

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**EVALUACIÓN DE LOS FACTORES QUE AFECTAN LA
EFICIENCIA GLOBAL DE RECUPERACIÓN DE ALÚMINA EN
LA EMPRESA CVG BAUXILUM**

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Hernández G., Osglimar J.

Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2007

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**EVALUACIÓN DE LOS FACTORES QUE AFECTAN LA
EFICIENCIA GLOBAL DE RECUPERACIÓN DE ALÚMINA EN
LA EMPRESA CVG BAUXILUM**

TUTOR ACADÉMICO: Prof. José Sorrentino
TUTOR INDUSTRIAL: Ing., Oscar Venales

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Hernández G., Osglimar J.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

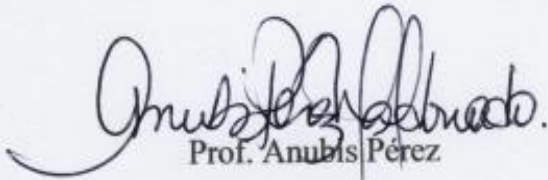
Caracas, 2007

Caracas, Octubre 2007.

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Hernández G., Osglimar J, titulado:

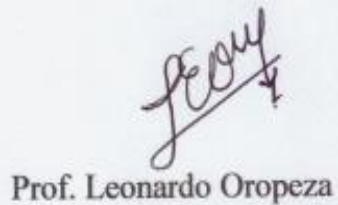
“Evaluación de los factores que afectan la eficiencia global de recuperación de alúmina en la empresa CVG BAUXILUM”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO.



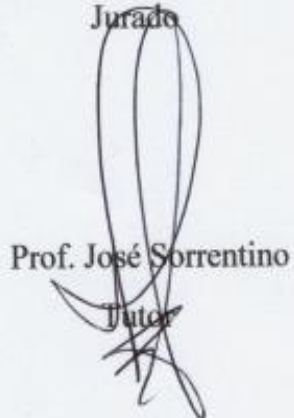
Prof. Anubis Pérez

Jurado



Prof. Leonardo Oropeza

Jurado



Prof. José Sorrentino

Tutor



Ing. Oscar Venales

Tutor

DEDICATORIA

Primeramente a Dios todo poderoso, por haberme dado la vida.

A mis padres, Oswaldo y Omaira por ser mi principal motivo de lucha y perseverancia.

A mis hermanos, por ser mis mejores ejemplos.

A Gladys, mi hermanita, que aún estando en el cielo me llena de fuerza para seguir adelante en momentos difíciles.

A ti, por demostrarme que cada esfuerzo tiene una recompensa.

A mi tío Pablo, por haberme dado esta oportunidad que hoy es un sueño hecho realidad.

A Claudia y Claudio, por ser mis amigos incondicionales.

A Gisela, por sus buenos consejos y asesorías.

A todos ustedes y a los que de una u otra forma me ayudaron, de corazón...mil gracias!

AGRADECIMIENTOS

A la ilustre Universidad Central de Venezuela, por haberme acogido dentro de las ramas frondosas del conocimiento.

A la empresa CVG BAUXILUM, por abrirme las puertas y darme la oportunidad de realizar este Trabajo Especial de Grado.

Al tutor académico Prof. José Sorrentino y al tutor industrial, Ing. Oscar Venales por haberme brindado la asesoría necesaria en la realización de este Trabajo Especial de Grado.

Hernández G., Osglimar J.

**EVALUACIÓN DE LOS FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA
GLOBAL DE RECUPERACIÓN DE ALÚMINA EN LA EMPRESA CVG
BAUXILUM**

Tutor Académico: Prof. José Sorrentino. Tutor Industrial: Ing. Oscar Venales .

Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

Año 2007, 139 p.

Palabras Claves: Bauxita, Alúmina, Lixiviación.

Resumen: El siguiente Trabajo Especial de Grado, tiene la finalidad de evaluar las variables que afectan la eficiencia global de recuperación de alúmina, así como la eficiencia de extracción de la empresa CVG Bauxilum, para el período enero 2006-abril 2007. Con el objetivo de establecer las causas de la disminución de dichas eficiencias, se realizó un estudio técnico y experimental para determinar y analizar los parámetros más relevantes del proceso Bayer. Dicho estudio está estructurado en varios esquemas, los cuales constan de: balances de masa y energía en algunas áreas de la planta para determinar el consumo de bauxita meta de la empresa y la eficiencia de extracción en digestión; balance global en la planta para obtener la Eficiencia de Recuperación de alúmina o eficiencia de planta; pruebas de extracción de alúmina, en el *Laboratorio de pruebas de planta*, con esto se logró estudiar en forma más profunda el comportamiento de las variables presentes en el proceso de lixiviación.

Una vez ejecutada la metodología de cálculo, se obtuvo que la eficiencia de extracción está limitada por la granulometría de la suspensión de bauxita molida, pero a su vez perturbada por análisis errados de lodos de SDI a través de Rayos X,

debido a problemas en el punto de muestreo. El decremento de la eficiencia global de recuperación es originado, principalmente, por las pérdidas de alúmina en el lodo del área de Clarificación y lavado de lodo.

Se recomienda incrementar la concentración de sólidos en el área de Clarificación y Lavado de Lodo entre 700 y 800g/l. Aunado a esto, garantizar la temperatura en los espesadores de dicha área y minimizar las corrientes colaterales afluentes a la misma, de tal forma que se reduzcan las pérdidas de alúmina en todo el sistema, así como realizar un estudio exhaustivo de los análisis de laboratorio y el acondicionamiento de los puntos de muestreo en el área de digestión.

ÍNDICE DE CONTENIDO

LISTA DE FIGURAS	v
LISTA DE TABLAS	vii
LISTA DE SÍMBOLOS.....	ix
CAPÍTULO I.....	1
1.1. INTRODUCCIÓN	1
1.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	2
1.3. OBJETIVOS.....	4
1.3.1. Objetivo General	4
1.3.2. Objetivos Específicos	4
1.4. ANTECEDENTES.....	5
CAPÍTULO II	6
2.1. GENERALIDADES DE LA EMPRESA	6
2.1.1. Reseña Histórica de la Empresa	6
2.1.2. Ubicación Geográfica.....	7
2.1.3 Estructura física de la empresa.....	8
2.1.4 Misión de la Empresa.....	8
2.1.5 Visión de la Empresa.	8
2.1.6. Proceso productivo de CVG Bauxilum.	8
CAPÍTULO III.....	16
MARCO TEÓRICO	16
3.1. Operaciones de transferencia de masa	16
3.1.1. Difusión en sólidos.....	16
3.1.1.1 Leyes de Fick para la difusión	17
3.1.1.2. Difusión en sólidos porosos	18
3.1.2. Difusión en mezclas multicomponentes.....	19
3.1.3. Lixiviación	19
3.1.3.1. Preparación del sólido	20
3.1.3.2. Temperatura de lixiviación	20

3.1.4. Digestión	21
3.1.4.1. Reacciones asociadas a la extracción de alúmina.....	22
3.1.4.2. Cinética de la digestión.....	24
3.1.4.3. Fracción molar mínima	25
3.1.4.4. Eficiencia de extracción	26
3.2. Eficiencia global de recuperación de alúmina	28
CAPÍTULO IV	29
METODOLOGÍA	29
4.1. Revisión bibliográfica	29
4.2. Recolección de datos	29
4.3. Determinación del consumo de bauxita meta.....	30
4.4. Determinación de la eficiencia de extracción Relativa para el período de estudio (enero 2006-abril 2007).....	34
4.5. Determinación del requerimiento energético de las áreas de estudio para el período comprendido entre enero 2006 y abril 2007.	43
4.6. Determinación de la eficiencia global de recuperación de alúmina para el período comprendido entre enero 2006 y abril 2007.	45
4.6. Diseño de pruebas de extracción de alúmina a escala de laboratorio.....	46
CAPÍTULO V.....	51
ANÁLISIS DE RESULTADOS	51
CONCLUSIONES.....	78
RECOMENDACIONES.....	79
BIBLIOGRAFÍA.....	81
APÉNDICES.....	84
APÉNDICE A: Cinética de la reacción	84
APÉNDICE B: Sistemas	85
APÉNDICE C: Programa DENLIC.....	86
APÉNDICE D: Bauxita	87
APÉNDICE E: Alúmina	90
APÉNDICE F: Eficiencia de extracción	91

APÉNDICE G: Programa de producción.....	98
APÉNDICE H: Eficiencia Global Recuperación Global.....	100
APÉNDICE I: Cálculos intermedios-eficiencia de extracción	101
Apéndice I.1: Cálculo de energía en los ICA de vapor vivo de digestión.....	101
Apéndice I.2: Balance de masa y energía en Predesilicación.	105
Apéndice I.3: Balance de masa y energía en digestión.	109
APÉNDICE J: Cálculos intermedios-eficiencia global de recuperación	117
APÉNDICE K: Pruebas de laboratorio	118
APÉNDICE L: Reporte de Comparación Mensual de Planta	119

LISTA DE FIGURAS

<i>Figura N°1: Ubicación geográfica de la empresa.....</i>	<i>7</i>
<i>Figura N°2: Diagrama del proceso Bayer..</i>	<i>9</i>
<i>Figura N°3: Transferencia de masa por difusión en una mezcla binaria..</i>	<i>16</i>
<i>Figura N°4: Diagrama de digestión</i>	<i>23</i>
<i>Figura N°5: Curva típica de la velocidad de reacción de disolución de alúmina. ...</i>	<i>24</i>
<i>Figura N°6: Sistema para el consumo de bauxita meta</i>	<i>30</i>
<i>Figura N°7: Sistema para el balance de masa en Trituración y Molienda.....</i>	<i>34</i>
<i>Figura N°8: Sistema para el balance de masa en Predesilicación</i>	<i>36</i>
<i>Figura N°9: Sistema para el balance de masa y energía en digestión.....</i>	<i>38</i>
<i>Figura N°10: Sistema para el balance en vessel de digestión.....</i>	<i>41</i>
<i>Figura N°11: Sistema para el balance global en la empresa CVG Bauxilum.</i>	<i>46</i>
<i>Figura N°12: Equipo de extracción de alúmina</i>	<i>48</i>
<i>Figura N°13: Consumo específico de bauxita para el período de estudio.....</i>	<i>52</i>
<i>Figura N°14: Variación de la alúmina disponible en la bauxita para el período de estudio.</i>	<i>54</i>
<i>Figura N°15: Comparación de la Eficiencia de extracción calculada respecto la reportada para la etapa I.....</i>	<i>56</i>
<i>Figura N°16: Comparación de la Eficiencia de extracción calculada respecto la reportada para la etapa II.....</i>	<i>57</i>
<i>Figura N°17: Variación de la temperatura en digestión en función del tiempo, para la etapa I.</i>	<i>60</i>
<i>Figura N°18: Niveles de sílice en el licor.....</i>	<i>61</i>
<i>Figura N°19: Variación de la temperatura de digestión en función del tiempo, para la etapa II.</i>	<i>62</i>
<i>Figura N°20: Variación de la granulometría de la suspensión de bauxita molida en función del tiempo.</i>	<i>63</i>
<i>Figura N°21: Variación de la Eficiencia de Recuperación, en función del tiempo. ..</i>	<i>71</i>
<i>Figura N°22: Pérdidas reales de alúmina.....</i>	<i>72</i>

<i>Figura N°23: Pérdidas aceptables de alúmina.....</i>	<i>73</i>
<i>Figura N°24: Gráfico de la velocidad de reacción en función de la temperatura</i>	<i>84</i>
<i>Figura N°25: Equilibrio de la disolución de Gibsita, Bohemita y Diáspora.</i>	<i>85</i>
<i>Figura N°26: Flow Sheet de la empresa CVG Bauxilum para producir 2000000tAl₂O₃/año</i>	<i>85</i>
<i>Figura N°27: Ambiente del programa DENLIC.....</i>	<i>86</i>
<i>Figura N°28: Especificaciones de materia prima e insumos</i>	<i>89</i>
<i>Figura N°29: Especificaciones de la alúmina producida en CVG Bauxilum.....</i>	<i>90</i>
<i>Figura N°30: Hoja de producción para una concentración cáustica de 161g/l</i>	<i>98</i>
<i>Figura N°31: Hoja de producción para una concentración cáustica de 163g/l</i>	<i>99</i>
<i>Figura N°32: Hoja de Reporte de Comparación Mensual de Planta.....</i>	<i>119</i>

LISTA DE TABLAS

<i>Tabla N°1. Condiciones de pruebas de laboratorio</i>	<i>47</i>
<i>Tabla N°2. Variación de la eficiencia de extracción en función de la concentración cáustica.</i>	<i>59</i>
<i>Tabla N° 3: Resultados para el mes de enero 07.....</i>	<i>64</i>
<i>Tabla N° 4: Resultados para el mes de abril 06.</i>	<i>65</i>
<i>Tabla N°5: Verificación de consumos de bauxita.....</i>	<i>67</i>
<i>Tabla N° 6: Verificación de Eficiencias de Extracción.</i>	<i>67</i>
<i>Tabla N° 7: Eficiencias de Extracción recalculadas.</i>	<i>69</i>
<i>Tabla N° 8. Eficiencia de extracción de pruebas de laboratorio.</i>	<i>75</i>
<i>Tabla N° 9. Análisis de lodos y licores de la suspensión de digestión</i>	<i>76</i>
<i>Tabla N° 10: Variación del consumo específico de bauxita real de la empresa CVG Bauxilum para el período de estudio</i>	<i>87</i>
<i>Tabla N° 11: Variación del porcentaje de alúmina disponible de la bauxita Pijiguaos para el período de estudio.....</i>	<i>88</i>
<i>Tabla N° 12: Comparación de la eficiencia de extracción de alúmina y la reportada por la empresa para la etapa I.....</i>	<i>91</i>
<i>Tabla N° 13: Comparación de la eficiencia de extracción de alúmina y la reportada por la empresa para la etapa II</i>	<i>92</i>
<i>Tabla N° 14: Temperatura de digestión para la etapa I.....</i>	<i>93</i>
<i>Tabla N° 15: Temperatura de digestión para la etapa II</i>	<i>94</i>
<i>Tabla N° 16: Contenido de sílice en el licor madre en la etapa I y II.....</i>	<i>95</i>
<i>Tabla N°17: Comparación de la eficiencia de extracción calculada frente a la recalculada para la etapa I.....</i>	<i>96</i>
<i>Tabla N°18: Comparación de la eficiencia de extracción calculada frente a la recalculada para la etapa II.</i>	<i>97</i>
<i>Tabla N° 19: Comportamiento de la Eficiencias Globales de Recuperación en el período estudiado.....</i>	<i>100</i>
<i>Tabla N° 20: Energía asociada al licor a digestión para etapa I.</i>	<i>101</i>

<i>Tabla N° 21: Energía asociada al vapor vivo en los intercambiadores para la etapa I.</i>	102
<i>Tabla N° 22: Energía asociada al licor a digestión para etapa II.</i>	103
<i>Tabla N° 23: Energía asociada al vapor vivo en los intercambiadores para la etapa II.</i>	104
<i>Tabla N° 24: Cálculo del flujo másico de la suspensión de bauxita molida de entrada a Predesilicación, para la etapa I*.</i>	105
<i>Tabla N° 25: Cálculo del flujo másico de la suspensión de bauxita molida de salida de Predesilicación, para la etapa I*.</i>	106
<i>Tabla N° 26: Cálculo del flujo másico de la suspensión de bauxita molida de entrada a Predesilicación, para la etapa II*.</i>	107
<i>Tabla N° 27: Cálculo del flujo másico de la suspensión de bauxita molida de salida de Predesilicación, para la etapa II*.</i>	108
<i>Tabla N° 28: Requerimiento energético de la reacción de disolución de alúmina, para la etapa I.</i>	109
<i>Tabla N° 29: Flujo másico total de vapor vivo requerido en la etapa I de digestión.</i>	110
<i>Tabla N° 30: Flujo másico de la suspensión diluida en la etapa I de digestión.</i>	111
<i>Tabla N° 31: Flujo másico de la alúmina disponible extraída de la bauxita en la etapa I de digestión.</i>	112
<i>Tabla N° 32: Requerimiento energético de la reacción de disolución de alúmina, para la etapa II.</i>	113
<i>Tabla N° 33: Flujo másico total de vapor vivo requerido en la etapa II de digestión.</i>	114
<i>Tabla N° 34: Flujo másico de la suspensión diluida en la etapa II de digestión.</i>	115
<i>Tabla N° 35: Flujo másico de la alúmina disponible extraída de la bauxita en la etapa II de digestión.</i>	116
<i>Tabla N° 36: Balance de alúmina global.</i>	117
<i>Tabla N° 37: Especificaciones de pruebas de laboratorio.</i>	118

LISTA DE SÍMBOLOS

$Al_2O_{3\text{ calc}}$: Alúmina calcinada hasta el día del inventario, (t).

$Conc_{LCD}$: Concentración de sólidos en licor de dilución, (g/l).

$Conc_{sólidos}$: Concentración de sólidos de la suspensión digerida, (g/l).

$Conc_{sólidos,SDI}$: Concentración de sólidos en la suspensión digerida, (g/l).

$Conc_{sólidos,SDL}$: Concentración de sólidos en la suspensión diluida, (g/l).

$Conc_{sólidos32}$: Concentración de sólidos de la corriente de salida de 32 (entrada a 31), (g/l).

$Cons_{Bx,meta}$: Consumo de bauxita meta de la planta, ($t_{Bx}/t_{Al_2O_3}$).

$C_{p,LAD}$: Capacidad calorífica del licor a digestión, (Kcal/t °C).

CPR : Condensado de proceso.

$C_{p,SBM}$: Capacidad calorífica de la SBM, (Kcal/t°C).

CPU : Condensado puro.

DSP : Producto de desilicación.

EFF : Eficiencia de extracción.

EFF_{rel} : Porcentaje de eficiencia de extracción Relativa, (%).

H_l : Entalpía del agua en forma líquida, a una temperatura y presión determinada, (Kcal/t).

$humedad_{Bx}$: Porcentaje de humedad de la bauxita, (%).

H_v : Entalpía del agua en forma de vapor, a una temperatura y presión determinada, (Kcal/t).

HY_{alm} : Hidrato almacenado en planta hasta el día del inventario, expresado en alúmina, (t).

INV_{ma} : Inventario de hidrato del mes anterior respecto al de estudio, expresado en alúmina, (t).

INV_{proc} : Inventario de hidrato presente en el proceso (no almacenado) para el día del inventario, expresado en alúmina, (t).

LAD : Licor a digestión.

LAD' : Licor a digestión menos sin la porción del licor a molienda, (m^3/h).

LAM : Licor a molienda.

LCD : Licor de dilución.

LMD : Licor madre, rico en alúmina, (m^3/h).

$M_{Bxhúmeda}$: Flujo másico de la bauxita húmeda, (t/h).

M_{Bxseca} : Flujo másico de la bauxita seca, (t/h).

M_{CaO} : Flujo másico de Cal, (t/h).

$MA_{l_2O_3 \text{ disp}, Bx}$: Flujo másico de alúmina disponible en la bauxita, (t/h).

$MA_{l_2O_3 \text{ disp}, LICOR}$: Flujo másico de alúmina disponible en el licor de la suspensión de digestión, a la salida de los digestores, (t/h).

$MA_{l_2O_3 \text{ disp}, LAD}$: Flujo másico de alúmina disponible en el licor a digestión, (t/h).

M_{LAD} : Flujo másico del licor a digestión que contiene al licor de molienda, (t/h).

$M_{LAD'}$: Es el flujo másico de licor a digestión sin considerar la porción de licor que se destina a molienda, (t/h).

M_{LAM} : Flujo másico de la porción de LAD que se envía a molienda, (t/h).

M_{LCD} : Flujo másico del licor de dilución, (t/h)

M_{SDI} : Flujo másico de la suspensión digerida (SDI), (t/h).

M_{SDL} : Flujo másico de suspensión diluida, (t/h).

$M_{sólidos,SDI}$: Flujo másico de sólidos en SDI, (t/h).

$MA_{l_2O_3}^{Total,Bx}$: Flujo másico de alúmina total en la bauxita, (t/h).

$M_{vapor,31}$: Flujo másico del vapor atemperado inyectado al área 31, (t/h)

$M_{vapor,33 ICA}$: Flujo másico del vapor empleado en los intercambiadores de vapor vivo, (t/h).

$M_{vapor,BC}$: Flujo másico de vapor, generado por la expansión de la suspensión digerida, destinado al banco caliente de intercambiadores del área 33.

$M_{vapor,BF}$: Flujo másico de vapor, generado por la expansión de la suspensión digerida, destinado al banco frío de intercambiadores del área 33.

$M_{vapor,BM}$: Flujo másico de vapor, generado por la expansión de la suspensión digerida, destinado al banco medio de intercambiadores del área 33.

$\frac{Na_2O}{SiO_2}$: Relación sodio/sílice en el lodo de la suspensión digerida.

$N^{\circ}D$: Número de días que conforman el mes en el cual se realizó el inventario, (días).

$[Na_2O]_{LAD}$: Concentración de cáustica libre en el licor a digestión, (g/l).

$[Na_2O]_{SDI}$: Concentración de cáustica libre en el licor a digestión, (g/l).

P : Producción de alúmina calcinada, (t/h).

P_{ajuste} : Sólo aplica cuando el inventario se realiza antes de finalizar el mes. Es la proyección de toneladas de alúmina para los días comprendidos entre el día del inventario y el último día del mes (t).

$\frac{PM_{Al_2O_3}}{PM_{Na_2O}}$: Relación de los pesos moleculares de la alúmina y la soda cáustica.

Q_{LAD} : Calor desprendido por el licor a digestión (sin considerar el licor a molienda), (Kcal/h)

Q_{SBM_s} : Calor absorbido por la suspensión en el proceso, (Kcal/h).

$Q_{vapor,31}$: Calor específico cedido por el vapor al sistema, (Kcal/ t).

RMC o FMC : Relación molar cáustica o fracción molar cáustica, (moles Na_2O /moles Al_2O_3)..

