado blanco, volumen II. CVG Interalúmina Alusuisse Lanza services LTD .
6. Lárez, A. “Caracterización de la fase de aglomeración del circuito de precipitación de CVG Bauxilum”. Sartenejas, Febrero 2007.
7. Perry R., “Manual del Ingeniero Químico”. Tercera Edición. Editorial McGraw-Hill. México, 1993.
8. Alderetes C, Maiocchi M. “Intercambiadores de Calor de Placas, cálculo y solución”. Argentina, 2002.
9. Alfa Laval, “Soluciones de transferencia de calor de alta eficiencia energética” 2008, disponible en: <http://local.alfalaval.com/es>.

10. Barriquand, “Barriquand technologies thermiques” 2007, disponible en: [http://www.barriquand.com/hom\\_en.php](http://www.barriquand.com/hom_en.php).
11. Felder, R. “Principios elementales de los procesos químicos”. Segunda Edición. Editorial ALHAMBRA. México DF, 1991.
12. Silva, H. “Balances de materia y energía”. Primera Edición. ISBN: 978-980-12-2808-0. Venezuela, 2007.
13. Cengel, Y. “Termodinámica”. Tomo I y II. Segunda Edición. Editorial McGraw-Hill. México DF, 1996.
14. Avallone, E. “Manual del Ingeniero Mecánico”. Tercera Edición. Editorial McGraw-Hill/Interamericana de México, S.A. México, 1995.
15. CVG Bauxilum C.A, “Normas de diseño para selección y cálculo de bombas, DS-512 y DS-513” 1997.
16. Crane. “Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías”. Editorial McGraw-Hill. 1992.
17. Papadakis, A. “Interstage cooling in continuous precipitation of Aluminium hydroxide in ADG alumina plant”. Grecia, 1995.
18. Autodesk, “Autocad 2008”. Marzo 2007.
19. Industrial Products Group. “Goulds pump manual GPMS”. International edition. New york, 1998.

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

<b>TÍTULO</b>	<b>“Diseño preliminar de un sistema de intercambio de calor para la suspensión de hidrato de alúmina del área de precipitación de G.V.G Bauxilum”</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

AUTOR (ES):

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CVLAC / E MAIL</b>
<b>Goitía Inojosa, María Victoria</b>	<b>CVLAC: 17.732.859</b> <b>EMAIL: mvgoitia@gmail.com</b>

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

**Alúmina**

**Hidrato**

**Intercambiador de calor**

**Suspensión**

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

<b>ÁREA</b>	<b>SUB ÁREA</b>
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

**RESUMEN (ABSTRACT):**

Para realizar el diseño a nivel preliminar de un sistema de intercambio de calor para la suspensión de hidrato de alúmina del área de precipitación de CVG Bauxilum, se obtuvo el perfil térmico de las zonas de aglomeración y crecimiento de dicha área, mediante la realización de pruebas de laboratorio, simulando el proceso de precipitación con dos temperaturas iniciales (76 °C y 80 °C); y provocando en el perfil normal de temperatura una caída adicional de 3 °C en las zonas de aglomeración y de crecimiento, para determinar si se producía un incremento en la productividad. Luego se seleccionó la zona de aglomeración para la instalación del sistema, en base a los valores de productividad, pues el enfriamiento de 3 °C en dicha área, incrementó la productividad en un 10 %, a nivel de laboratorio. Se analizaron varias opciones de intercambiadores de calor, considerando experiencias anteriores en la planta con los fabricantes y los requerimientos del área de precipitación; de lo cual se decidió emplear un intercambiador de placas soldadas con tecnología PLATULAR, tipo XS, proporcionado por Barriquand. Asimismo se dimensionó el sistema de intercambio y se obtuvo un área de transferencia de calor de 417,32 m<sup>2</sup> y una potencia de bombeo de 39,05 hp. Seguidamente se especificó al agua de enfriamiento (397.10<sup>3</sup> kg/h) del área 84 como el flujo refrigerante del sistema. Finalmente se elaboraron diagramas de flujo de proceso y de ubicación relativa del sistema seleccionado con información específica del diseño preliminar.

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

**CONTRIBUIDORES:**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>ROL / CÓDIGO CVLAC / E-MAIL</b>				
	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS (X)</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b>
<b>Álvarez, Lucas</b>	<b>CVLAC:</b>	V-4.077.552			
	<b>e-mail:</b>	lalvarezm57@gmail.com			
	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS (X)</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b>
<b>Rojas, Juan Carlos</b>	<b>CVLAC:</b>	V- 6.845.644			
	<b>e-mail:</b>	Juan.rojas@Bauxilum.com.ve			
	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS (X)</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b>
<b>Raven, Hernán</b>	<b>CVLAC:</b>	V- 4.136.007			
	<b>e-mail:</b>	Hraven1@yahoo.com			
	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU</b>	<b>JU(X)</b>
<b>Moncada, Fidelina</b>	<b>CVLAC:</b>	V- 8.478.649			
	<b>e-mail:</b>	fidelinam@gmail.com			
	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU</b>	<b>JU(X)</b>

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

<b>2009</b>	<b>10</b>	<b>26</b>
<b>AÑO</b>	<b>MES</b>	<b>DÍA</b>

LENGUAJE. SPA

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

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
<b>Tesis.Diseño_intercambiadordecalor_hidratodealumina.doc</b>	<b>Aplicación/msword</b>

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

ALCANCE

ESPACIAL: CVG Bauxilum (OPCIONAL)

TEMPORAL: 7 meses (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

**Ingeniero Químico**

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

**Pregrado**

ÁREA DE ESTUDIO:

**Departamento de Ingeniería Química**

INSTITUCIÓN:

**Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui**

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

**DERECHOS**

De acuerdo al artículo 44 del Reglamento de Trabajo de Grado:

**“Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la Universidad y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”**

**Goitía Inojosa, María Victoria**

**AUTOR**

**Ing. Lucas Álvarez**

**TUTOR**

**Ing. Hernán Raven**

**JURADO**

**Ing. Fidelina Moncada**

**JURADO**

**Ing. Juan Rojas**

**TUTOR**

**Prof. Yraima Salas**

**POR LA SUBCOMISION DE TESIS**