RMC_{LAD} o FMC_{LAD} : Relación molar cáustica o fracción molar cáustica del licor a digestión, (moles Na_2O /moles Al_2O_3).

RMC_{SDI} o FMC_{SDI} : Relación molar cáustica o fracción molar cáustica de la suspensión de digestión, (moles Na_2O /moles Al_2O_3).

SBM : Suspensión de bauxita molida.

SBM_e : Suspensión de bauxita molida de entrada a Predesilicación.

SBM_s : Suspensión de bauxita molida predesilicada.

SDI : Suspensión de digestión.

SDL : Suspensión diluida.

TCA : Aluminato tricálcico.

$T_{e,LAD}$: Temperatura de entrada del licor a digestión, sin la porción de licor a molienda, (°C).

T_{e,SBM_e} : Temperatura de la suspensión a la entrada de Predesilicación, (°C).

$T_{e,SBM_{s33}}$: Temperatura a la cual entra la suspensión de bauxita molida a digestión, (°C).

$T_{e,vapor,33\ ICA}$: Temperatura de entrada del vapor a los intercambiadores de vapor vivo, ($^{\circ}C$).

T_{ref} : Temperatura de referencia, ($^{\circ}C$).

$T_{s,CPU}$: Temperatura de salida del condensado puro, ($^{\circ}C$).

T_{s,SBM_s} : Temperatura de la suspensión a la salida de Predesilicación, ($^{\circ}C$).

$T_{s,SBM_{s33}}$: Temperatura a la cual sale la suspensión de bauxita molida de digestión, ($^{\circ}C$).

$T_{s,LAD}$: Temperatura de salida del licor a digestión, sin la porción de licor a molienda, ($^{\circ}C$).

$V_{Bx,húmeda}$: Flujo Volumétrico de bauxita húmeda, (m^3/h).

V_{CaO} : Flujo volumétrico de cal, (m^3/h).

V_{LAD} : Flujo volumétrico del licor a digestión, (m^3/h).

V_{LAM} : Flujo volumétrico de licor a Molienda, (m^3/h).

V_{LCD} : Flujo volumétrico del licor de dilución, (m^3/h).

V_{LICOR} : Flujo volumétrico de licor de la suspensión de digestión, a la salida de los digestores, (m^3/h).

V_{SBM} : Flujo volumétrico de la suspensión de bauxita molida, (m^3/h).

V_{SDI} : Flujo volumétrico de la suspensión de digestión, (m^3/h).

V_{SDL} : Flujo volumétrico de la suspensión diluida, (m^3/h).

$\%Al_2O_3\ disp,Bx$: Porcentaje de alúmina disponible en la bauxita, (%).

$\%Al_2O_3\ Total,Bx$: Porcentaje de alúmina total en la bauxita, (%).

$\%SiO_{2(r)}$: Porcentaje de sílice reactiva en la bauxita, (%).

Símbolos griegos:

λ_{H_2O} : Calor de vaporización del agua a la presión y temperatura de saturación (Kcal/t).

$\rho_{Solidos}$: Densidad del sólidos (lodo seco) a la salida de los digestores, (g/l).

$\Delta H_{reacción}$: Calor de reacción de dilución de alúmina, (Kcal/t)

CAPÍTULO I

1.1. INTRODUCCIÓN

Este Trabajo Especial de Grado consiste en determinar la eficiencia global de recuperación de alúmina de la empresa CVG Bauxilum, así como la eficiencia de extracción de alúmina en la etapa de digestión de la mencionada instalación industrial. Además de esto, evaluar la influencia de las variables que afectan las mencionadas eficiencias, y determinar las causas que han originado descensos en las mismas, en el período enero 2006-abril 2007.

Para realizar este estudio, se plantearon un conjunto de balances de masa y energía desde el área correspondiente a Trituración y Molienda hasta digestión, etapa por etapa, con el objetivo de determinar la eficiencia de extracción. Posteriormente, se realizó un balance global para calcular la Eficiencia de Planta. Aunado a esto, se llevaron a cabo pruebas de extracción de alúmina a escala de laboratorio para evaluar todas las condiciones inherentes al proceso de digestión o lixiviación.

La importancia de establecer las causas del decremento de las eficiencias, especialmente la eficiencia global de recuperación de alúmina o eficiencia de planta, es de orden económico. Al disminuir en un mes un punto en dicha eficiencia, se pierden $2020\text{tAl}_2\text{O}_3$, aproximadamente, ocasionando una pérdida de 1.500.000.000 Bs. Para sintetizar, el fin de este trabajo de grado es detectar los factores que limitan la producción de alúmina en la empresa CVG Bauxilum para minimizar los costos de producción.

1.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

CVG Bauxilum es una compañía integrada, que tiene como objetivo fundamental la producción de alúmina, lo que incluye la extracción de la bauxita y su transformación en la alúmina a través del proceso Bayer. La instalación industrial de este proceso está conformada por varias etapas o áreas, entre las cuales se destaca el área de digestión (área 33), pues ésta constituye el corazón del proceso. El objetivo 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, se lleva a cabo a una temperatura entre 140 y 142 °C, produciéndose una solución acuosa de aluminato de sodio con ciertas impurezas, tales como silicato de aluminato de sodio, óxido férrico, titanio, entre otros.

En los últimos cuatro años se ha venido evidenciando descensos en los valores de la eficiencia de extracción de alúmina y la eficiencia global de recuperación, las cuales están relacionadas directamente con las variables involucradas en el área de digestión. Es de notar, un mínimo en el registro de la eficiencia global de recuperación para el primer trimestre del año 2007, la cual se ubicó en la alarmante cifra de 87,46%, respecto a un valor normal de 90%. De acuerdo con lo mostrado en el *Reporte de Comparación Mensual de Planta*, el comportamiento general de las eficiencias mencionadas refleja una tendencia decreciente.

Con el fin de establecer las causas de la reducción en los parámetros de eficiencia y de optimizar la producción, en concordancia con la capacidad instalada, se ha propuesto la realización de un estudio técnico y experimental, en el que se pretende determinar y analizar las variables más relevantes del proceso Bayer, entre las cuales se pueden mencionar la composición química y granulometría de la bauxita, concentración del licor cáustico, fracción molar de cáustica, definida como la relación entre la concentración de cáustica y alúmina disponible y temperatura, entre otras, con el objetivo de evaluar su interacción en la etapa de digestión y otras etapas aguas

abajo; además de ello, se determinarán las pérdidas de eficiencia de extracción y eficiencia global de recuperación.

1.3. OBJETIVOS.

A continuación se presentan los objetivos planteados para la elaboración de este Trabajo Especial de Grado.

1.3.1. Objetivo General:

Determinar la influencia de las variables que afectan la eficiencia global de recuperación de alúmina en la empresa CVG Bauxilum.

1.3.2. Objetivos Específicos:

1. Obtener el consumo específico de bauxita meta (teórico) de la empresa CVG Bauxilum.
2. Determinar y estudiar la variación de la eficiencia de extracción de alúmina y la eficiencia global de recuperación para un período a ser definido.
3. Evaluar el comportamiento de las variables inherentes al área de digestión, tales como: composición química y granulometría de la bauxita, concentración del licor cáustico, fracción molar de cáustica, temperatura, entre otras.
4. Diseñar pruebas de extracción de alúmina a escala de laboratorio, que permitan evaluar la influencia de las variables involucradas en el proceso de digestión sobre la eficiencia global de recuperación.
5. Proponer soluciones concretas y apropiadas para incrementar la eficiencia de extracción de alúmina y la eficiencia global de recuperación.

1.4. ANTECEDENTES.

La eficiencia global de recuperación de alúmina de la empresa CVG Bauxilum, se determina como el cociente del tonelaje de alúmina transferida en ventas sobre el tonelaje de alúmina alimentada a planta, lo que representa un indicativo de la productividad en la instalación industrial.

Esta eficiencia de planta ha sufrido descensos en algunas ocasiones, a continuación se citan dos trabajos en los cuales se realizaron estudios referentes a esta problemática:

Escalona, S. (1996) La eficiencia global de recuperación de la empresa CVG Bauxilum sufrió una caída considerable desde 95% hasta 87%, para la fecha del estudio. Con el propósito de determinar el factor o los factores que causaron la reducción en dicha eficiencia, se plantearon cinco esquemas de análisis. El primero, consistió en cuantificar las pérdidas de alúmina a través de un balance global de alúmina. En los siguientes esquemas se contabilizan las pérdidas de alúmina, realizando diversos balances en áreas de la planta, concluyendo que las pérdidas de alúmina en lodo y arena están subestimadas y que las pérdidas de alúmina por lado blanco son de importantes magnitudes (promedio de 45.000t). Se recomendó efectuar una revisión exhaustiva de los análisis químicos de los desechos de lodo y arena, así como reducir las pérdidas de alúmina por lado blanco a su mínima expresión.

Gil, R. (1995). Se evaluaron las pérdidas de alúmina para el año 1995, además de esto, las causas que las originaron. Las conclusiones correspondientes indican que las pérdidas de alúmina son promovidas por errores de lectura en balanzas y errores de calado, seguidas por pérdidas de alúmina producida por las operaciones de planta (37%). Se recomendó, revisar los procedimientos de calibración de balanzas.

CAPÍTULO II

2.1. GENERALIDADES DE LA EMPRESA

CVG Bauxilum es una empresa integrada para la producción de alúmina, la cual incluye la extracción de la bauxita y su transformación en la alúmina a través del proceso Bayer. La participación accionaria de la compañía lo constituyen 99% de inversión venezolana, representada por la CVG y 1% de capital extranjero, correspondiente al consorcio Alusuisse Lonza Holding.

2.1.1. Reseña Histórica de la Empresa

La planta de alúmina de CVG Bauxilum fue constituida en 1977 por la Corporación Venezolana de Guayana y Alusuisse. Comienza sus operaciones en 1983 con una capacidad instalada de 1.000.000 t/año. En la actualidad la planta de alúmina tiene una capacidad máxima de 2.000.000 t/año.

El diseño y construcción de la planta de alúmina fue realizado por ALESA Alusuisse Enginneering LTD.

En CVG Bauxilum, se aplica el proceso Bayer para 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 (Gibsite).

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

El objetivo principal para incrementar de 1.000.000 a 2.000.000 t/año fue aumentar la productividad, eficiencia y factor operativo, así como aumentar 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.

2.1.2. Ubicación Geográfica.

CVG Bauxilum-Planta (operadora de alúmina), se encuentra ubicada al sur oriente del país en la zona industrial Matanzas, parcela 523-01-02 A, en Ciudad Guayana, Estado Bolívar sobre el margen del Río Orinoco a 350 Km. del Océano Atlántico y a 17 Km. de su confluencia con el Río Caroní. Abarca un área de 841.000 metros cuadrados.

La planta operadora de bauxita de CVG Bauxilum está localizada al suroeste del estado Bolívar, en el campamento de Los Pijiguaos. Específicamente a 520 Km. de distancia de Puerto Ordaz medido en línea recta.

En la Figura N°1 se muestra la ubicación de las plantas CVG Bauxilum operadora de bauxita y alúmina.

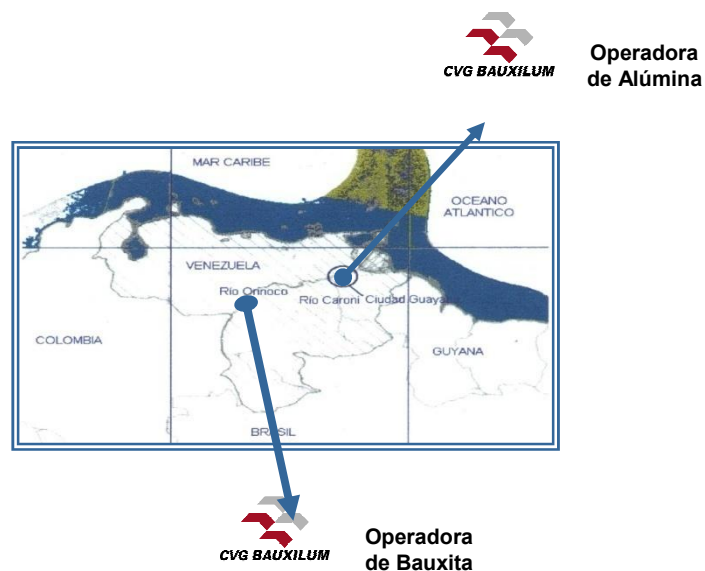


Figura N°1: Ubicación geográfica de la empresa. [14]

2.1.3 Estructura física de la empresa.

La empresa está dividida en la mina de bauxita (operadora de bauxita) y la planta de alúmina (operadora de alúmina), cuyas capacidades instaladas son de 6.000.000 y 2.000.000 de toneladas, respectivamente.

2.1.4 Misión de la Empresa.

Impulsar el crecimiento sustentable de la industria nacional, satisfaciendo la demanda de bauxita y alúmina, promoviendo el desarrollo endógeno, como fuerza de transformación social y económica.

2.1.5 Visión de la Empresa.

“Constituirnos en palanca fundamental para el desarrollo sustentable de la industria nacional, a los fines de alcanzar la soberanía productiva, con un tejido industrial consolidado y desconcentrado, con nuevas redes de asociación fundamentadas en la cogestión y la inclusión social”

2.1.6. Proceso productivo de CVG Bauxilum.

El proceso químico utilizado en la empresa para purificar la bauxita y obtener la alúmina es el Proceso Bayer, el cual fue desarrollado en Austria por el científico Karl Joseph Bayer en 1888. El Proceso Bayer consiste en la digestión de la bauxita previamente molida, a una presión de 5 bar y a una temperatura de 142 °C, con abundante hidróxido de sodio, luego se realiza la separación física de los otros componentes de la bauxita y se hace cristalizar el hidróxido de aluminio, que luego se preseca y calcina para obtener el producto final, la alúmina calcinada en grado metalúrgico.

En la figura N°2 se puede observar el esquema del proceso Bayer empleado en CVG Bauxilum:

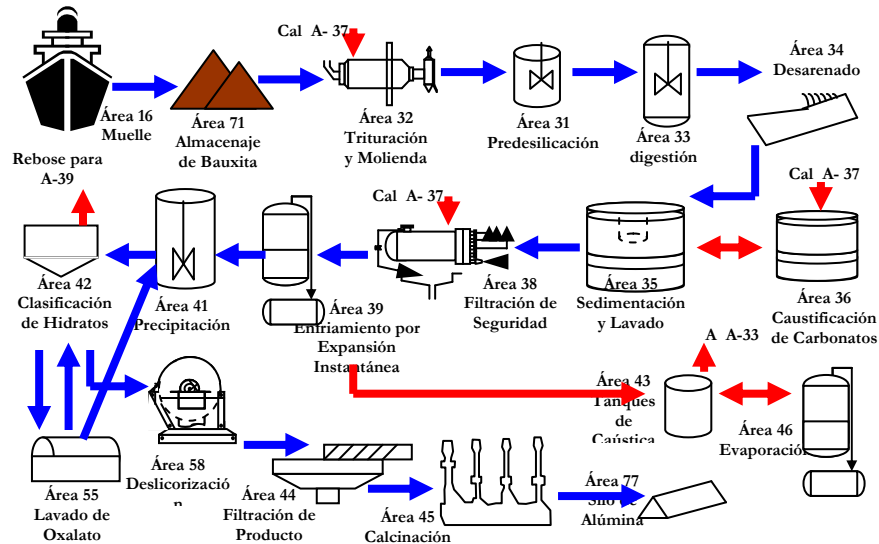


Figura N°2: Diagrama del proceso Bayer. [5].

El proceso de extracción, almacenamiento, carga y transporte de la bauxita se desarrolla en Pijiguaos y consta de tres áreas básicas: Mina, Área de Homogeneización (Pie de Cerro) y Área de Almacenamiento y Embarque (El Jobal). El mineral es transferido por ferrocarril desde el área de homogeneización hasta el puerto El Jobal y finalmente el mineral es transportado desde el puerto El Jobal, hasta la planta de alúmina en Ciudad Guayana, en un recorrido de 650 Km, a través del río Orinoco. El proceso puede dividirse en tres grandes secciones:

2.7.1. 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 de alúmina cuenta con unidades para el apilado y recuperación de la bauxita. Actualmente, posee una unidad con sistemas de cangilones que combina tanto el apilado como la recuperación, para garantizar una alimentación continua de bauxita desde Los Pijiguaos.

2.7.2. Lado Rojo: en este sector se procesa la materia prima, el cual presenta un color rojo característico, debido al alto contenido férrico de la bauxita. Además, permite la reducción del tamaño de las partículas de mineral, la extracción de la alúmina contenida en la bauxita y la separación de las impurezas que acompañan a la alúmina. A continuación, se presenta el conjunto de áreas que constituyen Lado Rojo:

- *Trituración y Molienda (área 32):* tiene como función reducir el mineral de bauxita a un tamaño de partículas apropiado para la extracción de la alúmina y que garantice su dilución total durante la digestión. La bauxita es transportada desde los patios de almacenamiento hasta las tolvas de bauxita y luego hacia las correas pesadoras que descargan el chuto de alimentación del triturador de placas, dónde se mezcla internamente con cal e inyección de soda cáustica. En el molino, se efectúa la molienda húmeda con granulometría del 80% de partículas menores de 300 micrones y una concentración de sólidos entre 950 g/l a 1050 g/l la cual es transportada hacia los tanques de relevo por medio de bombas, para garantizar el suministro continuo de suspensión al área de Predesilicación. La reducción de tamaño se realiza por dos métodos: Trituración y Molienda.

- *Predesilicación (área 31):* consta de 4 tanques de 1700 m³ y bombas destinadas a controlar los niveles de sílice (SiO₂), en el licor de proceso y alúmina. Esta área tiene como propósito aportar el tiempo de residencia necesario, para que se genere la cantidad suficiente de semilla en la suspensión de bauxita antes de la etapa de digestión, con el fin de que el proceso de precipitación de sílice en dicha etapa sea acelerado y los valores de sílice disueltos en el licor sean adecuados. La predesilicación se efectúa sobre la suspensión de bauxita proveniente del área 32.

- *Digestión (área 33):* La digestión es un proceso en el cual se involucra una interacción entre la suspensión de bauxita molida y el licor, formándose un sistema heterogéneo (sólido-líquido) donde ocurre la disolución o lixiviación del mineral a

extraer. La suspensión de bauxita molida proveniente del área de Trituración y Molienda, entra a los digestores a una temperatura de 106 °C y se hace reaccionar con Licor Cáustico Fuerte (LAD). La reacción de disolución de Alúmina (Lixiviación), es endotérmica y se requiere de 140 °C por lo que es necesario inyectar vapor vivo sobrecalentado a temperatura de 225 °C y a una presión de 9 bar. A partir de esta etapa, la planta está compuesta por dos etapas, dos unidades de producción iguales.

- *Desarenado (área 34):* la suspensión digerida es alimentada al área 34 donde se separa la fracción de arena (partículas mayores de 106 micrones) de la suspensión de dilución. Esta suspensión se separa en diferentes corrientes, orientadas hacia los hidrociclones primarios, los cuales son alimentados tangencialmente y debido a la fuerza centrífuga las partículas más pesadas son enviadas a tres clasificadores para lavar la arena y extraer la cáustica. Las partículas finas de lodo rojo como partes de la solución de alúmina en suspensión, se almacenan en los tanques alimentadores de la suspensión de aluminato. En estos tanques se le agrega polímeros (floculantes) para facilitar el proceso.

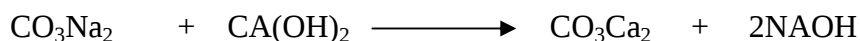
- *Clarificación y Lavado de Lodo rojo (área 35):* desde los tanques alimentadores la suspensión de aluminato es distribuida a cuatro (04) espesadores que trabajan en paralelo. En los espesadores comienza la separación de lodo, la cual se realiza por asentamiento de las partículas por gravedad en el fondo del tanque, quedando en la parte superior un licor claro de rebose con alto contenido de alúmina, el cual se alimenta como licor turbio al área de filtración de seguridad.

El lodo sedimentado es lavado en 7 etapas con calentamiento entre la tercera y cuarta etapa con inyección de vapor para evitar la precipitación de la alúmina en esta área. El lavado del lodo consiste en hacer pasar la suspensión de la descarga inferior de los espesadores en contracorriente con el agua de lavado, a dichos tanques también se les adiciona una solución acuosa de polímeros para ayudar a sedimentar el lodo.

Con este lavado, se logra recuperar la alúmina disuelta en la cáustica presente en el lodo para ser retornada al proceso, mientras el lodo rojo queda listo para ser desechado.

- *Caustificación de Carbonatos (área 36):* se controlan los niveles de contaminación del licor de proceso a través del carbonato de sodio (Na_2CO_3), esto es, añadiendo lechada de cal en tanques a temperatura controlada. Uno de los problemas del licor empleado en el Proceso Bayer, es que el mismo se va cargando de impurezas del tipo carbonatos, provenientes de la presencia del carbón. También existe un área para Caustificación de Oxalatos, normalmente se utiliza en conjunto con una planta de lavado de la semilla fina producida en el proceso Bayer. El área de decarbonatación o caustificación que consiste en tratar uno de los efluentes de planta con hidróxido de calcio formando carbonato de sodio y recuperando cáustica en forma de hidróxido de sodio.

La reacción de caustificación puede resumirse así:

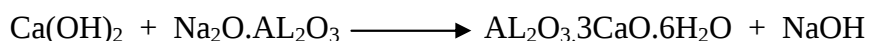


- *Lechada de Cal (área 37):* La cal viva es enviada desde los silos almacenadores hasta las tolvas de los apagadores y de los molinos, mediante un sistema neumático de transporte alimentado desde la sala de compresores. La suspensión de lechada de cal rebosa a un tanque de relevo adjunto al apagador de cal desde donde es bombeada a los tanques almacenadores de lechada de cal. Por otro lado la cal viva es hidratada en los apagadores con condensado de proceso caliente donde ocurre la siguiente reacción:



- *Filtración de Seguridad (área 38):* en el proceso de filtración del licor madre, se logra un filtrado de 1 mg/l sólidos, primordialmente en la forma de óxido de hierro

y titanio, utilizando filtros a presión denominados “filtros Kelly”. Estos filtros operan a presiones de hasta 2,5 bar y contienen internamente bolsas filtrantes de material de polipropileno del tipo multifilamento resistentes a las soluciones ácidas y alcalinas a bajas temperaturas. Una de las áreas en la que constantemente se está agregando cal en forma de lechada de cal, es el área de filtración de seguridad. Allí la lechada se inyecta a la línea de licor madre que va a ser sometido a filtración de tal forma que ocurra la reacción del hidróxido de calcio con el aluminato de sodio formando el aluminato tricálcico (TCA), el clásico ayudante de filtración del proceso Bayer:



3.6.3. Lado Blanco: concentra las áreas que envían suspensiones ricas de aluminatos, y aquellas en las cuales se obtiene el producto final, es decir, la alúmina. A continuación se describen algunas áreas que constituyen Lado Blanco:

- *Enfriamiento por Expansión Instantánea (área 39):* tiene como objetivo disminuir la temperatura, entre 22 y 28°C, del licor filtrado para adecuar las condiciones de precipitación del hidrato de alúmina. El licor madre proveniente de la etapa de filtración de seguridad se lleva desde 100 °C hasta 72 °C por medio de cinco recipientes de expansión instantánea para pasar a la etapa siguiente de precipitación.

- *Precipitación (área 41):* el licor madre sobresaturado es aluminato de sodio proveniente del área 39, que fluye al primero de una serie de precipitadores al que también se le introduce suspensión de semilla fina proveniente del área 55 (Control de Oxalatos), con el objetivo de fomentar la precipitación de los cristales de alúmina trihidratada. En el área, la suspensión fluye por el rebose de los tanques, cayendo por gravedad en el siguiente tanque precipitador. Del último tanque de la fase de aglomeración se enviará un 40% del flujo al área 58 y el 60% rebosará hasta el primer precipitador de la fase de crecimiento, el cual también recibe la suspensión de semilla gruesa proveniente del área 58.

Posteriormente, la suspensión fluye por gravedad del último tanque hacia los tanques de expansión interetapas, donde es sometida a un enfriamiento brusco, lográndose así sobresaturar nuevamente la suspensión, enviándose al primer precipitador de 3.000 m^3 y 4.000 m^3 , donde se le da el tiempo de residencia adecuado para obtener el tamaño del cristal requerido.

- *Clasificación de Hidrato (área 42)*: comprende la separación de las partículas de alúmina formadas en el proceso de cristalización, en tres tamaños diferentes: gruesa, intermedia y fina, a través de unas baterías de hidrociclones y tanques de clasificación de hidratos, a fin de obtener un producto de especificaciones establecidas: una fracción gruesa denominada producto, y una fracción intermedia que se obtiene como descarga de los ciclones de semilla y del segundo y tercer espesador primario y se denomina semilla gruesa.

- *Filtración de Semilla Gruesa (área 58)*: la finalidad del área de filtración de semilla gruesa es deslicorizar toda la semilla gruesa proveniente de los tanques primarios del área de clasificación y resuspenderla posteriormente como suspensión de aglomeración para enviarla al primer precipitador en línea de la etapa de crecimiento en precipitación. El producto se resuspende y se envía a filtración de producto.

- *Filtración de Producto (área 44)*: la función de esta área es remover de la torta de hidrato, la mayor cantidad de soda cáustica posible, y disminuir la humedad del mismo para beneficiar térmicamente la operación de los calcinadores. La solución de hidrato que viene del área 58 se alimenta a los filtros planos.

- *Calcinación (área 45)*: el hidrato de alúmina se seca y se calcina en un sistema conformado principalmente por un horno de lecho fluidizado donde se alcanzan temperaturas de 900°C . En esta área luego de la calcinación, la alúmina grado metalúrgico se enfría hasta 80°C y se transporta hacia el silo de alúmina.

- *Evaporación (área 46)*: el rebose de los tanques clasificadores terciarios y licor agotado proveniente del ciclo de clasificación de alúmina hidratada, se calienta de 117 a 137 °C, en una serie de intercambiadores de calor. En diez (10) tanques, se aumenta la concentración de soda cáustica al evaporar una alta cantidad de agua por expansión térmica, hasta alcanzar los niveles de licor fuerte requeridos en digestión y poder entrar de nuevo al ciclo.

CAPÍTULO III

MARCO TEÓRICO

3.1. Operaciones de transferencia de masa

Las operaciones de transferencia de masa se caracterizan por transferir una sustancia a través de otras a escala molecular, es un resultado de la diferencia de concentraciones, o gradiente, en donde la sustancia que se difunde abandona un lugar en que está muy concentrada y pasa a un lugar de baja concentración (Treybal, 1999).

3.1.1. Difusión en sólidos.

La difusión de masa es un proceso de transporte que se origina en la actividad molecular. Considere una cámara en la que dos especies diferentes, a la misma temperatura y presión, están inicialmente separados por una división. Si se quita la división, ambas especies se transportarán por difusión. La figura N°3 muestra la situación como debe estar poco después de quitar la división. Una concentración más alta significa más moléculas por unidad de volumen, y la concentración de la especie A (puntos azules) disminuye al aumentar x , mientras la concentración de B aumenta con x .

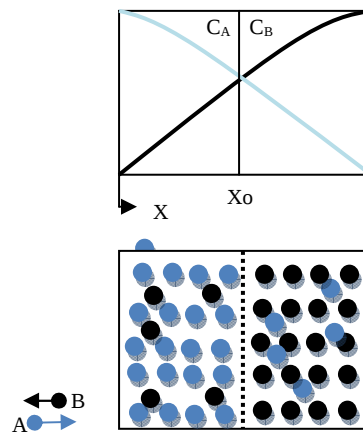


Figura N°3: Transferencia de masa por difusión en una mezcla binaria. [16].

El mecanismo físico se puede explicar al considerar el plano imaginario que se muestra como una línea punteada en Xo . Como el movimiento molecular es aleatorio, hay igual probabilidad de que cualquier molécula se mueva a la izquierda o a la derecha. En consecuencia, más moléculas de la especie A cruzan el plano desde la izquierda (mayor concentración de A) que desde la derecha. De manera similar, la concentración de moléculas de B es más alta a la derecha del plano que a la izquierda, y el movimiento aleatorio proporciona la transferencia neta de la especie B hacia la izquierda. Por supuesto, después de un tiempo suficiente, se alcanzan concentraciones uniformes de A y B, y no hay un transporte neto de la especie A o B del plano imaginario (Incropera, 1999).

Aunque la difusión de masa puede resultar de un gradiente de temperatura, un gradiente de presión o una fuerza externa, el factor determinante para que ocurra es la existencia de un gradiente de concentración. En la mayoría de las situaciones, este es el caso, y el potencial del impulso dominante es el gradiente de concentración de especies. Esta condición se denomina difusión ordinaria.

3.1.1.1 Leyes de Fick para la difusión

Si en un sistema existen diferencias de concentración entre una región y otra, se produce un flujo difusional desde las regiones de mayor concentración a las de menor concentración (ver figura N°3). Experimentalmente se determinó que el flujo en una cierta dirección es proporcional a la derivada de la concentración en esa dirección. La constante de proporcionalidad se denomina coeficiente de difusión. Esta ley fenomenológica se denomina *primera Ley de Fick*:

$$J_x = -D\nabla c \quad \text{Ec. 01}$$

Donde D el coeficiente de difusión de la especie de concentración c . El signo menos significa que el flujo es positivo en el sentido en que disminuye la concentración.

En general, mientras se produce la difusión, las concentraciones en las diferentes regiones van cambiando. Esto es, la concentración es también una función del tiempo. La ley que indica cómo varía la concentración con el tiempo se conoce como *segunda Ley de Fick*. De acuerdo con ella, la derivada de la concentración con respecto al tiempo es igual al producto del coeficiente de difusión por la derivada segunda de la concentración en la dirección del flujo:

$$\left(\frac{\partial c}{\partial t}\right) = D \nabla^2 c \quad \text{Ec. 02.}$$

(Zrawinski, s.f).

Si existe producción o destrucción de la especie (por una reacción química), a esta ecuación debe añadirse un término de fuente en el segundo miembro. Este es el caso del escenario desarrollado en el Trabajo Especial de Grado, en el cual se estudia la difusión en la bauxita.

3.1.1.2. Difusión en sólidos porosos

Aquí, el movimiento del soluto puede ser por difusión de una parte del fluido a la otra, en virtud de un gradiente de concentración; también puede ser hidrodinámico, como resultado de una diferencia de presión. Alternativamente, en el caso de adsorbentes, gránulos de un catalizador, sólidos que se van a secar, partículas metálicas en las cuales se va a llevar a cabo una lixiviación, y similares, el sólido normalmente está totalmente rodeado por un cuerpo único de fluido; el movimiento hacia fuera y hacia adentro del soluto a través de los poros del sólido se realiza únicamente por difusión. El movimiento difusivo puede ser dentro del fluido que llena los poros o puede también involucrar difusión superficial del soluto adsorbido (Treybal, 1999).

3.1.2. Difusión en mezclas multicomponentes

Las expresiones para la difusión en sistemas de multicomponentes se vuelven muy complicadas, pero con frecuencia se pueden manejar utilizando una difusividad efectiva, como se muestra en la siguiente ecuación:

$$N_A = \frac{N_A}{N_A - N_B} \frac{D_{AB} P_t}{RT_Z} \ln \frac{N_A / (N_A + N_B) - y_{A2}}{N_A / (N_A + N_B) - y_{A1}} \quad \text{Ec. 03}$$

En donde la difusividad efectiva de un componente puede obtenerse a partir de sus difusividades binarias con cada uno de los otros componentes. Así la ecuación anterior, $N_A + N_B$ se puede reemplazar por $\sum_{i=A}^n N_i$, en donde N_i , ES positivo si La difusión es en la misma dirección opuesta; D_{AB} puede reemplazarse por La $D_{A,m}$ efectiva:

$$D_{A,m} = \frac{N_A - y_A \sum_{i=A}^n N_i}{\sum_{i=A}^n \frac{1}{D_{Ai}} (y_i N_A - y_A N_i)} \quad \text{Ec. 04}$$

(Treybal, 1999).

3.1.3. Lixiviación

La lixiviación es la disolución preferente de uno o más componentes de una mezcla sólida por contacto con un disolvente líquido. Esta operación unitaria, una de las más antiguas en la industria química, ha recibido muchos nombres, según la técnica más o menos compleja utilizada para llevarla a cabo.

La mayoría de los minerales útiles se encuentran en forma de mezclas, con grandes proporciones de componentes indeseables; por eso, la lixiviación del material valioso es un método de separación que se aplica con frecuencia. Por ejemplo, la lixiviación juega un papel importante en el procesamiento metalúrgico del aluminio, cobalto, manganeso, níquel y zinc. En cuanto a métodos de operación y manejo, se utilizan

dos técnicas principales de lixiviación: la aspersión o goteo del disolvente sobre el sólido o la inmersión completa del mismo en dicho disolvente.

El éxito de una lixiviación y la técnica que se va a utilizar, dependen con mucha frecuencia de cualquier tratamiento anterior que se le pueda dar al sólido.

3.1.3.1. Preparación del sólido

En algunos casos, las pequeñas partículas del material soluble están completamente rodeadas de una matriz de materia insoluble. Entonces, el disolvente debe difundir en la masa y la solución resultante se debe difundir hacia el exterior antes de poder lograr una separación. La Trituración y Molienda de estos sólidos acelerará bastante la acción de lixiviación porque las porciones solubles son entonces más solubles al disolvente. Cuando la sustancia soluble esta distribuida uniformemente en todo el sólido o aún en solución del sólido, la acción de lixiviación puede proporcionar canales para el paso del disolvente fresco y tal vez no sea necesaria una molienda muy fina.

Los cuerpos vegetales y animales tienen una estructura celular, los productos naturales que se van a lixiviar a partir de estos materiales se encuentran generalmente dentro de las células. Si las paredes celulares permanecen intactas de la exposición a un disolvente adecuado, entonces en la acción de lixiviación interviene la ósmosis del soluto a través de las paredes celulares. Éste puede ser un proceso lento. Sin embargo, moler el material lo suficientemente pequeño como para liberar el contenido de las células es poco práctico y algunas veces indeseable (Treybal, 1999).

3.1.3.2. Temperatura de lixiviación

Por lo general se desea realizar la lixiviación a temperaturas lo más elevadas posible. Las temperaturas elevadas producen la mayor solubilidad del soluto en el disolvente y, en consecuencia, concentraciones finales mayores en el licor de lixiviación. A

temperaturas elevadas la viscosidad del líquido es menor y mayores las difusividades; esto incrementa la rapidez de lixiviación (Treybal, 1999).

3.1.4. Digestión

En la sección de digestión de la planta, la bauxita es atacada por un licor cáustico que disuelve algunos de los compuestos químicos presentes en la misma (principalmente la alúmina), mientras que otros permanecen en fase sólida. La disolución que se lleva a cabo no es tan sólo un proceso físico, pues involucra la conversión de compuestos insolubles en agua, en otros compuestos que permanecen disueltos en fase acuosa. La digestión de la bauxita es una extracción sólido-líquido con reacción química, llamada comúnmente Lixiviación.

Este proceso es una operación compleja que depende de la estructura de la bauxita, de la temperatura, de la concentración de cáustica libre, de la carga de la bauxita y de otros factores.

La digestión puede llevarse a cabo en proceso continuo o por lotes, siendo la primera la más utilizada en los últimos años debido a la menor cantidad de personal involucrado en el proceso, a la más eficiente recuperación del calor y al menor volumen de licor requerido.

La digestión continua puede llevarse a cabo mediante dos métodos diferentes: el proceso de una corriente y el proceso de dos corrientes. En el proceso de una corriente, se mezcla el licor fuerte y la bauxita en condiciones relativamente frías. La suspensión es calentada hasta la temperatura de digestión mediante intercambio indirecto, primero con el vapor producido en la expansión de la suspensión que sale de digestión y luego con vapor vivo. En el proceso de dos corrientes, el licor fuerte se divide en dos porciones. La principal (80 a 85%) se calienta hasta una temperatura superior a la de digestión mediante intercambio indirecto con el vapor generado en las expansiones y finalmente con vapor vivo. La otra porción del licor fuerte (15 a 20%) se utiliza como licor de molienda para formar una pulpa de molienda (~ 50% en

peso), que se envía al digestor sin precalentamiento. Este último proceso posee ventajas comparativas respecto al primero por varias razones:

- Los intercambiadores de calor pueden ser más simples y más compactos, debido a que no se manejan sólidos que sedimenten en el interior de los mismos.
- Las bombas de desplazamiento positivo requeridas para el manejo de suspensión, pueden ser de menor tamaño.
- Adicionalmente, se ha encontrado que los lodos producidos de esta manera exhiben mejores características de sedimentación.

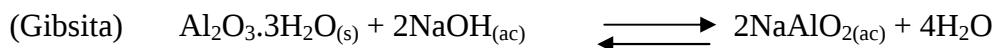
El proceso de digestión, debe ser tal que garantice una adecuada disolución de la alúmina, pero también (y esto es muchas veces el factor determinante en el tamaño de la sección) debe promover una completa desilicación del licor. Una vez concluida la extracción de la alúmina, así como la disolución y precipitación del sílice, la suspensión de digestión debe someterse a una despresurización y enfriamiento a fin de poder continuar hacia el resto del proceso. El calor que se retira de esta corriente se utiliza para calentar el licor fuerte.

3.1.4.1. Reacciones asociadas a la extracción de alúmina

Las reacciones asociadas a la extracción de alúmina mediante el proceso Bayer son:

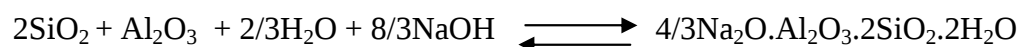
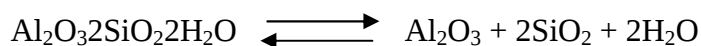
- La disolución de los hidratos de aluminio (gibbsite, bohemita y diáspora).

A continuación se muestra la reacción, ésta se lleva a cabo en los digestores líderes:



- La desilicación

La desilicación es el resultado de dos reacciones consecutivas: la disolución de la caolinita o sílice reactiva con la formación de aluminato y silicato de sodio y la precipitación en forma de DSP (producto de desilicación):



Estas reacciones se llevan a cabo en los demás digestores, garantizando el tiempo de residencia necesario para favorecer la desilicación. A continuación, se muestra el diagrama de digestión:

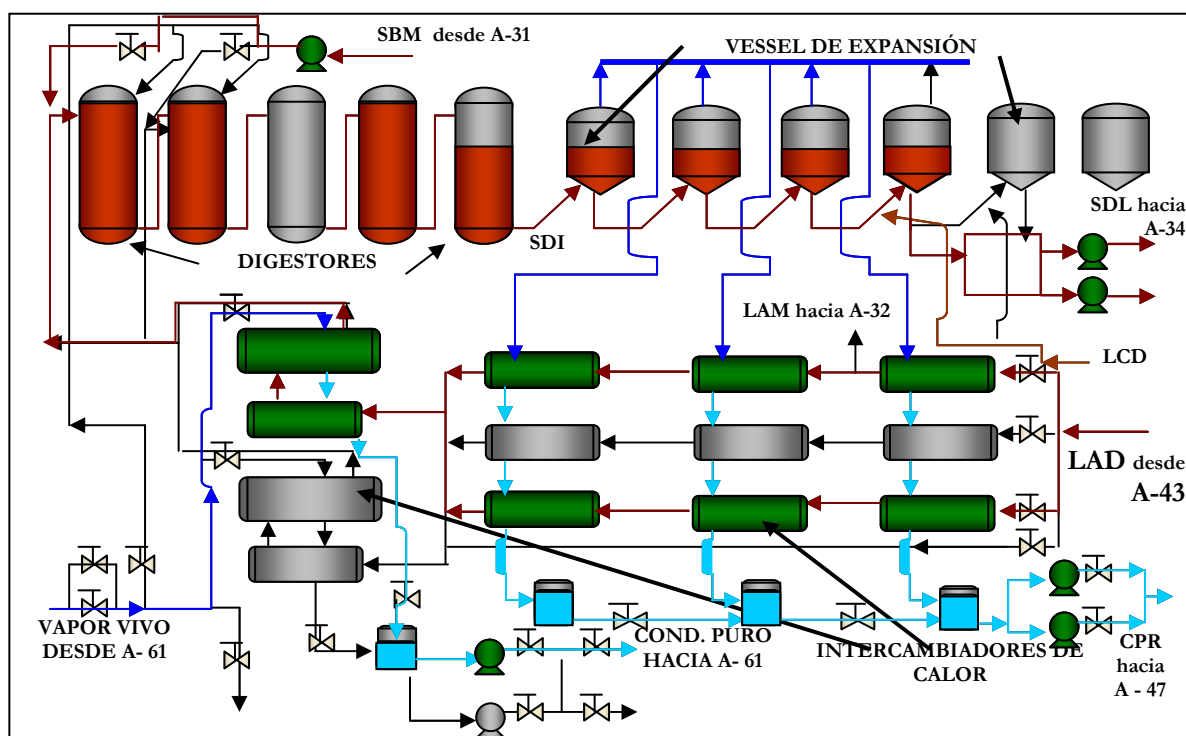


Figura N°4: Diagrama de digestión. [7]

3.1.4.2. Cinética de la digestión

La cinética de la reacción de disolución de alúmina depende del tipo de mineral (gibbsite, bohemita o diáspora), de su mineralogía, de la temperatura, del tamaño de partícula, de las impurezas, entre otras.

La curva conversión-tiempo, presenta por lo general una forma convexa, con una velocidad de reacción alta al comienzo, disminuyendo constantemente al acercarse al valor de equilibrio, como se representa en la siguiente figura:

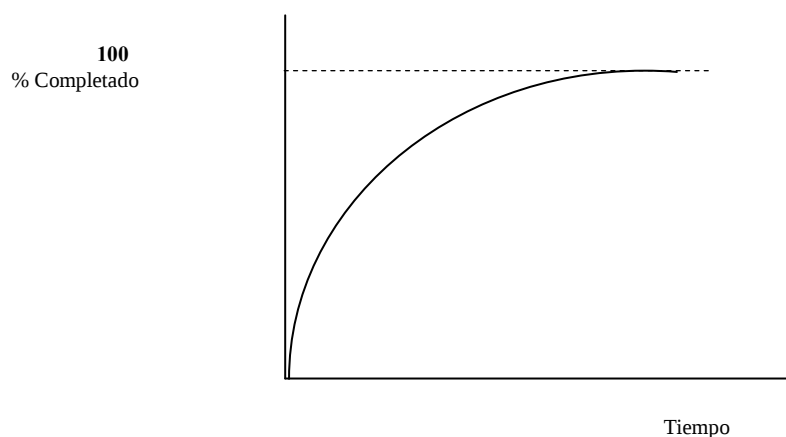


Figura N°5: Curva típica de la velocidad de reacción de disolución de alúmina. [16]

Estas son reacciones cuya velocidad global está controlada por la velocidad de reacción química, lo cual hace que un aumento de la temperatura incremente significativamente la velocidad global. Sin embargo, por encima de cierta temperatura, la reacción comienza a ser controlada por la difusión de las especies iónicas, por lo que existe un límite superior para la temperatura de extracción para cada tipo de mineral. Esto se representa en la figura N°24 en la sección de Apéndices y como puede verse ese límite está alrededor de los 140 °C para la gibbsite, cerca de

230 °C para la bohemita y de los 270 °C para la diáspora, aunque dicho valor depende de la cristalinidad, la superficie específica y las concentraciones de licor.

La velocidad de disolución de la bauxita, para condiciones donde controle la reacción química y no la difusión, presenta la forma siguiente:

$$\frac{d[Al_2O_3]}{dt} = k \times e^{\left(\frac{-E_a}{R \times T}\right)} \times \frac{S}{V_L} \times ([Al_2O_3]_{eq} - [Al_2O_3]) \quad \text{Ec. 05}$$

Donde la constante específica de reacción, k , la superficie disponible para la reacción, S , la energía de activación, E_a , y la máxima concentración de alúmina disuelta, $[Al_2O_3]_{eq}$, dependen del tipo de bauxita.

3.1.4.3. Fracción molar mínima

Representando el aluminato de sodio disuelto como Al_2O_3 equivalente (en términos estequiométricos cada dos moles de aluminato de sodio representan un mol de Al_2O_3 disuelto) y el sodio libre disuelto (sea como $NaOH$ o como $NaAl(OH)_4$) como Na_2O equivalente, la relación molar cáustica/alúmina, comúnmente denominada razón molar cáustica o fracción molar cáustica (RMC o FMC, respectivamente), permite representar la cantidad de alúmina disuelta como función de la concentración de cáustica libre. A continuación, se presenta la ecuación:

$$RMC = FMC = \frac{102}{62} \times \frac{[Na_2O]}{[Al_2O_3]} \quad \text{Ec. 06}$$

Donde: $[Na_2O]$ es la concentración de cáustica expresada como $[Na_2O]_{SDI}$, (g/l ó Kg/m³) y $[Al_2O_3]$ es la concentración de alúmina, (g/l ó Kg/m³).

3.1.4.4. Eficiencia de extracción

La bauxita, por su naturaleza, está compuesta de porciones de alúmina disponible y no disponible, esto depende de su caracterización, es decir, si es bohemita, gibbsita o diáspora. Pero la extracción de la alúmina no sólo está influenciada por el tipo de bauxita, se deben añadir las condiciones bajo las cuales se lleva a cabo el proceso. Es aquí cuando se introduce el término de eficiencia de extracción ($t_{Al_2O_3}/t_{Al_2O_3}$ alimentada) y se obtiene como el cociente entre la alúmina realmente extraída y la alúmina en la bauxita:

$$EFF = \frac{[\%Al_2O_3]_{Bx} - [\%Al_2O_3]_{Perd}}{[\%Al_2O_3]_{Bx}} \quad \text{Ec. 07}$$

Donde: $[\%Al_2O_3]_{Bx}$ es el porcentaje de alúmina en la bauxita, y $[\%Al_2O_3]_{Perd}$ es el porcentaje de alúmina perdida.

Desarrollando la Ec.07, se tiene:

$$EFF = \frac{[\%Al_2O_3]_{Bx} - [\%Al_2O_3]_{Lodo} \times \frac{[\%Fe_2O_3]_{Bx}}{[\%Fe_2O_3]_{Lodo}}}{[\%Al_2O_3]_{Bx}} = 1 - \frac{[\%Al_2O_3]_{Lodo} \times [\%Fe_2O_3]_{Bx}}{[\%Al_2O_3]_{Bx} \times [\%Fe_2O_3]_{Lodo}} \quad \text{Ec.08}$$

Donde: $[\%Al_2O_3]_{Lodo}$ es el porcentaje de alúmina en el lodo, $[\%Fe_2O_3]_{Bx}$ es el porcentaje de hierro en la bauxita, expresado como Fe_2O_3 .

La máxima cantidad de alúmina extraíble ($t_{Al_2O_3}/t_{Al_2O_3}$ alimentada) está representada por la alúmina trihidratada disponible en la bauxita:

$$EFF_{max} = [\%Al_2O_3 \cdot 3H_2O]_{disp} \quad \text{Ec. 09}$$

Por lo que la eficiencia relativa ($t_{Al_2O_3}$ extraída/ $t_{Al_2O_3}$ disponible) se calcula como:

$$EFF_{rel} = \frac{1 - \frac{[\%Al_2O_3]_{Lodo} \times [\%Fe_2O_3]_{Bx}}{[\%Al_2O_3]_{Bx} \times [\%Fe_2O_3]_{Lodo}}}{[\%Al_2O_3 \cdot 3H_2O]_{disp}} \quad \text{Ec. 10}$$

Donde: $[\%Fe_2O_3]_{Lodo}$ es el porcentaje de hierro en el lodo, expresado como Fe_2O_3 .

De esa alúmina extraída sólo una parte se extrae en digestión pues la presencia de predesilicación implica que algo de alúmina se extrae en dicha etapa. Mediante un balance de masa en los digestores, se obtienen las $t_{Al_2O_3}$ extraídas en digestión/ $t_{Al_2O_3}$ disponible, es decir, la eficiencia relativa de digestión:

$$EFF_{rel} = \frac{102}{62} \times \frac{V_{L,SDI} \times \frac{[Na_2O]_{SDI}}{RMC_{SDI}} - V_{L,LAD} \times \frac{[Na_2O]_{LAD}}{RMC_{LAD}} - V_{L,S31} \times \frac{[Na_2O]_{S31}}{RMC_{S31}}}{(Bx \times 1000) \times [\%Al_2O_3 \cdot 3H_2O]_{disp}} \quad \text{Ec.11}$$

3.2. Eficiencia global de recuperación de alúmina

La eficiencia global de recuperación se define, según el manual de operaciones de la empresa CVG Bauxilum, como la relación entre la producción de alúmina calcinada y el flujo másico de alúmina disponible contenida en la bauxita. Esta eficiencia representa un indicador importante del nivel de producción de alúmina, a continuación se muestra la ecuación:

$$E_{global\ de\ recuperación} = \frac{P}{\%Al_2O_3_{disp} \times Bx} \times 100\% \quad Ec. 12$$

Donde P es la producción de alúmina calcinada, definida como la sumatoria del hidrato almacenado, alúmina calcinada, ventas de hidrato, inventario del proceso, ajuste al inventario menos el inventario del mes anterior.

CAPÍTULO IV

METODOLOGÍA

A continuación se presenta la metodología desarrollada para el logro de los objetivos planteados en este Trabajo Especial de Grado.

4.1. Revisión bibliográfica

Inicialmente, se estudió el proceso productivo de la empresa CVG Bauxilum (Bayer), detallando las etapas que lo conforman, la materia prima e insumos empleados, y las especificaciones del producto final. Además, se profundizó en una de las etapas de la planta, digestión, en la cual se desarrolló básicamente este Trabajo Especial de Grado. Para esto, se utilizaron medios impresos y electrónicos entre los cuales se destacan bibliografías referentes a procesos de extracción sólido-líquido, lixiviación, eficiencias de extracción y de recuperación, así mismo se emplearon manuales de operación, las bases de diseño y hojas de especificaciones de los equipos involucrados en las áreas de interés, con el objetivo de limitar el área de estudio y el problema a tratar.

4.2. Recolección de datos

Una vez realizada la revisión bibliográfica mencionada anteriormente, se procedió a la recolección de los datos necesarios para cumplir los objetivos establecidos. Para este fin se extrajeron del historial de la planta datos referidos a temperaturas, presiones, flujos másicos y volumétricos, los cuales están almacenados en el Sistema TDC 3000 (Honeywell). Además de ello, se emplearon datos de laboratorio donde se pueden mencionar: caracterización de la bauxita y del licor cáustico empleado en planta como materia prima, así como composiciones de las corrientes intermedias y finales del proceso.

4.3. Determinación del consumo de bauxita meta

Para calcular el consumo de bauxita meta y de esta manera lograr el cumplimiento de uno de los objetivos del Trabajo de Grado, se realizó un balance de masa en digestión (sistema), y se emplearon los datos reportados en el Flow Sheet (Figura N°26 de la sección de Apéndice) de la empresa CVG Bauxilum, para una producción de 2.000.000 t/año de alúmina calcinada en grado metalúrgico. El sistema donde se realizó el estudio es mostrado a continuación:

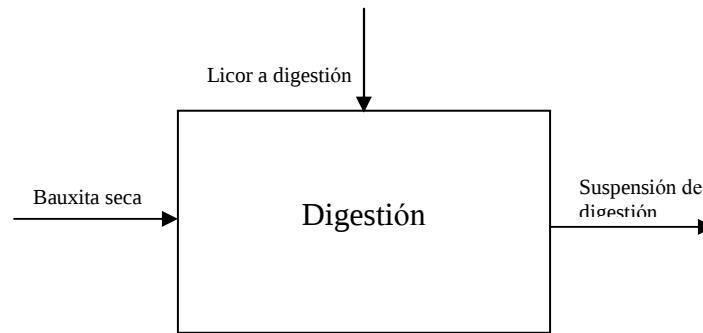


Figura N°6: Sistema para el consumo de bauxita meta. [7]

Se desarrolló la siguiente metodología:

4.3.1. Se calcula el flujo másico de bauxita seca que entra al sistema, a continuación se muestra la ecuación:

$$M_{Bxseca} = M_{Bxhúmeda} \times \left(1 - \left(\frac{\text{humedad}_{Bx}}{100} \right) \right) \quad \text{Ec. 13}$$

Donde:

M_{Bxseca} : Flujo másico de la bauxita seca, (t/h).

$M_{Bxhúmeda}$: Flujo másico de la bauxita húmeda, (t/h).

$humedad_{Bx}$: Porcentaje de humedad de la bauxita, (%).

4.3.2. Se determina la cantidad de alúmina total en la bauxita:

$$M_{Al_2O_3 \text{ Total}, Bx} = \%Al_2O_3 \text{ Total}, Bx \times M_{Bxseca} \quad \text{Ec.14}$$

Donde:

$M_{Al_2O_3 \text{ Total}, Bx}$: Flujo másico de alúmina total en la bauxita, (t/h).

$\%Al_2O_3 \text{ Total}, Bx$: Porcentaje de alúmina total en la bauxita, (%).

4.3.3. Se calcula la alúmina disponible en la bauxita:

$$M_{Al_2O_3 \text{ disp}, Bx} = \%Al_2O_3 \text{ disp}, Bx \times M_{Bxseca} \quad \text{Ec. 15}$$

Donde:

$M_{Al_2O_3 \text{ disp}, Bx}$: Flujo másico de alúmina disponible en la bauxita, (t/h).

$\%Al_2O_3 \text{ disp}, Bx$: Porcentaje de alúmina disponible en la bauxita, (%).

4.3.4. Para contabilizar la alúmina disponible que entra al sistema, es necesario conocer la cantidad de ésta en el licor a digestión:

$$M_{Al_2O_3 \text{ disp}, LAD} = \frac{[Na_2O]_{LAD} \times V_{LAD} \times \frac{PM_{Al_2O_3}}{PM_{Na_2O}}}{FMC_{LAD} \times 1000} \quad \text{Ec.16}$$

Donde:

$M_{Al_2O_3 \text{ disp}, LAD}$: Flujo másico de alúmina disponible en el licor a digestión, (t/h).

$[Na_2O]_{LAD}$: Concentración de cáustica del licor a digestión, (g/l)

V_{LAD} : Flujo volumétrico de LAD, (m³/h).

$\frac{PM_{Al_2O_3}}{PM_{Na_2O}}$: Relación de los pesos moleculares de la alúmina y la soda cáustica

FMC_{LAD} : Fracción molar del licor a digestión, (moles Na_2O /moles Al_2O_3).

4.3.5. Una vez que ocurre la digestión se obtiene como resultado una suspensión digerida compuesta por dos fases, líquida y sólida denominadas licor y lodo, respectivamente; entonces se procede a determinar el caudal de licor a la salida de digestión, partiendo de un balance másico pero expresándolo en función de los caudales y densidades de la corriente en cuestión:

$$V_{LICOR} = V_{SDI} \left(1 - \frac{Conc_{sólidos}}{\rho_{sólidos}} \right) \quad \text{Ec.17}$$

Donde:

V_{LICOR} : Flujo volumétrico de licor a la salida de los digestores, (m^3/h)

V_{SDI} : Flujo volumétrico de la suspensión digerida, (m^3/h)

$Conc_{sólidos}$: Concentración de sólidos de la suspensión digerida, (g/l)

$\rho_{Sólidos}$: Densidad del sólidos (lodo seco) a la salida de los digestores, (g/l)

4.3.6. Se calcula la cantidad de alúmina presente en el licor de salida ($MA_{l_2}O_3 \text{ disp, LICOR}$), proveniente tanto de la bauxita como del LAD, con la ecuación de fracción molar mostrada en el paso 4.3.4. pero usando el caudal, fracción molar y concentración cáustica del licor de salida de los digestores.

4.3.7. La alúmina contenida en el licor de salida de digestión tiene sus raíces en dos fuentes, como ya se explicó en el párrafo anterior, a continuación se muestra la ecuación por medio de la cual se contabiliza la alúmina extraída de la bauxita:

$$MA_{l_2}O_3 \text{ disp,extraída} = MA_{l_2}O_3 \text{ disp, LICOR} - MA_{l_2}O_3 \text{ disp, LAD} \quad \text{Ec. 18}$$

Donde:

$MA_{l_2}O_3 \text{ disp,extraída}$: Flujo másico de alúmina disponible extraída de la bauxita, (t/h)

4.3.8. Se determina la alúmina total (definida como alúmina disponible más alúmina no disponible) en el lodo de salida (sólidos), partiendo de la alúmina extraída durante la digestión:

$$MAI_2O_3 \text{ Total, LODO} = MAI_2O_3 \text{ Total, Bx} - MAI_2O_3 \text{ disp, extraída} \quad \text{Ec. 19}$$

4.3.9. La existencia de alúmina disponible en el lodo es consecuencia principalmente, de la no dilución de la misma en el licor durante el proceso y representa las pérdidas de extracción. A continuación, se calcula el porcentaje de alúmina total en el lodo:

$$\%Al_2O_3 \text{ Total, LODO} = \frac{MAI_2O_3 \text{ Total, LODO}}{\frac{(Conc_{sólidos} \times Q_{SDI})}{1000} - MAI_2O_3} \quad \text{Ec. 20}$$

4.3.10. Se determina la eficiencia de extracción Relativa (en base a la alúmina disponible) para las condiciones reportadas en el Flow Sheet:

$$EFF_{rel} = \frac{MAI_2O_3 \text{ disp, extraída}}{MAI_2O_3 \text{ disp, Bx}} \times 100\% \quad \text{Ec. 21}$$

Donde:

EFF_{rel} : Porcentaje de eficiencia de extracción Relativa, (%).

4.3.11. Tomando en cuenta la eficiencia global de recuperación meta la empresa (90%) , y utilizando la alúmina extraída en digestión (obtenida en el paso **4.3.7**), se totaliza la alúmina real producida y se calcula el consumo de bauxita meta de la planta:

$$Cons_{Bx, meta} = \frac{M_{Bx}}{P} \quad \text{Ec. 22}$$

Donde:

$Cons_{Bx, meta}$: Consumo de bauxita meta de la planta, ($t_{Bx}/t_{Al_2O_3}$)

P: Producción total de alúmina calcinada, (t/h).

4.4. Determinación de la eficiencia de extracción Relativa para el período de estudio (enero 2006-abril 2007)

En esta sección del trabajo se aplicó una metodología que permitió obtener la eficiencia de extracción Relativa real de la planta, usando los datos promediados mensualmente para un período comprendido entre enero 2006 y abril 2007. Este marco metodológico consiste básicamente en balances de masa y energía en distintas áreas, se pueden mencionar: Trituración y Molienda (área 32), Predesilicación (área 31), digestión (área 33). A continuación se muestra el método de cálculo para tal fin:

Inicialmente, se realizó un balance de masa en Trituración y Molienda (32) para determinar la cantidad de suspensión de bauxita molida, el sistema se muestra en la siguiente figura:

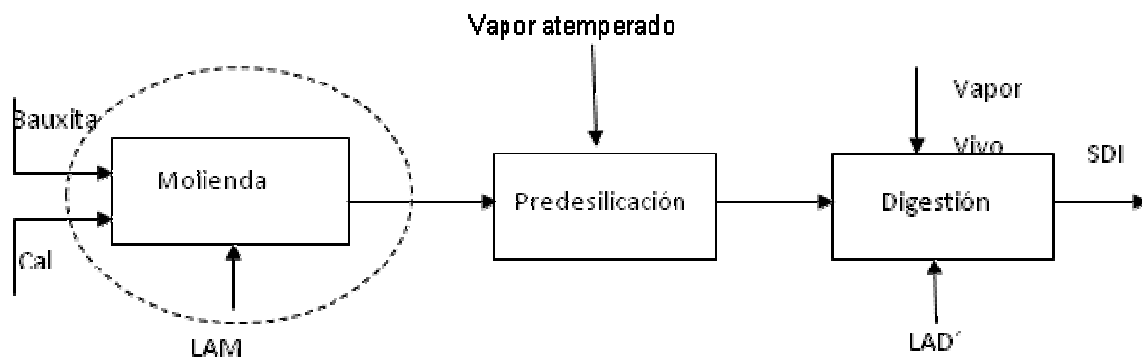


Figura N°7: Sistema para el balance de masa en Trituración y Molienda. [7]

4.4.1. Se calcula el flujo volumétrico de suspensión de bauxita molida que sale de 32 (trituración y Molienda) y entra al área 31 (Predesilicación), haciendo un balance de sólidos en el área 32. Esta suspensión está formada por bauxita húmeda, licor fuerte y cal.

$$V_{SBM_e} = \frac{M_{Bx,seca} + M_{CaO}}{\left(\frac{Conc_{sólidos32}}{1000}\right)} \quad \text{Ec. 23}$$

Donde:

V_{SBM_e} : Flujo volumétrico de suspensión de bauxita molida saliente de 32 (entrada al área 31), (m³/h).

M_{CaO} : Flujo másico de Cal, (t/h).

$Conc_{sólidos32}$: Concentración de sólidos de la corriente de salida de 32 (entrada a 31), (g/l).

4.4.2. Se determina el flujo volumétrico de licor que entra a Trituración y Molienda, una vez conocido este valor permite calcular la relación licor fuerte/bauxita seca, así como calcular el licor de entrada a digestión:

$$V_{LAM} = V_{SMB_e} - V_{Bx,húmeda} - V_{CaO} \quad \text{Ec. 24}$$

Donde:

V_{LAM} : Flujo volumétrico de licor a Molienda, (m³/h)

$V_{Bx,húmeda}$: Flujo Volumétrico de bauxita húmeda, (m³/h)

V_{CaO} : Flujo volumétrico de cal, (m³/h).

4.4.3. Cuando se tiene el volumen de licor a molienda, se transforma a flujo másico utilizando las densidades del licor obtenidas a través de un programa empleado en planta, denominado DENLIC, en la Figura N° 27 de la sección de Apéndices se muestra el ambiente del mismo.

Cuando ya está especificada la corriente que corresponde a la suspensión de bauxita molida de entrada a 31, se realiza balance de masa y energía en dicha área. El sistema en el cual se desarrollan los mismos se muestra en la figura N°8, para determinar la corriente de salida o SBM_s , la cual contiene la SBM_e y vapor atemperado

(desconocido):

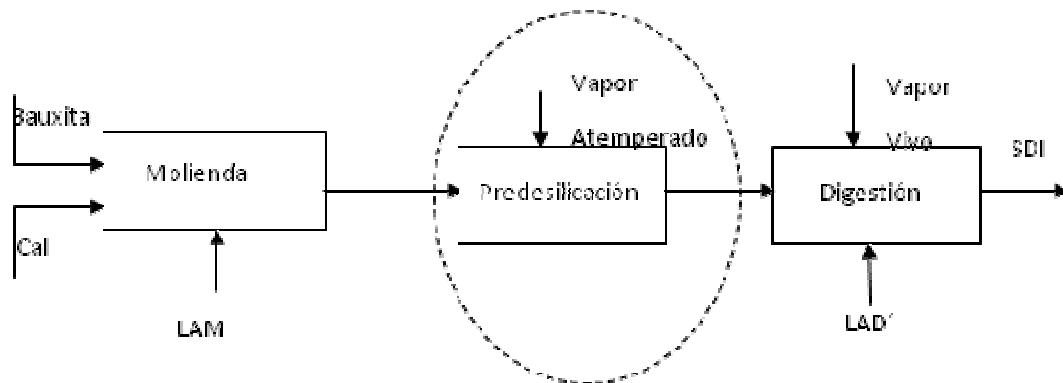


Figura N°8: Sistema para el balance de masa en Predesilicación. [7]

La metodología usada para el cálculo del flujo másico del vapor atemperado se presenta a continuación:

4.4.4. Se determina el calor específico cedido por el vapor a la suspensión, en Predesilicación, usando las tablas de vapor de agua tomando en cuenta los cambios de presión y temperatura:

$$\frac{Q_{vapor,31}}{M_{vapor,31}} = H_v + (-\lambda_{H_2O}) + H_l \quad \text{Ec. 25}$$

Donde:

$Q_{vapor,31}$: Calor específico cedido por el vapor al sistema, (Kcal/ t)

$M_{vapor,31}$: Flujo másico del vapor atemperado inyectado al área 31, éste es igual al flujo del condensado porque así las condiciones del proceso lo propician, (t/h)

H_v : Entalpía del agua en forma de vapor, a una temperatura y presión determinada, (Kcal/t).

λ_{H_2O} : Calor de vaporización del agua (el signo negativo indica reversión en el proceso de vaporización, es decir, condensación), a la presión y temperatura de saturación (Kcal/t)

H_l : Entalpía del agua en forma líquida, a una temperatura y presión determinada, (Kcal/t).

4.4.5. En este paso, como ya es conocido el flujo másico de la suspensión de bauxita molida, se calcula el calor absorbido, únicamente tomando en cuenta la variación de temperatura ya que se trata de líquidos y sólidos:

$$Q_{SBM_s} = M_{SBM_e} \times C_{p,SBM} (T_{ref} - T_{e,SBM_e}) + \%SiO_2(reac) \times \Delta H_{reacción} + M_{SBM_e} \times C_{p,SBM} \times (T_{s,SBM_s} - T_{ref}) \quad \text{Ec. 26}$$

Donde:

Q_{SBM_s} : Calor absorbido por la suspensión en el proceso, (Kcal/h)

$C_{p,SBM}$: Capacidad calorífica de la SBM, (Kcal/t°C)

T_{s,SBM_s} : Temperatura de la suspensión a la salida de Predesilicación, (°C)

T_{e,SBM_e} : Temperatura de la suspensión a la entrada de Predesilicación, (°C)

La temperatura de referencia fijada es igual a la temperatura de saturación del vapor.

4.4.6. Considerando que el calor cedido por el vapor atemperado es igual al calor absorbido por la suspensión de bauxita molida (se supone sistema adiabático), se procede a igualar las ecuaciones 25 y 26, como sigue:

$$M_{vapor,31} = \frac{M_{SBM_e} \times C_{p,SBM} (T_{ref} - T_{e,SBM_e}) + \%SiO_2 \times \Delta H_{reacción} + M_{SBM_e} \times C_{p,SBM} \times (T_{s,SBM_s} - T_{ref})}{H_v + (-\lambda_{H_2O}) + H_l} \quad \text{Ec. 27}$$

4.4.7. De esta manera queda definida la suspensión de bauxita molida predesilicada como:

$$M_{SBM,s} = M_{SBM,e} + M_{vapor,31} \quad \text{Ec. 28}$$

El próximo sistema a estudiar corresponde al área 33 (Figura N° 9), conocida como digestión:

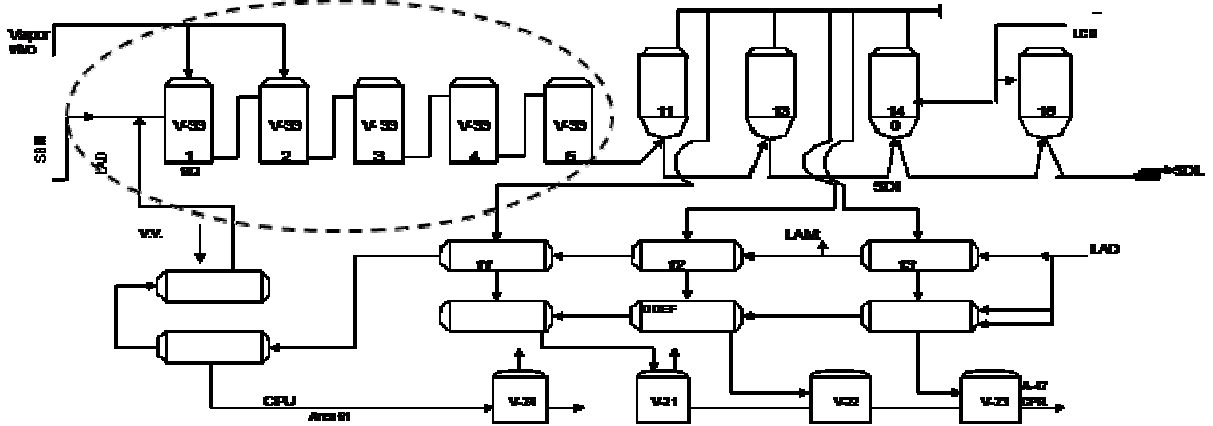


Figura N°9: Sistema para el balance de masa y energía en digestión. [7]

Cabe destacar que a partir de la etapa mencionada, el proceso aguas abajo se divide en dos etapas exactamente iguales, por lo que la metodología mostrada a continuación aplica a cada una de ellas por separado.

Primeramente, se determinan los calores de las corrientes involucradas en dicha etapa (SBM, licor a digestión, vapor vivo), y seguidamente se calcula la masa de vapor vivo que necesita el sistema, para llevar a cabo la reacción de disolución de alúmina o Lixiviación.

4.4.8. A continuación, se calcula el calor asociado a la suspensión de bauxita molida predesilicada en digestión, tomando en cuenta la reacción que ocurre en los digestores:

$$Q_{SBM,s} = M_{SBM,s} \times C_{p,SBM} \times (T_{ref} - T_{e,SBM_{s33}}) + MAl_2O_3_{disp,Bx} \times \Delta H_{reacción} + M_{SBM,s} \times C_{p,SBM} \times (T_{s,SBM_{s33}} - T_{ref}) \quad \text{Ec. 29}$$

Donde:

T_{ref} : Temperatura de referencia, fijada como la temperatura a la cual ocurre la reacción, (°C)

$T_{e,SBM_{s33}}$: Temperatura a la cual entra la suspensión de bauxita molida a digestión, (°C)

$T_{s,SBM_{s33}}$: Temperatura a la cual sale la suspensión de bauxita molida de digestión, (°C)

$\Delta H_{reacción}$: Calor de reacción de dilución de alúmina, (Kcal/t)

4.4.9. Se determina el calor que cede el licor en los digestores, como sigue:

$$Q_{LAD'} = (M_{LAD'}) \times C_{p,LAD} \times (T_{s,LAD'} - T_{e,LAD'}) \quad \text{Ec. 30}$$

$$\text{Y,} \quad M_{LAD'} = (M_{LAD} - M_{LAM}) \quad \text{Ec. 31}$$

Donde:

Q_{LAD} : Calor desprendido por el licor a digestión (sin considerar el licor a molienda), (Kcal/h)

$C_{p,LAD}$: Capacidad calorífica del licor a digestión, (Kcal/t °C).

$T_{s,LAD}$: Temperatura de salida del licor a digestión, sin la porción de licor a molienda, (°C)

$T_{e,LAD}$: Temperatura de entrada del licor a digestión, sin la porción de licor a molienda, (°C)

$M_{LAD'}$: Es el flujo másico de licor a digestión medido después del banco frío de intercambiadores, es decir, sin considerar la porción de licor que se destina a molienda, (t/h).

M_{LAD} : Flujo másico del licor a digestión medido antes de pasar por el banco de intercambiadores, es decir, contiene al licor de molienda, (t/h).

M_{LAM} : Flujo másico de la porción de LAD que se envía a molienda, (t/h).

4.4.10. Para llevar a cabo la reacción, es necesario alcanzar y mantener una temperatura determinada en los digestores (142°C), según la cinética de la misma. Con el objetivo de propiciar esta condición, se inyecta vapor vivo a los dos primeros digestores en línea; pero esta medida sólo se aplica bajo la siguiente restricción:

$$Q_{SBM,s} + Q_{LAD'} > 0 \quad \text{Ec. 32}$$

Si la restricción anterior no se cumple (puede ser menor o igual a cero), se prosigue con el paso 4.4.13. En caso de ocurrir lo contrario, en otras palabras, si el calor suministrado por el licor a digestión no es suficiente para cubrir los requerimientos energéticos de la reacción, se calcula la masa de vapor vivo a introducir en el proceso (en forma de contacto directo) como sigue:

4.4.11. Se calcula el calor específico cedido por el vapor vivo, una vez que se pone en contacto con la SBM_s , como se efectúa en el paso 4.4.4. y empleando la ecuación 25.

4.4.12. Posteriormente, se determina la cantidad de vapor vivo partiendo de la suposición que el sistema es adiabático, es decir, todo el calor cedido por el licor y el vapor vivo es aprovechado por la suspensión a digerir:

$$M_{vapor,33} = - \frac{(Q_{SBM,s} - Q_{LAD'})}{H_v + (-\lambda_{H_2O}) + H_l} \quad \text{Ec. 33}$$

Donde:

$M_{vapor,33}$: Flujo másico del vapor vivo inyectado a los digestores (contacto directo), (t/h).

Por razones de cálculo, se estudian las corrientes por separado (SBM , LAD' y vapor vivo) por lo que:

$$T_{s,SBM_s} = T_{s,LAD'} = T_{s,vapor\ 33} \quad \text{Ec. 34}$$

4.4.13. Definidas las corrientes de entrada al área 33, se calcula el flujo de la corriente de salida de los digestores o suspensión digerida (SDI), a través de un balance másico en el sistema que se muestra en la figura N° 9 de la sección de Marco metodológico:

$$M_{SDI} = M_{SBM,S} + M_{LAD'} + M_{vapor,33} \quad \text{Ec. 35}$$

Donde:

M_{SDI} : Flujo másico de la suspensión digerida (SDI), (t/h).

El siguiente sistema a definir se muestra en la figura N°10, y está delimitado por los vessel de expansión y dilución del área 33, ubicados aguas abajo de los digestores:

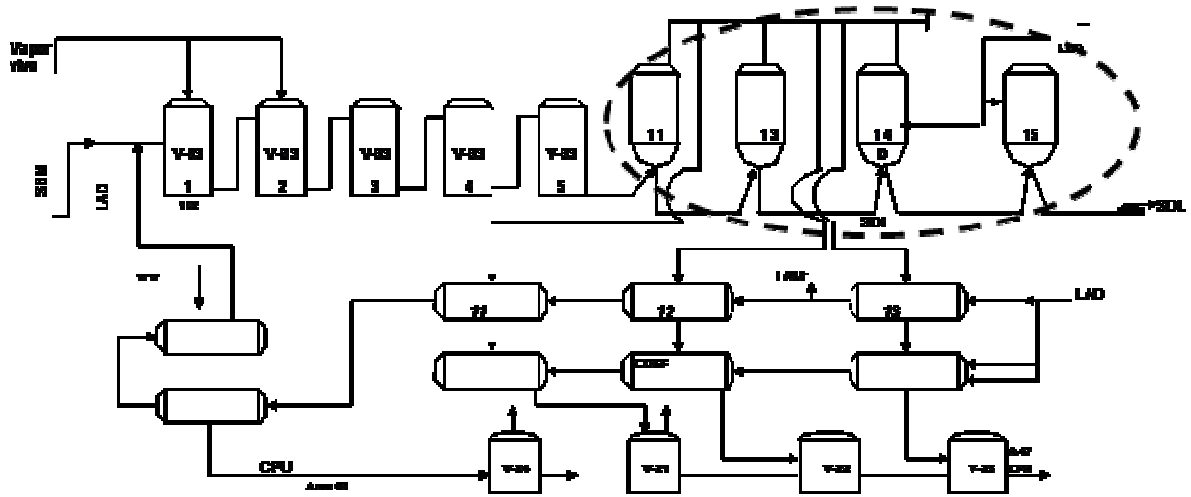


Figura N°10: Sistema para el balance en vessel de digestión. [7]

4.4.14. Se cuantifica la corriente de salida de este sistema, denominada SDL o suspensión diluida, aplicando un balance másico que incluye los vapores resultantes de la expansión, como se presenta a continuación:

$$M_{SDL} = M_{SDI} + M_{LCD} - M_{vapor,BF} - M_{vapor,BM} - M_{vapor,BC} \quad \text{Ec. 36}$$

Donde:

M_{SDL} : Flujo másico de suspensión diluida, (t/h).

M_{LCD} : Flujo másico del licor de dilución, (t/h)

$M_{vapor,BF}$: Flujo másico de vapor, generado por la expansión de la suspensión digerida, destinado al banco frío de intercambiadores del área 33.

$M_{vapor,BM}$: Flujo másico de vapor, generado por la expansión de la suspensión digerida, destinado al banco medio de intercambiadores del área 33.

$M_{vapor,BC}$: Flujo másico de vapor, generado por la expansión de la suspensión digerida, destinado al banco caliente de intercambiadores del área 33.

4.4.15. Se realiza la conversión de flujo másico de SDL a caudal, empleando la densidad.

4.4.16. Se plantea un balance en sólidos desde el SDI hasta SDL (ver figura N°10 de la sección de Marco metodológico), y con esto se logra determinar la concentración de sólidos en el SDI:

$$Conc_{sólidos,SDI} = \frac{Conc_{sólidos,SDL} \times V_{SDL} - Conc_{LCD} \times V_{LCD}}{V_{SDI} \times 1000} \quad \text{Ec. 37}$$

Donde:

$Conc_{sólidos,SDI}$: Concentración de sólidos en la suspensión digerida, (g/l).

$Conc_{sólidos,SDL}$: Concentración de sólidos en la suspensión diluida, (g/l).

V_{SDL} : Flujo volumétrico de la suspensión diluida, para obtenerlo se emplea el resultado de la ecuación 36 y su respectiva densidad, (m³/h).

$Conc_{LCD}$: Concentración de sólidos en licor de dilución, (g/l).

V_{LCD} : Flujo volumétrico del licor de dilución, (m³/h).

V_{SDI} : Flujo volumétrico de la suspensión digerida, (m³/h).

4.4.17. Una vez obtenida la concentración de sólidos, se calcula la masa de sólidos presente en el SDI:

$$M_{sólidos,SDI} = Conc_{sólidos,SDI} \times M_{SDI} \quad \text{Ec. 38}$$

Donde:

$M_{sólidos,SDI}$: Flujo másico de sólidos en SDI, (t/h).

4.4.18. Se determina la cantidad de alúmina contenida en el lodo (sólidos) de la suspensión digerida, aplicando la siguiente ecuación:

$$MAL_2O_3_{Total,LODO} = \%AL_2O_3_{Total,LODO} \times M_{sólidos,SDI} \quad \text{Ec. 39}$$

4.4.19. Se calcula la alúmina presente en el licor del SDI, extraída durante la etapa de lixiviación (digestión), y, a continuación se muestra como se obtiene dicho flujo:

$$MAL_2O_3_{disp,extraída} = MAL_2O_3_{Total,Bx} - MAL_2O_3_{Total,LODO} \quad \text{Ec. 40}$$

4.4.20. Finalmente, se determina la eficiencia de extracción Relativa:

$$EFF_{Rel} = \frac{MAL_2O_3_{disp,extraída}}{MAL_2O_3_{dispBx}} \times 100\% \quad \text{Ec. 41}$$

4.5. Determinación del requerimiento energético de las áreas de estudio para el período comprendido entre enero 2006 y abril 2007.

Las áreas consumidoras de energía, involucradas en este estudio son: Predesilicación y digestión; en la última existen dos secciones que requieren de suministro de vapor para cumplir con las exigencias del proceso, las cuales son los digestores y los intercambiadores de vapor vivo.

4.5.1. El consumo de energía en predesilicación se calcula una vez conocido el flujo másico de vapor demandado por el sistema:

$$Q_{vapor,31} = M_{vapor,31} \times H_v + M_{vapor,31} \times (-\lambda_{H_2O}) + M_{vapor,31} \times H_l \quad \text{Ec. 42}$$

4.5.2. La siguiente área por estudiar es digestión, dividida energéticamente en dos secciones:

4.5.2.1. En lo que se refiere a los digestores, el requerimiento energético se determina tal cual como se muestra en el paso 4.5.1 (Ec. 42).

4.5.2.2. Siguiendo con digestión, la próxima sección de la misma está formada por los intercambiadores de vapor vivo, y para cuantificar la energía suministrada es necesario conocer la cantidad de vapor empleado como medio de calentamiento en los intercambiadores ya mencionados. Seguidamente, se muestra el cálculo de la masa de vapor vivo:

$$M_{vapor,33 ICA} = \frac{M_{LAD} \times C_{p,LAD} \times (T_{s,CPU} - T_{e,vapor,33 ICA})}{H_v + (-\lambda_{H_2O}) + H_l} \quad \text{Ec. 43}$$

Donde:

$M_{vapor,33 ICA}$: Flujo másico del vapor empleado en los intercambiadores de vapor vivo, (t/h).

$T_{s,CPU}$: Temperatura de salida del condensado puro, pues el vapor condensa en su totalidad, (°C).

$T_{e,vapor,33 ICA}$: Temperatura de entrada del vapor, a los intercambiadores de vapor vivo, (°C).

4.5.2.3 Se calcula el calor cedido por el vapor en los intercambiadores de vapor vivo utilizando la ecuación N° 42.

4.6. Determinación de la eficiencia global de recuperación de alúmina para el período comprendido entre enero 2006 y abril 2007.

La eficiencia global de recuperación es un indicador de la producción de alúmina en la empresa CVG Bauxilum, a continuación se muestra la metodología de cálculo empleada, a través de la cual se obtiene dicha eficiencia:

4.6.1. Se totaliza la producción de alúmina de la planta, considerando los inventarios que se realizan en la empresa al final de cada mes. La producción está definida como:

$$P = \frac{HY_{alm} + Al_2O_{3\ calc} + INV_{proc} - INV_{ma} + P_{ajuste}}{N^{\circ}D \times 24} \quad \text{Ec. 44}$$

Donde:

HY_{alm} : Hidrato almacenado en planta hasta el día del inventario, expresado en alúmina, (t).

$Al_2O_{3\ calc}$: Alúmina calcinada hasta el día del inventario, (t)

INV_{proc} : Inventario de hidrato presente en el proceso (no almacenado) para el día del inventario, expresado en alúmina, (t).

INV_{ma} : Inventario de hidrato del mes anterior respecto al de estudio, expresado en alúmina, (t).

$N^{\circ}D$: Número de días que conforman el mes, (días)

P_{ajuste} : Sólo aplica cuando el inventario se realiza antes de finalizar el mes. Es la proyección de toneladas de alúmina para los días comprendidos entre el día del inventario y el último día del mes (t).

El sistema en el cual se realizó el inventario se presenta a continuación:

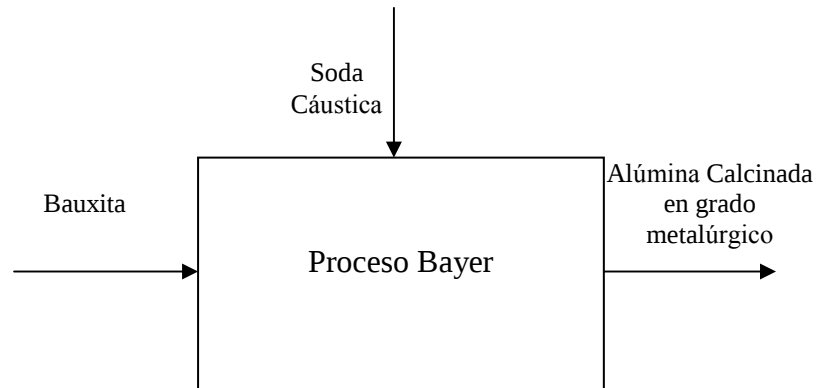


Figura N°11: Sistema para el balance global en la empresa CVG Bauxilum.

4.6.2. Finalmente se determina la eficiencia global de recuperación de alúmina con la siguiente ecuación:

$$E_{global\ de\ recuperación} = \frac{P}{\%Al_2O_{3,disp\ Bx} \times M_{Bxseca}} \times 100\% \quad \text{Ec. 45}$$

4.6. Diseño de pruebas de extracción de alúmina a escala de laboratorio.

En esta sección del Trabajo Especial de Grado, se muestra el diseño de las pruebas de laboratorio requeridas para cumplir con los objetivos planteados. Las pruebas consisten básicamente en la digestión de bauxita seca en un autoclave, utilizando como reactivo soda cáustica (un licor de alta concentración cáustica) a parámetros prefijados de temperatura, presión y tiempo de residencia.

Se realizaron nueve pruebas de digestión, a continuación se muestran las condiciones bajo las cuales se llevaron a cabo los ensayos, en grupos de tres:

Tabla N°1. Condiciones de pruebas de laboratorio

Plan de experiencias	Temperatura (°C)	Tiempo de residencia (h)	Fracción molar
1	140	1	1,24
			1,27
			1,30
2	142	1	1,24
			1,27
			1,30
3	142	2	1,24
			1,27
			1,30

Cada ensayo se realizó tres veces para asegurar la reproducibilidad y repetibilidad de los resultados, se usarán 500ml de licor para cada prueba.

Seguidamente se muestran los materiales y/o equipos empleados en el desarrollo de esta fase experimental:

- Autoclave Buchiglasuster de 2 litros de capacidad.
- Circulador de aceite Haake N4B.
- Sistema filtro a presión.
- Papel de filtro Whatman N° 802.
- Termotitulador.
- Embudo plástico de 7cm de diámetro.
- Balanza.

- Horno de secado.
- Beaker plástico de 4 litros.

Seguidamente se presenta el esquema del equipo empleado:

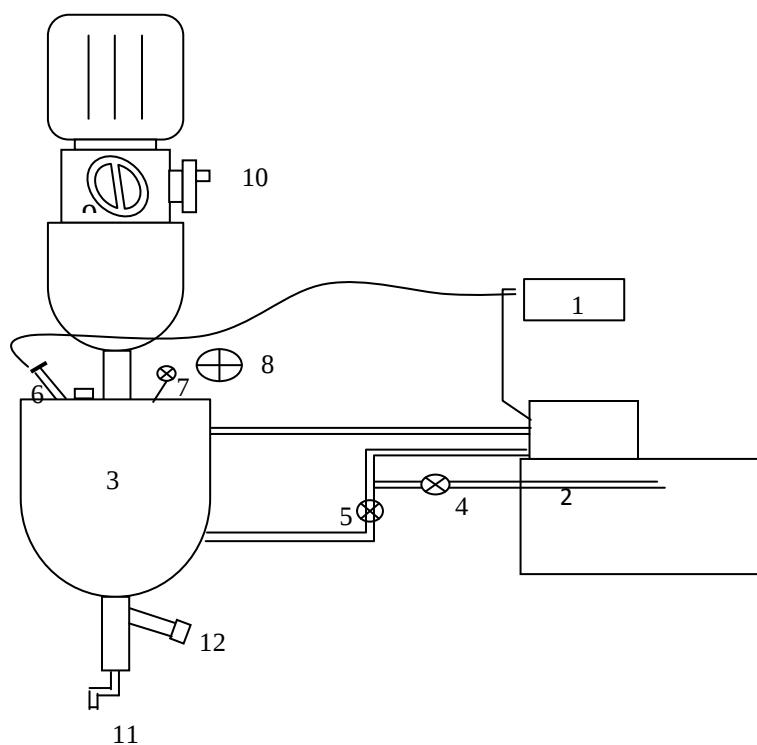


Figura N°12: Equipo de extracción de alúmina. [6]

Partes del equipo:

1. Haake
2. Circulador de aceite
3. Autoclave
4. Válvula de recirculación interna del circulador
5. Válvula de paso de aceite al autoclave
6. Orificio de carga J
7. Válvula de control de presión

8. Manómetro
9. Botón de encendido del agitador
10. Control de RPM del agitador
11. Válvula de descarga del autoclave
12. Tubería de descarga

A continuación se indica el procedimiento experimental, paso a paso incluyendo los cálculos necesarios para la ejecución de las pruebas:

4.6.1. Se calcula la carga de bauxita para ejecutar la digestión a la fracción molar requerida, según la ecuación siguiente:

$$M_{Bxseca} = \frac{V_{LAD} \times [Na_2O]_{LAD} \times 164,5 \times \left(\frac{1}{FMC_{SDI}} - \frac{1}{FMC_{LAD}} \right)}{\%Al_2O_{3disp\ Bx} + \left(\%SiO_{2(r)} \times \frac{Na_2O}{SiO_2} \times \frac{1,645}{FMC_{SDI}} \right)} \quad \text{Ec. 46}$$

Donde:

FMC_{SDI} : Fracción molar de la suspensión digerida.

$\%SiO_{2(r)}$: Porcentaje de sílice reactiva en la bauxita, (%).

$\frac{Na_2O}{SiO_2}$: Relación sodio/sílice en el lodo de la suspensión digerida.

4.6.2. Se calienta el circulador de aceite (2) hasta obtener una temperatura tal que el digestor alcance la temperatura fijada para dicha prueba.

4.6.3. Se introduce la carga de bauxita a través del orificio de carga (6) en el autoclave, manteniendo la válvula de seguridad abierta (7).

4.6.3. Se agrega el licor a digestión (LAD) y se enciende la agitación (9). Las revoluciones del agitador deben ser de 250RPM (10)

4.6.4. Se cierra herméticamente el autoclave (6,7 y 11 deben estar cerradas) y se mantiene la agitación

4.6.5. Haciendo uso del sistema de llaves de paso (4,5) se permite que el aceite fluya a través del autoclave.

4.6.6. Se realiza la digestión durante el tiempo fijado para dicha prueba, cuando finaliza la digestión se detiene el paso del aceite térmico (se cierra 4 y 5). Se enfría el autoclave con agua fresca hasta una temperatura de 80°C aproximadamente.

4.6.7. Se despresuriza por intermedio de la válvula de seguridad (7), se detiene la agitación y se descarga la suspensión a través de la tubería de descarga (12).

4.6.8. Se filtra rápidamente una porción de SDI (50ml) y se guarda el filtrado.

4.6.9. Se lava el autoclave con licor débil y se recoge el lavado en un envase que contiene el resto de SDI.

4.6.10. Se filtra la SDI usando filtro a presión, lavando con agua caliente.

4.6.11. Se coloca el sólido en un horno de secado durante 4 horas y a una temperatura de 110°C.

4.6.12. Se retira del horno, una vez enfriado se pesa y se envía a otra sección del laboratorio de la empresa para realizar los análisis de Rayos X.

CAPÍTULO V

ANÁLISIS DE RESULTADOS

En esta sección del trabajo, se presentan los resultados de la metodología empleada en el capítulo anterior; de esta manera se da cumplimiento a los objetivos trazados. A continuación, se desglosan los resultados con su respectivo análisis:

Consumo de bauxita meta

El consumo específico de bauxita meta de la empresa CVG Bauxilum, fue calculado como se indica en el paso 4.3 de la sección de marco metodológico. Se empleó el Flow Sheet de la planta (ver figura N°26 de la sección de Apéndices), donde la carga de bauxita es de 5.140.588,59 $t_{Bxseca}/año$, con un porcentaje de alúmina disponible de 46,3%. Tomando en cuenta una eficiencia global de recuperación (valor reportado en el Flow Sheet) de 90%, se pudo conocer el consumo de bauxita meta que a continuación se muestra: 2,39 $t_{Bx}/t_{Al_2O_3}$

El consumo específico de bauxita es un parámetro de importancia para la empresa CVG Bauxilum, porque cuando se obtienen consumos mayores al valor meta (2,39 $t_{Bx}/t_{Al_2O_3}$), es un indicativo de que existen fallas en el proceso. Estas desviaciones pueden ser originadas por varios factores: una causa posible de un consumo de bauxita mayor al establecido (2,39 $t_{Bx}/t_{Al_2O_3}$), son las pérdidas de alúmina, dentro de las cuales se pueden mencionar: Eficiencias de Extracción menores al 100%, retrogradación (defínase retrogradación como la precipitación de la alúmina disuelta en el licor hacia el lodo), rebose de tanques aguas abajo de digestión o fallas en Calcinación. El incremento del consumo de bauxita afecta negativamente los costos de operación, porque implica utilizar mayor cantidad de bauxita para producir una tonelada de alúmina (asumiendo como referencia el valor de 2,39 $t_{Bx}/t_{Al_2O_3}$).

Posiblemente, existe otro factor del cual depende el consumo específico de bauxita y está representado por la calidad de la bauxita empleada, específicamente por el porcentaje de alúmina disponible, pero esto será verificado en los análisis posteriores.

A continuación se muestra la figura N°13, donde se representa la variación del consumo específico de bauxita de la empresa CVG Bauxilum, durante el período de estudio. El mismo fue calculado como el inverso del producto de la eficiencia global de recuperación y el porcentaje de alúmina disponible, para cada mes:

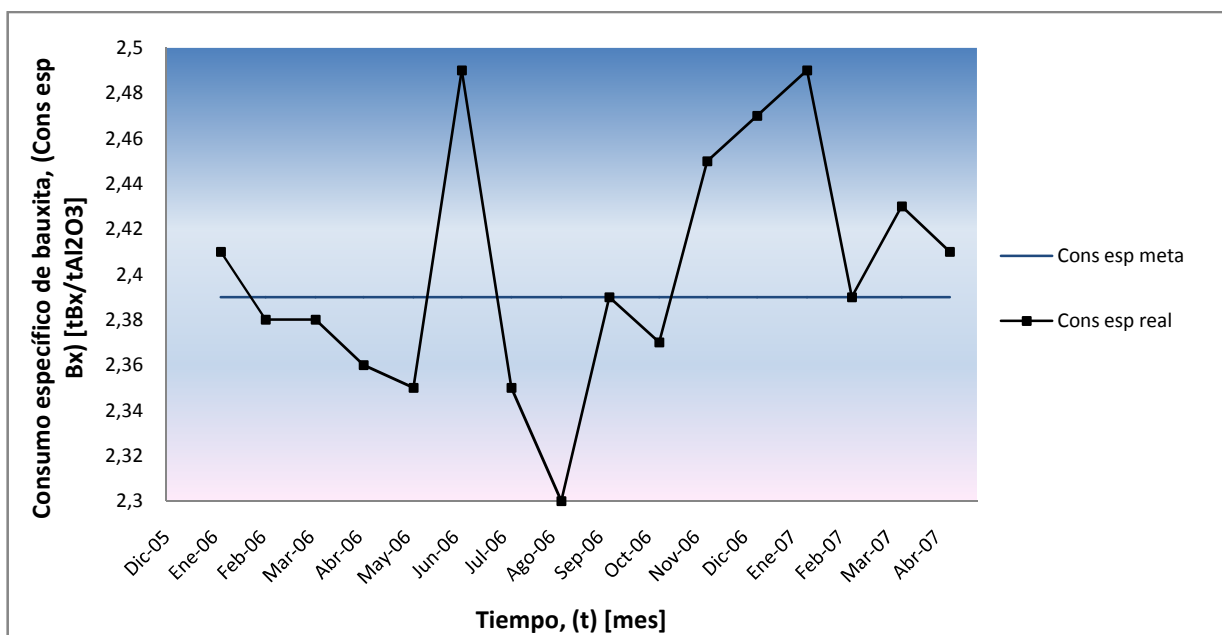


Figura N°13: Consumo específico de bauxita para el período de estudio.

En el gráfico anterior, se pueden apreciar fluctuaciones en el consumo específico de bauxita respecto al valor meta, 2,39 t_{Bx}/t_{Al₂O₃}. Los consumos específicos que se desvían negativamente, es decir, que se ubican por encima del consumo meta (ver tabla N°9 de la sección de Apéndices), son evidencias de fallas o problemas en el proceso productivo.

Los puntos más críticos corresponden a los meses de junio 2006 y enero 2007, registrándose un consumo específico de 2,49 t_{Bx}/t_{Al₂O₃}, para ambos casos. Básicamente, las causas que ocasionaron este incremento son las pérdidas de alúmina a lo largo de las instalaciones de la planta, es decir no toda la alúmina que fue digerida llegó a ser calcinada, hecho que se ve reflejado en una eficiencia global de recuperación menor a 90%.

Específicamente para el mes de junio 06, la causa principal de la desviación se debió a problemas en el área de Calcinación (falla en tres calcinadores). Además, pueden sumarse en menor proporción las pérdidas de alúmina por productos de desilicación y por el deficiente retorno del agua de laguna hacia el proceso.

Lo que originó un alto consumo de bauxita para el mes de enero 07, fueron las pérdidas de alúmina, las cuales estuvieron fuera del rango aceptable; dentro de ellas se destacan, pérdidas de alúmina en el lodo de 26.680 $t_{Al_2O_3}$ que representa un porcentaje de 87%, frente a 64% (valor aceptable), ocasionado por alto contenido de alúmina en el lodo enviado a las lagunas. Seguidas por pérdidas de alúmina asociadas a canales lado blanco, con un porcentaje de 3% frente a su valor aceptable 2%, causadas por reboses de tanques a nivel de lado blanco.

El consumo específico de bauxita para el mes de agosto, $2,30 t_{Bx}/t_{Al_2O_3}$, es un valor bajo respecto del meta, pero no es óptimo para el proceso en el escenario mostrado en la figura N°13, porque causa inestabilidad. Lo recomendable, es la existencia de una tendencia con las mínimas fluctuaciones posibles, para lograr control en el proceso. Esta desviación fue ocasionada por un incremento de los flujos en Calcinación.

Hay un parámetro que pudiese afectar el consumo de bauxita en la empresa (aunado a las pérdidas descritas), éste se define como la calidad de la bauxita o específicamente el porcentaje de alúmina disponible en la misma.

A continuación se muestra un gráfico, donde se ilustra el comportamiento de la alúmina disponible de la bauxita alimentada en planta, en los 16 meses de estudio (los datos de origen se presentan en la tabla N°10 de la sección de Apéndices):

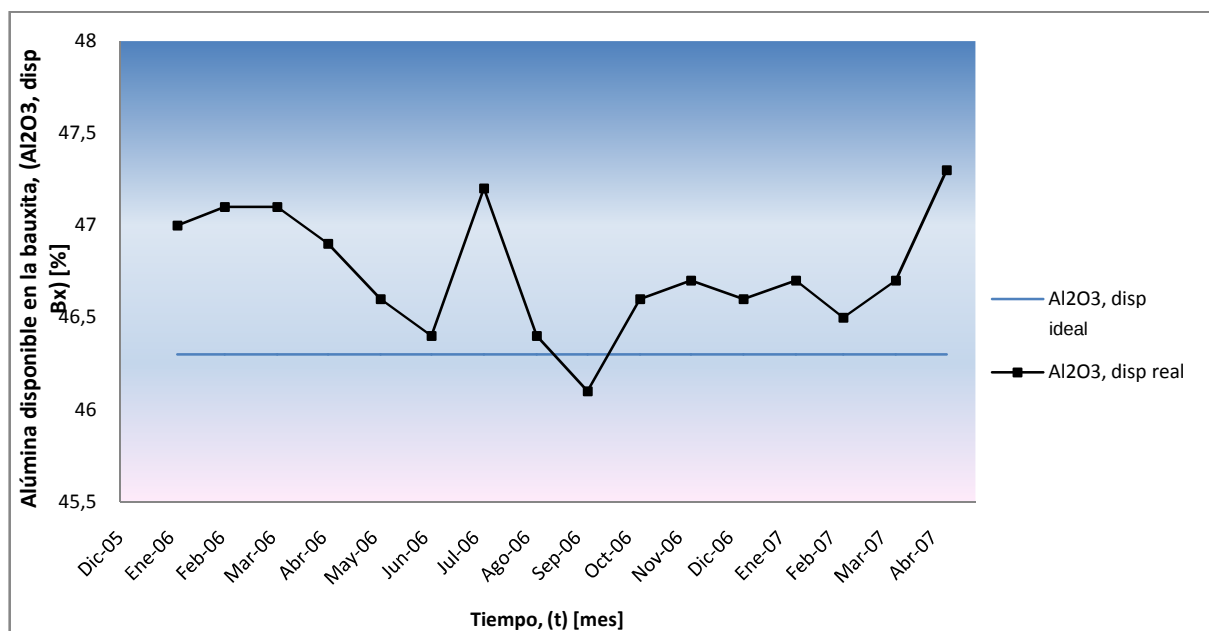


Figura N°14: Variación de la alúmina disponible en la bauxita para el periodo de estudio.

Como se puede observar en la figura N°14, el porcentaje de alúmina disponible de la bauxita utilizada en la empresa CVG Bauxilum, proveniente de los Pijiguaos, supera el valor ideal exceptuando el mes de septiembre 06, cuando se tiene un porcentaje de 46,1%. A pesar que este número no cumple con el requisito de porcentaje requerido o ideal (46,3%), es un valor que se encuentra en el rango de aceptación de materias primas e insumos, según “Especificaciones de la Síntesis del Sistema de Control de Calidad de CVG Bauxilum”, el cual expresa que toda bauxita con un 44,5% de alúmina disponible (las especificaciones completas se muestran en la figura N°28 de la sección de Apéndices) puede ser empleado como materia prima del proceso Bayer. Con el gráfico anterior queda demostrado que el alto consumo específico de bauxita no fue causado por la calidad de la alúmina.

Para confirmar lo anteriormente dicho, se toma el ejemplo donde el porcentaje de bauxita para el período estudiado, es de 46,10% (ver tabla N° 10 de la sección de Apéndices), y mes en el cual se obtuvo un consumo específico de bauxita igual al meta ($2,39t_{Bx}/t_{Al_2O_3}$).

Eficiencia de extracción

En este Trabajo Especial de Grado se determinó la eficiencia de extracción de alúmina con la ecuación N°41 de la sección de marco metodológico, para la etapa I y II de la instalación industrial. Seguidamente, se muestra un gráfico comparativo entre la eficiencia calculada frente a la reportada por la empresa en “*Reporte de comparación Mensual de Planta*”, la cual es obtenida según la ecuación N° 10 de la sección de marco teórico:

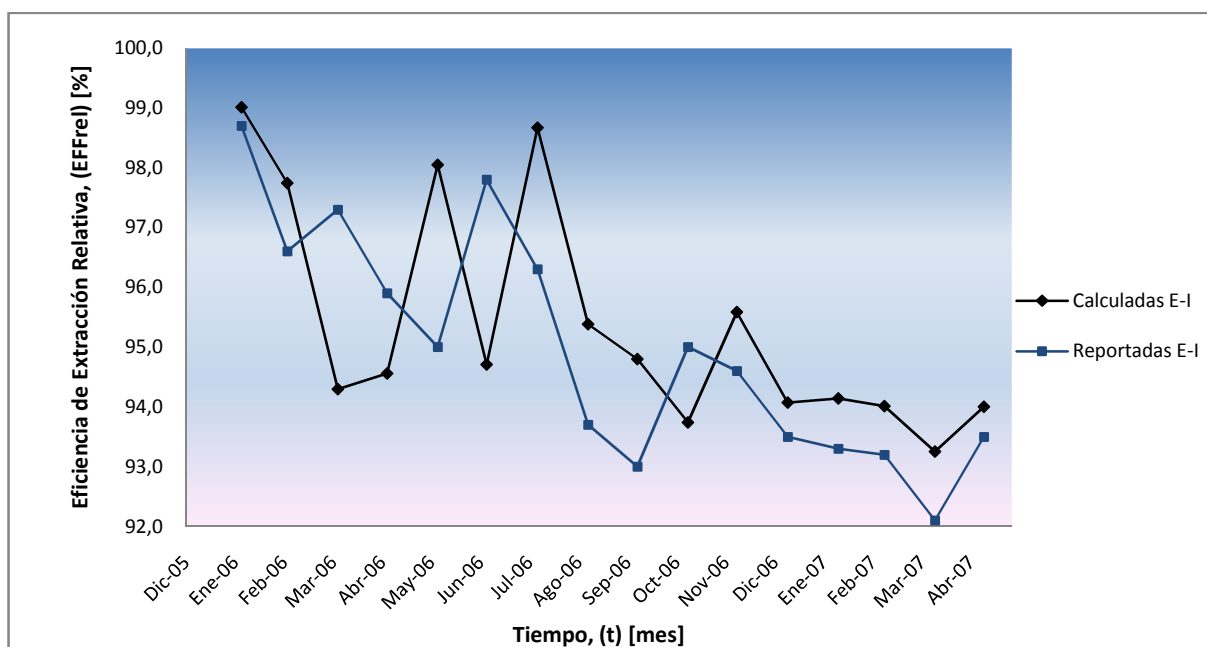


Figura N°15: Comparación de la Eficiencia de extracción calculada respecto la reportada para la etapa I.

Según el gráfico anterior, la eficiencia de extracción tanto calculada como reportada para el período estudiado, experimentan fluctuaciones. Sin embargo, en términos generales presenta una tendencia decreciente, acentuándose la misma a partir del mes de noviembre 06. Las causas de este decremento serán analizadas en párrafos posteriores.

Observando la figura 15, se puede apreciar similitud entre las Eficiencias de Extracción tanto calculadas como reportadas para el período en cuestión, durante el cual la desviación estándar promedio entre dichas eficiencias fue de 1,56% para la etapa I del proceso productivo (ver tabla N°11 de la sección de Apéndices).

En la etapa II del proceso, también se calculó la eficiencia de extracción a través de balances, y seguidamente se compara con la eficiencia registrada en el “*Reporte de Comparación Mensual de Planta*”:

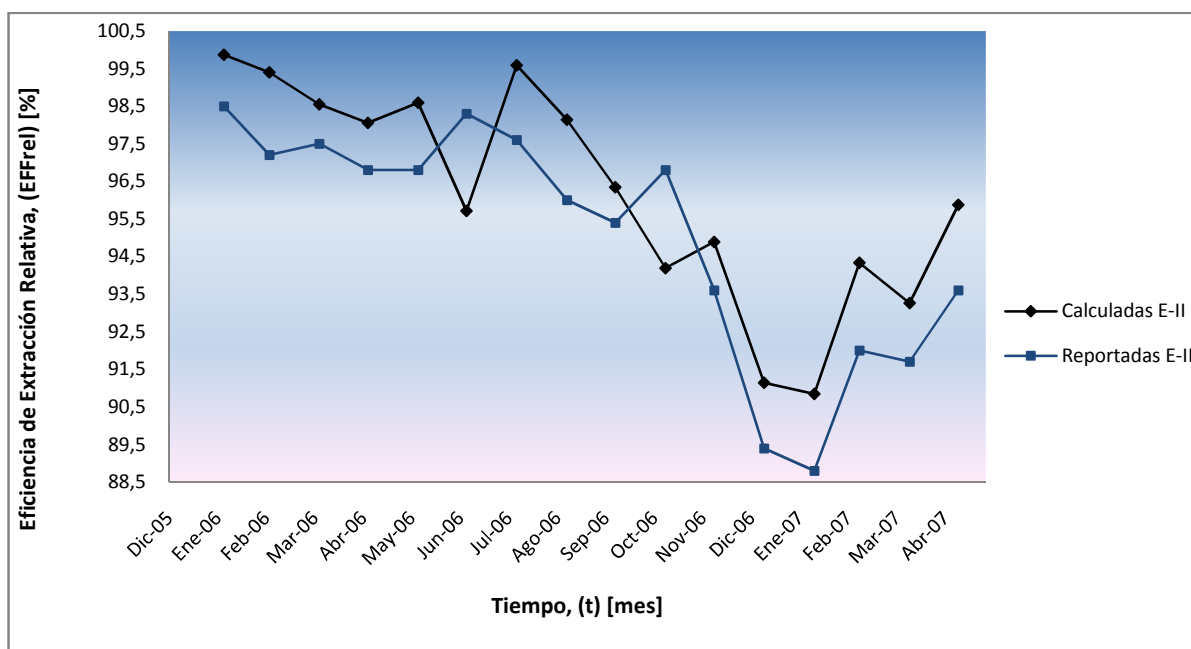


Figura N°16: Comparación de la Eficiencia de extracción calculada respecto la reportada para la etapa II.

Una vez más se aprecia una tendencia decreciente en ambas eficiencias, para el mencionado período. Las diferencias entre las calculadas y las reportadas resultan en promedio, mayores de las que se obtuvieron en la etapa I, con una desviación estándar promedio de 1,90%. Sin embargo, al observar la tabla N° 11 y 12 de la sección de Apéndices, se puede visualizar mayores fluctuaciones de la eficiencia de

digestión para la etapa I en los meses de estudio frente a la etapa II, lo que pudiese deberse a problemas del punto de muestreo y no a condiciones de operación desviadas, porque tanto para las etapas I y II las condiciones operativas son similares (temperatura, presión, granulometría).

A pesar de ello, se puede concluir que la metodología empleada por la empresa CVG Bauxilum para el cálculo de la Eficiencia de digestión arroja resultados concordantes a lo estimado teóricamente.

En ambas etapas existen meses problemas, es decir, meses en los cuales la eficiencia calculada está por debajo de 99% (es un valor aceptado aunque el ideal es 100%), específicamente los puntos más críticos corresponden a los últimos seis meses del período de estudio (desde noviembre 06 hasta abril 07). Las causas se determinarán una vez realizado el estudio sobre el impacto de las variables inherentes al proceso de digestión, tales como la calidad del licor, temperatura y presión de operación:

- Calidad del licor

Cuando se habla de calidad del licor, se hace referencia específicamente a la concentración cáustica del mismo. Mientras más alta sea la concentración del licor, mayor es la cantidad de bauxita que se ha de procesar, pero no implica mayor capacidad de extracción.

A continuación se presentan escenarios, en los cuales se ejemplifica lo anteriormente dicho:

Tabla N°2. Variación de la eficiencia de extracción en función de la concentración cáustica.

Escenarios	[Na ₂ O] [g/l]	Carga de Bx [t/día]	Cons. Específico de Bx [t _{Bx} /tAl ₂ O ₃]	Eficiencia de extracción [%]	Producción de Al ₂ O ₃ [t/día]
Primer caso	161,00	12.607	2,40	99,00	5253
Segundo caso	163,00	12.764	2,40	99,00	5319

Estos cálculos fueron realizados usando la hoja de cálculo de producción diaria de la empresa CVG Bauxilum, ver figuras 30 y 31 de la sección de Apéndices.

Partiendo de lo expuesto en los ejemplos mostrados en la tabla N°2, se puede afirmar que la concentración del licor no impacta en la eficiencia de extracción sino en la oportunidad de producir.

- Temperatura y presión de digestión:

La temperatura en digestión es una variable controlada, por la importancia que representa en la extracción de la alúmina. Según el “*Manual teórico de digestión de CVG Bauxilum*” el rango óptimo para que se lleve a cabo la digestión es entre 140 y 142°C, porque el tipo de bauxita empleada en la empresa es la Gibsita (ver especificaciones en la figura 28 de la sección de Apéndices). La presión a su vez, es consecuencia de la temperatura, pues se trabaja en condiciones de saturación.

Seguidamente se muestra una ilustración del comportamiento de la temperatura a través del tiempo para la etapa I:

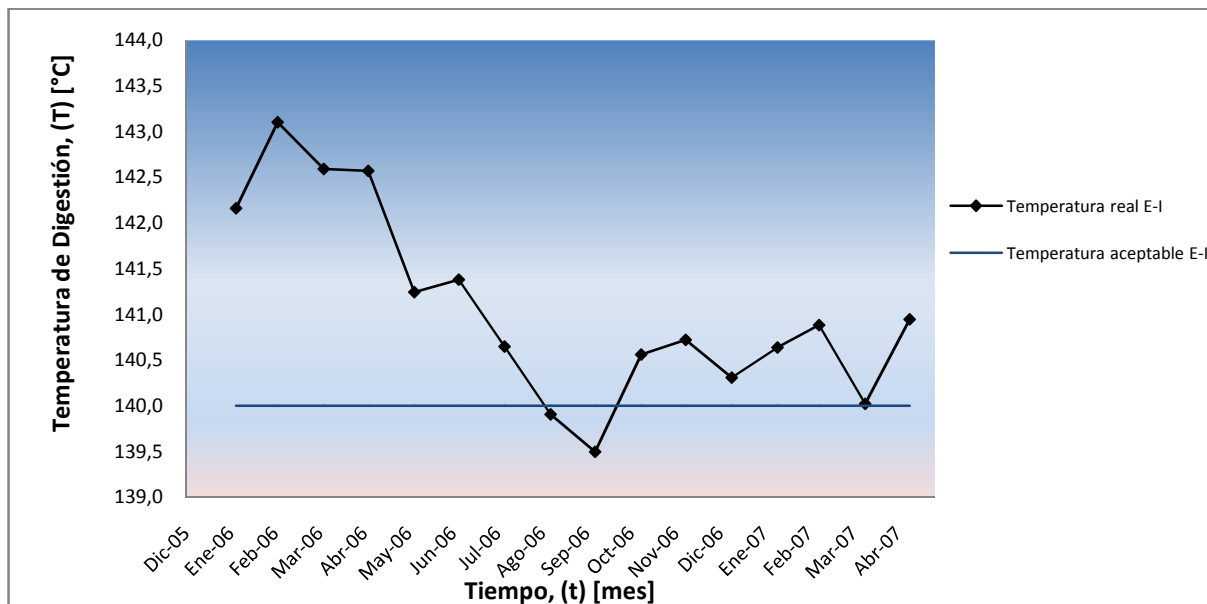


Figura N°17: Variación de la temperatura en digestión en función del tiempo, para la etapa I.

En términos generales, la temperatura en digestión ha sufrido un decremento sucesivo, en lo que respecta al período estudiado. Los puntos más críticos corresponden a los meses de agosto y septiembre del 2006, con temperaturas de 139,91 y 139,50°C (ver tabla N° 13 de la sección de Apéndices), respectivamente, posiblemente ocasionando bajas eficiencias para los meses mencionados (ver tabla N°11 de la sección de Apéndices).

La causa de esta tendencia posiblemente, puede atribuirse a un alto contenido de sílice en el licor, que propicia innumerables incrustaciones en las paredes de los intercambiadores, ocasionando disminución en la eficiencia térmica de los mismos, lo cual no permite alcanzar el punto óptimo (temperatura del licor a digestión mayor a 165°C).

Para verificar la hipótesis planteada, consecutivamente se presentan los niveles de sílice en el licor:

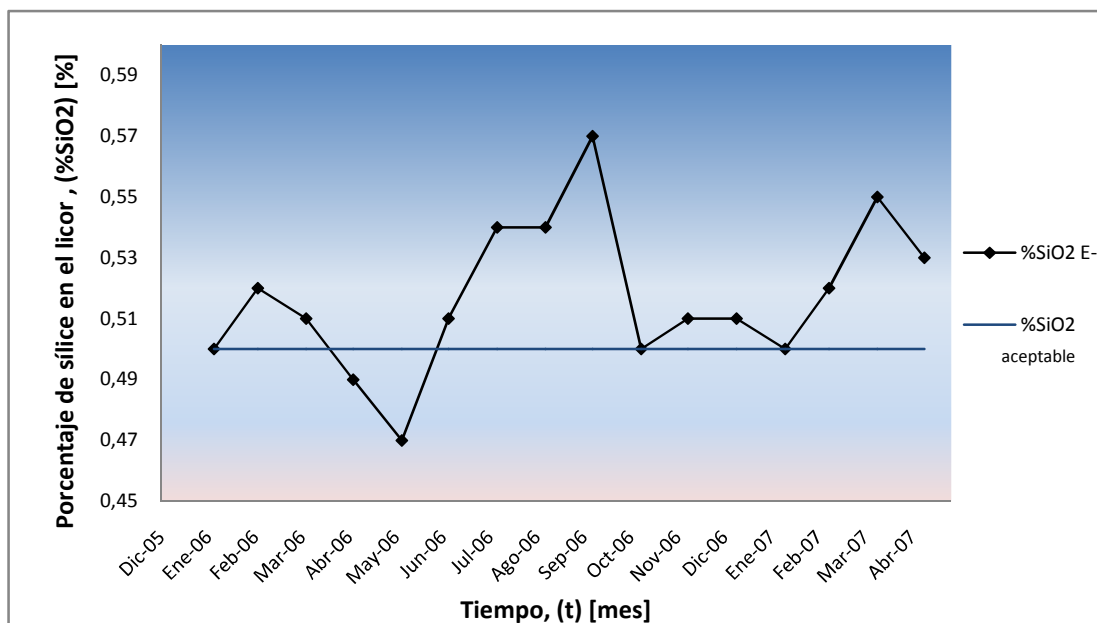


Figura N°18: Niveles de sílice en el licor.

En la figura N°18, se ilustra la variación del contenido de sílice en el licor. Cuando existe alta concentración de sílice en el mismo, se originan incrustaciones en los tubos de los intercambiadores, provocando así la disminución del área superficial de contacto entre el licor y el vapor, limitando la transferencia de calor en los intercambiadores de vapor vivo.

En el mes de Septiembre 06, el licor madre contenía 0,55%SiO₂ (ver tabla N°15 de la sección de Apéndices), representando un máximo durante el período estudiado. Este hecho impacta negativamente el desempeño de los intercambiadores del área, causando taponamiento de los mismos y con esto temperaturas en la etapa I de digestión por debajo de la ideal, como por ejemplo la correspondiente a 139,49°C para el mes de septiembre 06.

A pesar de esto, en casi todos los casos la temperatura de digestión en etapa I, se ha mantenido sobre los 140°C, exceptuando los meses ya puntualizados.

La temperatura es una variable controlada, cuya estrategia de control consiste en manipular el flujo de vapor vivo suministrado a dicha etapa.

La situación de la etapa I ha sido descrita, seguidamente se ilustra el comportamiento de la etapa II de digestión:

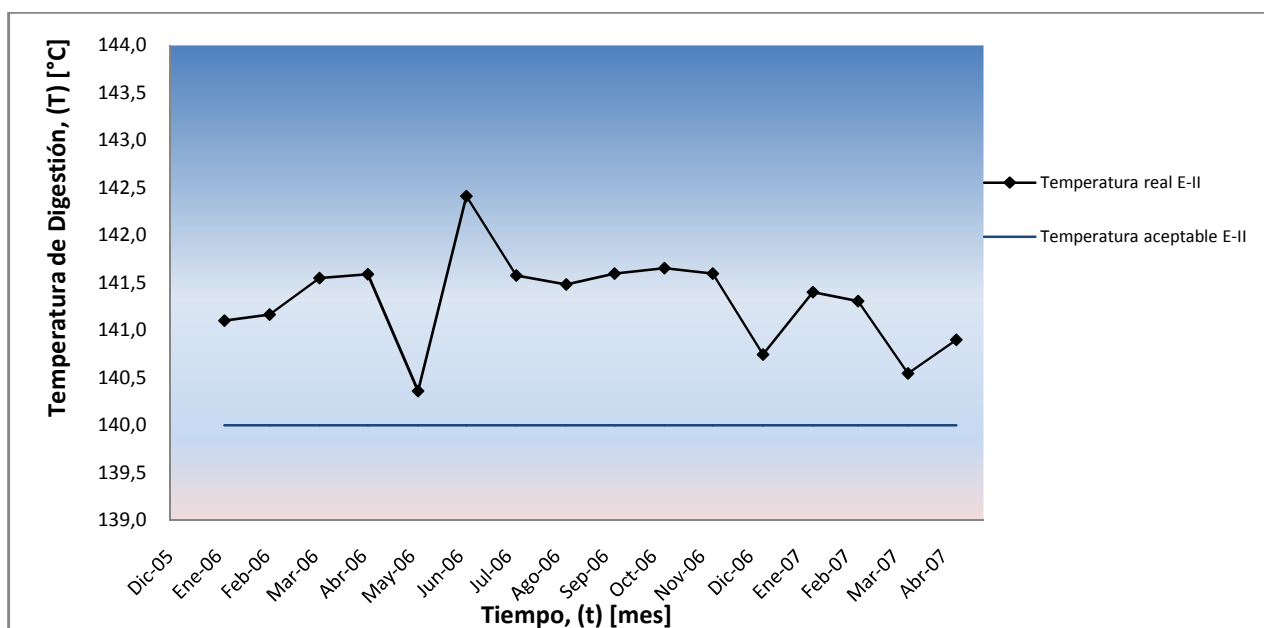


Figura N°19: Variación de la temperatura de digestión en función del tiempo, para la etapa II.

En la figura N°19 se puede observar un leve declive en los valores de la temperatura, al final del periodo (ver tabla N° 14 de la sección de Apéndices). Como se puede apreciar en la figura, existen tres mínimos de la variable en cuestión, posiblemente ocasionados por la baja eficiencia térmica de los intercambiadores de la etapa II.

Si bien es cierto, que en ninguno de los casos estudiados correspondientes a la etapa II se reportó alguna desviación de temperatura respecto del valor aceptable, es decir,

temperaturas menores a 140°C; sólo para un mes (junio 06), se logró alcanzar el punto óptimo de temperatura según la cinética de la reacción, 142°C.

Se puede sintetizar que en la etapa II, la temperatura no es la causa de Eficiencias de Extracción menores al 99%. Por este motivo se prosigue con el análisis de las variables asociadas a la etapa de digestión.

- Granulometría de la bauxita

Según Treybal (1999) “la trituración y molienda de los sólidos acelerará bastante la acción de lixiviación porque las porciones solubles son entonces más solubles al disolvente”, es decir, que la granulometría del sólido en este caso, de la bauxita, es determinante en el proceso de extracción, por lo que afecta directamente la eficiencia de extracción.

Seguidamente, se muestra una gráfica representativa de la granulometría de la bauxita procesada en planta:

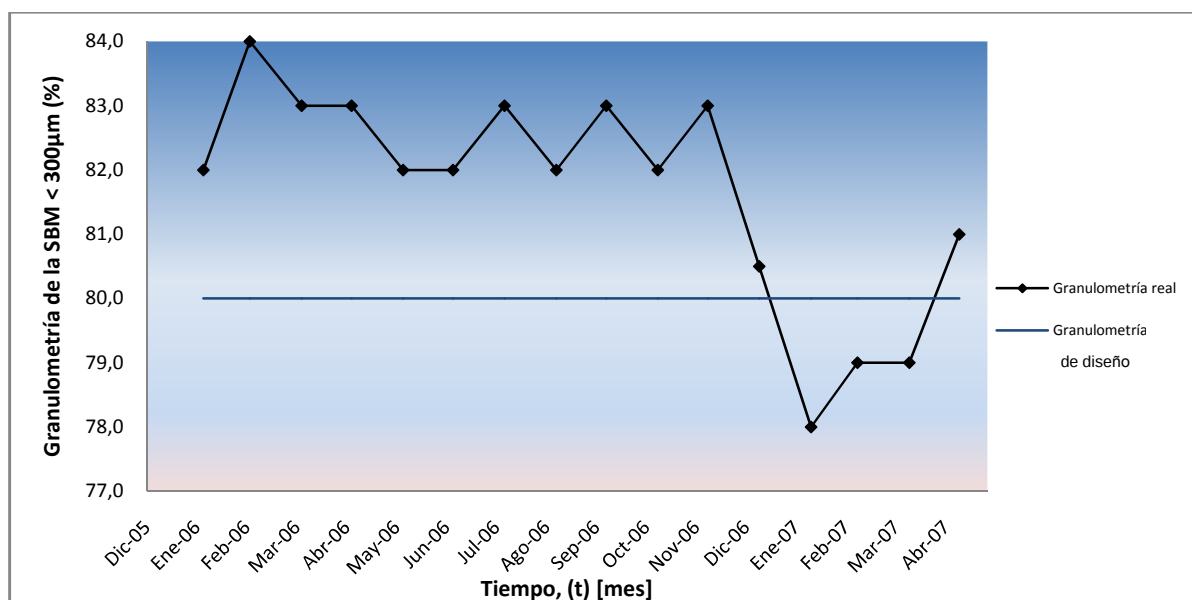


Figura N°20: Variación de la granulometría de la suspensión de bauxita molida en función del tiempo.

En el proceso Bayer, donde se digesta bauxita del tipo Gibbsita (alúmina trihidratada) el requerimiento, en cuanto a tamaño se refiere, es de partículas menores de $300\mu\text{m}$ con un porcentaje mayor a 80%. Según la figura N°20, a partir del mes de noviembre 2006, la granulometría sufre una marcada disminución a través del tiempo, originando meses desviados tales como enero, febrero y marzo del 2007, a los cuales corresponden porcentajes de 78% para el primero, y 79% para los dos últimos, posiblemente esto es la causa de las bajas eficiencias en digestión registradas para estos mismos meses (ver tabla N° 11 y 12 de la sección de Apéndices), es decir, de este hecho se puede deducir que un incremento en la granulometría de la SBM, se traduce en disminución de la eficiencia de extracción, lo que concuerda con la teoría.

A continuación se demuestra la influencia de la granulometría en la eficiencia de extracción, mostrando el caso del mes de enero 07:

Tabla N° 3: Resultados para el mes de enero 07.

Parámetro de comparación	Etapas I	Etapas II
Eficiencia de extracción [%]	90,84	94,14
Temperatura de digestión[°C]	140,31	141,40
Granulometría<300 μm [%]	78,00	78,00

Las temperaturas en ambas etapas logran ubicarse dentro del rango requerido por el proceso para la obtención de una eficiencia alta (sobre el 98%). Sin embargo, la granulometría está por debajo del valor ideal (80%), lo que justifica los valores de eficiencia reportados en la tabla N°3. Pero cabe destacar una diferencia de

aproximadamente 4 puntos entre la eficiencia de la etapa I y etapa II, siendo las condiciones de temperatura y granulometría similares. Este hecho evidencia una vez más la presencia de perturbaciones que afectan la validez de los resultados obtenidos. A pesar de lo descrito anteriormente, existen meses en los cuales las eficiencias de digestión son bajas y tanto las condiciones de operación como la granulometría, están dentro del rango aceptable. Se citará un ejemplo, corresponde al mes de abril 06 y su caracterización se sintetiza en el siguiente cuadro:

Tabla N° 4: Resultados para el mes de abril 06.

Parámetro de comparación	Etapas I	Etapas II
Eficiencia de extracción [%]	94,56	98,06
Temperatura de digestión[°C]	142,57	141,59
Granulometría<300µm [%]	83,00	83,00

En la tabla N° 4, se puede apreciar claramente que las condiciones de temperatura y granulometría en ambas etapas son análogas, Además de esto, los valores se encuentran dentro del rango aceptable para el proceso productivo de CVG Bauxilum. A pesar de ello, existe una marcada discrepancia entre la eficiencia de la etapa I y la II, (aproximadamente 4 puntos de diferencia), situación que es alarmante. Nuevamente, se evidencia la existencia de alguna perturbación que afecta la confiabilidad de los resultados.

La eficiencia desviada corresponde a la etapa I, con un valor bajo de 94,56% (mostrada en la tabla N°4), por lo que se necesita realizar un estudio más profundo para determinar el verdadero origen de estas divergencias.

Un aspecto importante que debe destacarse, es que la eficiencia de extracción (tanto la calculada en este Trabajo Especial de Grado como la reportada por la empresa) fue

determinada usando los resultados de análisis de laboratorio, específicamente de Rayos X, en los cuales se realiza la caracterización del lodo de la suspensión de digestión y se determina el porcentaje de alúmina total en el mismo. Es posible que la causa de tantas divergencias sean problemas en el punto de muestreo, por lo difícil que resulta tomar la muestra de la suspensión de digestión, ya que en el momento que se abre la válvula la corriente sale a alta presión y temperatura, además es muy densa y contiene partículas sólidas que causan taponamiento en la tubería de drenaje y no permite el paso fluido del SDI, lo que ocasiona en la mayoría de los casos, se altere la muestra y ésta deje de ser representativa de lo que en realidad existe en el sistema de estudio.

Para comprobar la hipótesis planteada (punto de muestreo con problemas), se realizaron algunos cálculos con el *“Programa de producción de la empresa CVG Bauxilum”*. El primer paso de la metodología empleada, fue hacer una corrida del programa ya referido usando las eficiencias de digestión reportadas en la tabla N°4, así como las condiciones operativas y especificaciones de materia prima, empleada en cada mes, para las dos etapas.

En resumen, se simuló el proceso de digestión con el objetivo de determinar el consumo de bauxita para esas condiciones, si este último coincide con el registrado en el *“Reporte de Comparación Mensual de Planta”* (este consumo fue validado al compararlo con los resultados del inventario topográfico ejecutado en planta cada mes), la eficiencia calculada es la correcta.

En caso contrario, el valor de la eficiencia calculada no es confiable. Se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla N°5: Verificación de consumos de bauxita.

Mes	Eficiencia Calculada [%]		Consumo reportado [t_{Bx}/dia]		Consumo recalculado [t_{Bx}/dia]	
	E-I	E-II	E-I	E-II	E-I	E-II
Abril 06	94,56	98,06	6362,4	6112,8	6602	6185

Al analizar la tabla N°5, queda demostrado que existen diferencias entre los consumos de bauxita por lo que se prosigue con la verificación. Posteriormente se ideó un proceso iterativo con la hoja de cálculo de producción ya anteriormente citada, donde se varia la eficiencia de extracción hasta obtener el consumo de bauxita correspondiente a cada mes, es decir, el consumo de bauxita reportado. La eficiencia estimada durante esta iteración representa la eficiencia recalculada de digestión.

A continuación se muestran las eficiencias estimadas:

Tabla N° 6: Verificación de Eficiencias de Extracción.

Mes	Eficiencia calculada [%]		Eficiencia recalculada [%]		Diferencia [%]	
	E-I	E-II	E-I	E-II	E-I	E-II
Abril 06	94,56	98,06	98,10	99,20	3,54	1,14

Partiendo de la tabla anterior, se puede afirmar y demostrar numéricamente que las eficiencias de extracción calculadas no son reales. Este hecho se manifiesta con la diferencia que existe entre la eficiencia calculada y la recalculada; citando el caso más desfavorable, el correspondiente a la eficiencia de la etapa I de digestión para el mes de abril 2006, la calculada discrepa de la recalculada en 3,54%. Por lo que se verifica la existencia de perturbaciones que afectan la confiabilidad de los resultados de los análisis de lodos de la suspensión de digestión, causado por falta de acondicionamiento del punto de muestreo (válvulas deterioradas, área inundada con licor cáustico, alto nivel de lodo en el piso, entre otros)

Después de haber realizado un análisis exhaustivo, se puede sintetizar que las altas eficiencias, como el caso de la etapa II del mes de abril 06, están favorecidas por temperaturas mayores de 140°C en digestión y una granulometría fina de la suspensión de la bauxita molida (80%) (esto ya fue demostrado numéricamente).

Sin embargo, existen casos en los cuales las eficiencias están impactadas por resultados erróneos de los análisis de Rayos X, realizados a los lodos de la suspensión de digestión, por falta de acondicionamiento del punto de muestreo, como por ejemplo las eficiencias mostradas en la tabla anterior para el mes de abril 06.

Seguidamente, se presenta la tabla N°7 en la cual se muestran las Eficiencias de Extracción recalculadas con el proceso iterativo explicado en párrafos anteriores:

Tabla N° 7: Eficiencias de Extracción recalculadas.

Mes	Eficiencia recalculada E-I [%]	Eficiencia recalculada E-II [%]
Enero 06	98,90	98,60
Febrero 06	99,70	99,40
Marzo 06	98,60	98,40
Abril 06	98,10	99,20
Mayo 06	98,10	97,80
Junio 06	98,30	98,50
Julio 06	98,20	98,40
Agosto 06	97,70	98,30
Septiembre 06	98,00	98,50
Octubre 06	98,30	98,70
Noviembre 06	98,20	98,60
Diciembre 06	97,90	98,20
Enero 07	96,00	96,60
Febrero 07	96,80	97,00
Marzo 07	96,50	96,30
Abril 07	97,80	98,20

Al obtener un aproximado de las verdaderas Eficiencias de Extracción, se calculó la eficiencia promedio para la etapa I y II del proceso productivo, para la primera el valor corresponde a 97,95% frente a un valor de 95,38%, y para la segunda etapa una eficiencia de 98,23% respecto a un valor de 96,17%. Estos resultados demuestran que las eficiencias están siendo subestimadas debido a errores en los análisis de lodo obtenidos por Rayos X, ya que los puntos de muestreo se encuentran en condiciones inadecuadas. Esta justificación (punto de muestreo) fue el resultado obtenido (causa latente) de un Análisis Causa Raíz aplicado al problema expuesto. Ver tablas N° 16 y 17 de la sección de Apéndices.

Eficiencia global de recuperación

La eficiencia global de recuperación es un indicador del porcentaje de la alúmina digerida que se ha perdido en el proceso. Existen diversas causas por las cuales se pierde alúmina: reacciones químicas colaterales, retrogradación, rebose de tanques, altos niveles de licor en lodo y arena.

A continuación, se ilustra la variación de la eficiencia global de recuperación en el tiempo:

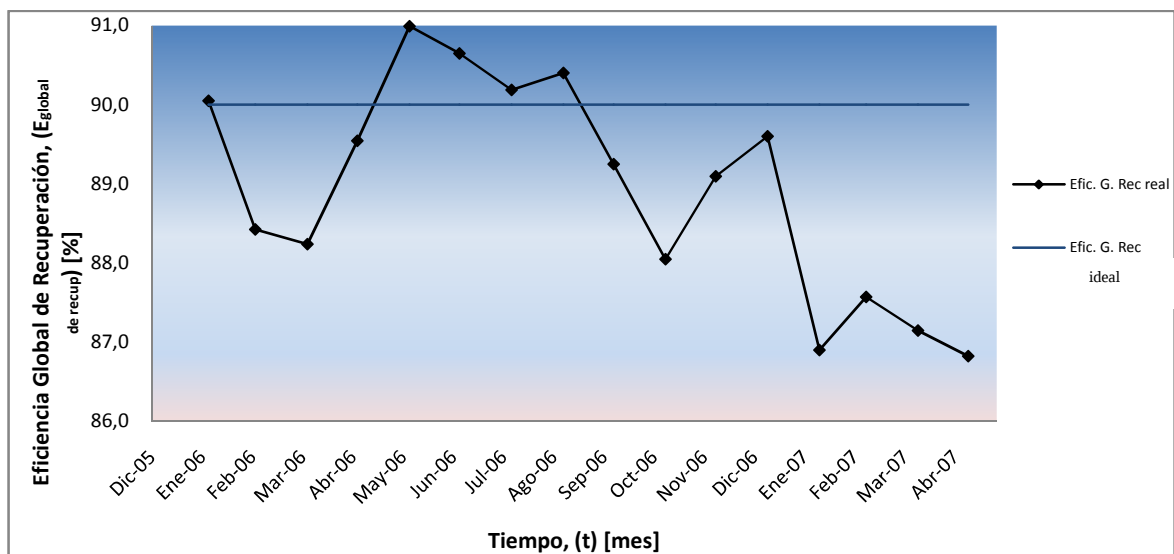


Figura N°21: Variación de la Eficiencia de Recuperación, en función del tiempo.

Al observar la figura N°21, es evidente el descenso de la eficiencia de recuperación de la empresa en los meses de estudio, lo que se ha visto reflejado en la producción de alúmina (ver tabla N° 18 de la sección de Apéndices).

El mes correspondiente a abril 07, fue un punto crítico en el período estudiado con un valor de eficiencia de 86,82%, significando esto una pérdida para la empresa de 6.360 $t_{Al_2O_3}$, representando 4.785.900.000 Bs. La causa principal de este valor mínimo de eficiencia de planta son las pérdidas de alúmina en el lodo, es decir, la

alúmina que precipita en los lavadores del área de Clarificación y lavado de lodo, además de la alúmina disuelta en el licor que se envía a los patios de desecho con el lodo.

A continuación se muestra un gráfico donde se representa el promedio de las pérdidas en el período enero 06-abril 07:

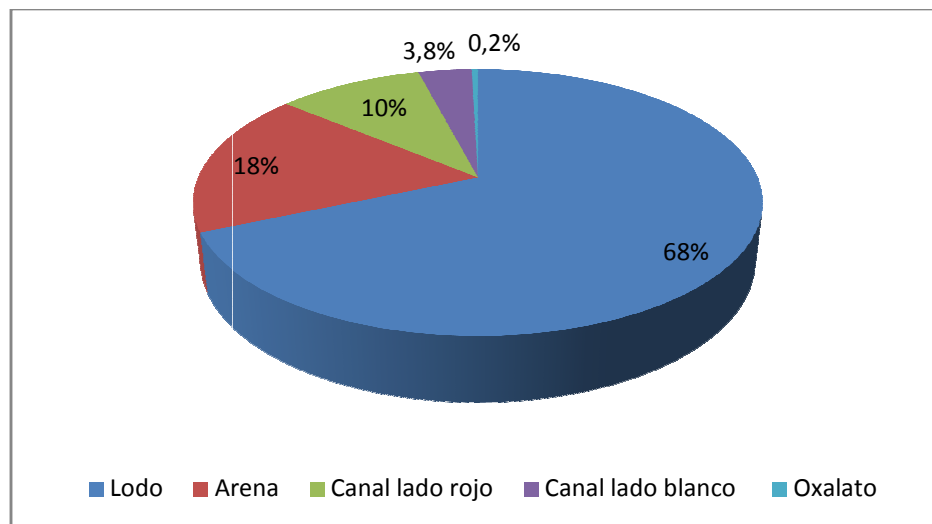


Figura N°22: Pérdidas reales de alúmina.

En términos generales, las pérdidas que más afectan la Eficiencia de Recuperación Global son las pérdidas asociadas a alúmina en el lodo; hecho que puede evidenciarse en la figura N°22, donde su porcentaje promedio de incidencia es de 68% durante el período de estudio. Seguidas por pérdidas de alúmina en arena con un 18% y finalmente en menor proporción se encuentran las pérdidas por canales lado rojo (10%), lado blanco (3,8%), ambos causados por reboses de tanques hacia el piso; y pérdidas por oxalato.

A continuación se muestra el porcentaje aceptable de los diferentes tipos de pérdida de alúmina:

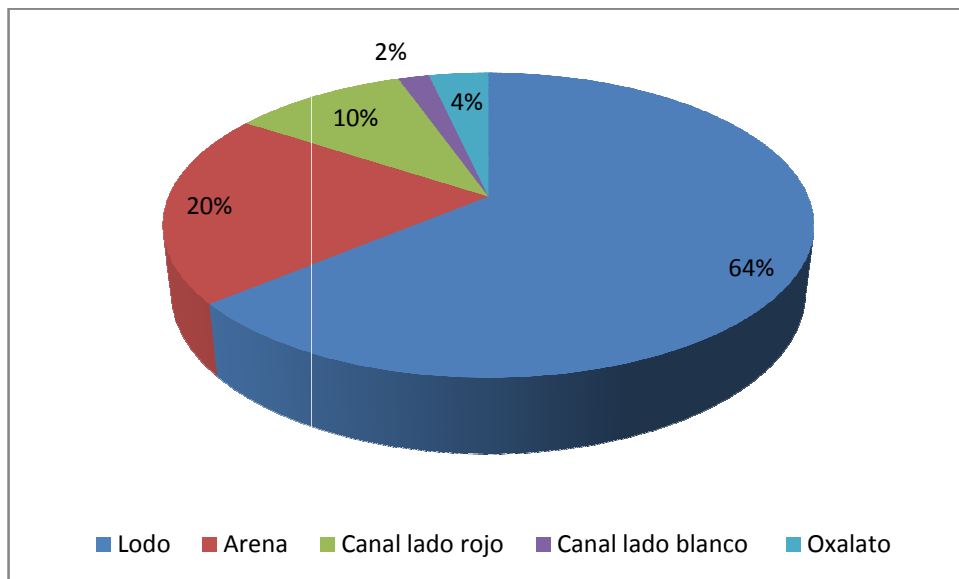


Figura N°23: Pérdidas aceptables de alúmina.

Como se observa en la figura anterior, las pérdidas que más impactan negativamente la eficiencia global de recuperación son alúmina en el lodo. Las pérdidas de alúmina en el lodo están representadas por la cáustica que se pierde en el lodo, cáustica que a su vez contiene alúmina disuelta, y por la alúmina que precipita en el área de Clarificación y Lavado de Lodo. En esta área (35), se sedimenta el lodo para clarificar el licor, sin embargo también se propicia la precipitación de la alúmina (retrogradación) hacia la fase sólida de la suspensión; este hecho es auspiciado por la extensa área de contacto y el tiempo de residencia, características propias de los espesadores.

Al comparar la figura N°22 frente a la N°23, se tiene que una diferencia de 4% en las pérdidas de alúmina en el lodo, se traducen en 8.156 $t_{Al_2O_3}$ que a su vez representa una pérdida para la empresa CVG Bauxilum de 6.137.390.000 Bs, he allí la

importancia de incrementar la eficiencia global de recuperación ya que se ve reflejada directamente en los niveles de producción y en los costos de producción.

Pruebas de laboratorio

A continuación se presenta una tabla que sintetiza los resultados arrojados por la ejecución de las pruebas de laboratorio:

Tabla N° 8. Eficiencia de extracción de pruebas de laboratorio.

Temperatura- Tiempo	140°C -1 h			142°C -1 h			142°C -2 h		
FMC Cargada	1,24	1,27	1,30	1,24	1,27	1,30	1,24	1,27	1,30
Efic.Extracción [%]	96	98	98	98	98	99	97	97	98
Sobre Saturación [%]	26	23	18	25	23	20	25	23	18

Según la tabla anterior, la mayor eficiencia de extracción de alúmina alcanzada en las nueve pruebas ejecutadas en el *Laboratorio de Pruebas de Planta*, fue 99%, la cual se obtuvo bajo las siguientes condiciones de operación: temperatura de 142°C, tiempo de residencia de 1 hora, fracción molar cargada del licor de 1,30 y un porcentaje de sobresaturación de 20% (las demás condiciones de las pruebas se muestran en la tabla N°37 de la sección de apéndices).

Sin embargo, la condición óptima de operación es la correspondiente a una temperatura de 142°C, tiempo de residencia de 1 hora y fracción molar cargada del licor de 1,27. Con estas características se obtiene una eficiencia de 98%, menor a la eficiencia del caso expuesto en el párrafo anterior (99%). A pesar de ello, con esta FMC (1,27) se produce más alúmina que empleando un licor de 1,30; porque el porcentaje de sobresaturación es mayor, 23% frente a 20%, es decir, dichas condiciones permiten la mejor correlación entre la eficiencia de extracción, la sobresaturación de alúmina y las fracciones molares de carga utilizadas.

En contraste con lo dicho anteriormente, el caso donde se produciría mayor cantidad de alúmina es empleando una fracción molar de cáustica de 1,24, pero se somete el sistema a inestabilidades y niveles muy altos de sobresaturación, que traen como consecuencia la precipitación de la alúmina o retrogradación.

Seguidamente, se muestra una tabla donde se sintetizan los análisis de la suspensión de digestión, obtenida en cada prueba y se demuestra numéricamente el impacto de fracción molar cargada:

Tabla N° 9. Análisis de lodos y licores de la suspensión de digestión

Temperatura/tiempo	140°C /1 h			142°C/ 1 h			142°C/ 2 h		
FMC cargada	1,24	1,27	1,30	1,24	1,27	1,30	1,24	1,27	1,30
Fe₂O₃, lodo [%]	41,8	41,8	43,2	42,9	42,7	43,0	42,4	43,4	42,3
TiO₂, lodo [%]	4,3	4,2	4,5	4,3	4,3	4,4	4,2	4,5	4,2
SiO₂, lodo [%]	23,2	26,4	26,4	25,6	26,4	27,2	26,2	27,8	28,5
Al₂O₃, lodo [%]	15,3	12,5	11,7	12,4	11,8	11,2	13,7	13,4	11,8
Na₂O_{lodo} [%]	2,8	3,2	2,7	2,2	2,6	3,5	2,9	3,1	2,9
Bauxita [g]	87,4	88,1	88,5	87,4	88,1	88,5	87,4	88,1	88,5
Lodo [g]	36,04	32,67	29,16	33,30	31,50	28,90	33,80	32,40	26,60

En la tabla N°9, se presentan los resultados de los análisis de Rayos X, y se destacan los porcentajes de alúmina en el lodo. Se puede observar, a medida que disminuye la fracción molar cáustica cargada aumenta el porcentaje de alúmina en el lodo, y esto se debe a los niveles de saturación de la alúmina. Mientras el porcentaje de sobresaturación es mayor, se disuelve mayor cantidad de alúmina que a su vez incrementa su probabilidad de precipitar desde el licor al lodo.

Otro aspecto importante de este análisis está referido al tiempo de residencia de la suspensión en la etapa de digestión. Este no afecta la eficiencia de extracción y se puede comprobar citando los valores de la tabla N°8. Para un tiempo de residencia de 2 h, FMC de 1,24, temperatura de 142°C, corresponde una eficiencia de extracción de 97%. Bajo las mismas condiciones de FMC y temperatura, pero con un tiempo de residencia de 1 h, se obtuvo una eficiencia de 98%.

Este ejemplo ratifica que el tiempo de residencia no impacta en la eficiencia de extracción, pero si influye en el porcentaje de sílice en el lodo de la suspensión de digestión, favoreciendo su precipitación del licor hacia el lodo, a medida que se incrementa el tiempo de residencia. En términos generales el tiempo de residencia debe garantizarse para separar las impurezas presentes en la bauxita, tales como sílice, hierro, entre otras.

CONCLUSIONES

Después de haber desarrollado la metodología propuesta en este Trabajo Especial de Grado, y analizados los resultados obtenidos, a continuación se enumeran las conclusiones correspondientes al período estudiado:

- El incremento en el consumo específico de bauxita, es originado por baja eficiencia global de recuperación de alúmina (menor al 90%).
- La calidad del licor a digestión (LAD) no incide en la eficiencia de extracción, sino en la oportunidad de producir.
- La eficiencia de extracción esta afectada negativamente por una suspensión de bauxita molida con un porcentaje granulométrico menor a 80%, con partículas menores a 300 μm . Además, por resultados erróneos, debido a falta de acondicionamiento del punto de muestreo.
- El tiempo de residencia en el proceso de digestión, no impacta en la eficiencia de extracción sino en la cantidad de impurezas presentes en el licor de la suspensión de digestión, específicamente sílice.
- La eficiencia global de recuperación está afectada principalmente por las pérdidas de alúmina en el lodo, generadas en el área de Clarificación y Lavado de Lodo.

RECOMENDACIONES

En esta sección del Trabajo Especial se presentan las recomendaciones concretas y apropiadas para solventar los problemas planteados:

- Mejorar las condiciones del punto de muestreo de la suspensión de digestión, en el área 33, realizando actividades como: reemplazar las válvulas de drenaje por unas nuevas, instalar colas de drenaje con longitud apropiada, mantener el área limpia para evitar la acumulación de lodo y licor en el piso.
- Garantizar un porcentaje granulométrico de 80% de la suspensión de bauxita molida, con partículas menores a 300 μ m.
- Minimizar las pérdidas de alúmina en el lodo, trabajando con mayor concentración de sólidos (entre 700 y 800g/l) en el último lavador y garantizar la temperatura en la etapa de Clarificación y lavado de lodo. Además de esto, minimizar las corrientes colaterales de lodo (desechos) afluentes a esta etapa, reactivando el funcionamiento de las etapas de lavado de lodo existentes en las áreas generadoras de lodo blanco (lado blanco).

BIBLIOGRAFÍA

- [1]. A.R Burkin Imperial College. (s.f) **Critical reports on applied chemistry: production of aluminium.** London.
- [2]. CVG Bauxilum. Gerencia de Control de Calidad y Procesos (2007). **Análisis Causa Raíz Básico PROACT.** Puerto Ordaz: Maritex Belandria.
- [3]. CVG Bauxilum. Gerencia de Planificación y Control de la Producción (1995). **Pérdida de la eficiencia global de recuperación para 1995.** Puerto Ordaz: Ramón Gil Cornieles.
- [4]. CVG Bauxilum. Gerencia de Planificación y Control de la Producción (1996). **Reducción de la Eficiencia de Planta.** Puerto Ordaz: Saúl Escalona.
- [5]. CVG Bauxilum. (2006). **Manual de Operaciones.** Puerto Ordaz.
- [6]. CVG Bauxilum. (2007). **Manual de equipos y ensayos Laboratorio de Pruebas de Planta.** Puerto Ordaz.
- [7]. CVG Bauxilum. (2000) **Manual de proceso lado rojo.** Puerto Ordaz.
- [8]. Felder, R. y Rousseau, R. (1999). **Principios elementales de los procesos químicos**, 2^{da} edición. Addison-Wesley Iberoamericana.
- [9]. Gutiérrez, A. (2003). **Evaluación de los lavados actuales en los intercambiadores de calor del área de Evaporación y Digestión.** Trabajo de grado no publicado, Instituto Universitario de Tecnología “Dr. Federico Rivero Palacio”. Caracas.

- [10]. Incropera, F. y De Witt, D. (1999). **Fundamentos de transferencia de calor**, 4^{ta} edición. Mexico: Prentice Hall.
- [11]. Kumagai, Y (1990). **Simulation of the Bayer digestion process with solids and electrolytes.**
- [12]. Langa, J. (1995). **The heat of dissolution of gibbsite at Bayer digestion temperatures.**
- [13]. Perry, R. 1996. **Manual del Ingeniero Químico**. 6ta. Edición. México: Mc.Graw-Hill.
- [14]. Placid, J. (2006). **Determinación del consumo de vapor vivo para una producción de 3 millones de toneladas de alúmina anuales en la planta CVG Bauxilum.** Universidad de Anzoátegui, Puerto la Cruz.
- [15]. Roach, G. (1995). **The influence of mineralogy on the dissolution kinetics of gibbsite.**
- [16]. Treybal, R. (1999). **Operaciones de transferencia de masa**, 2^{da} edición. Mexico: Mc Graw Hill.
- [17]. Wahnsiedler, W.(1990). **The kinetics of bauxite digestion in the Bayer Process.**
- [18]. Weast, R. (1982). **Handbook of chemistry and physics**, 62^{va} edición. CRC Press.
- [19]. Zrawinski, H. (s.f.). **Ley de Fick**. [Documento en línea]. Disponible: http://es.wikipedia.org/wiki/Ley_de_Fick. [Consulta: 2007, agosto 27].

APÉNDICES

A continuación se muestra la sección de apéndices de este Trabajo Especial de Grado:

APÉNDICE A: Cinética de la reacción

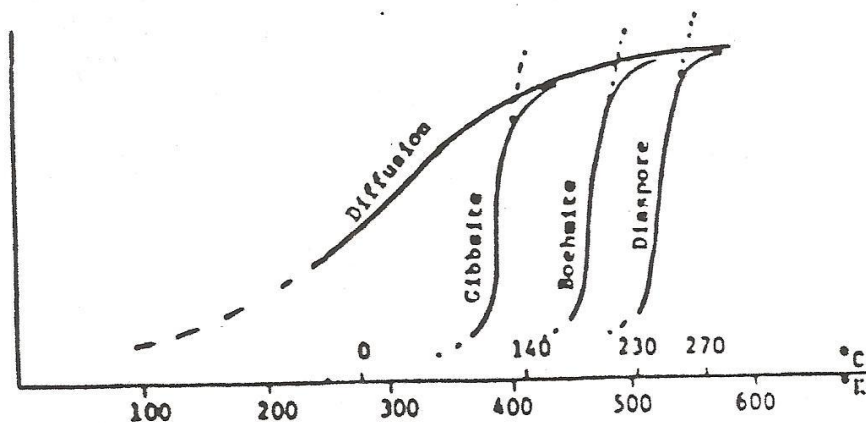
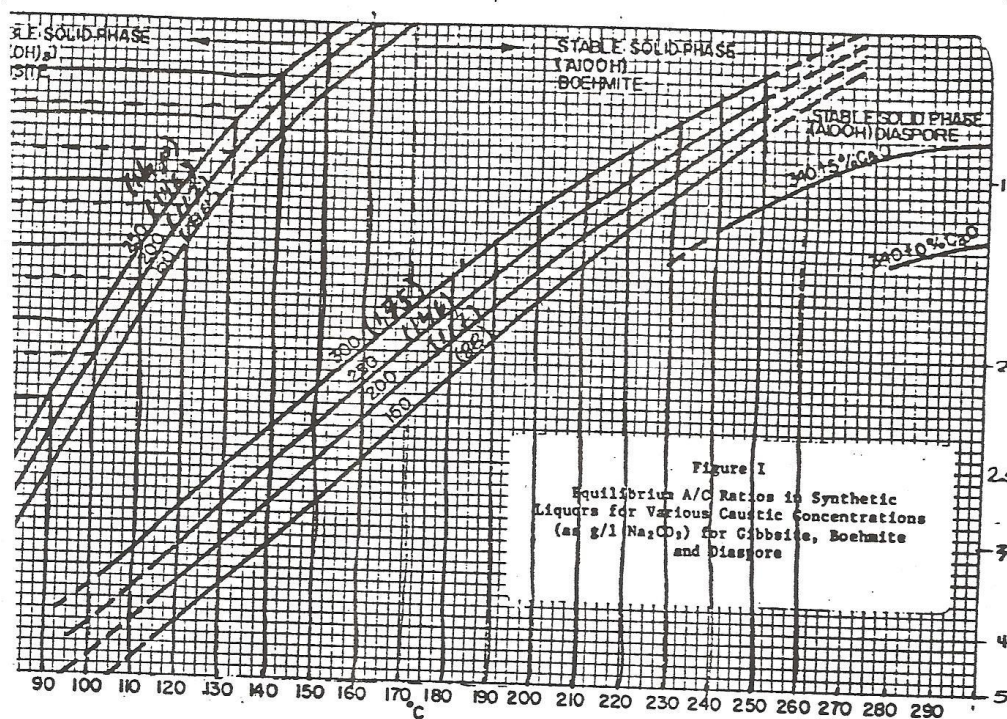


Figura N°24: Gráfico de la velocidad de reacción en función de la temperatura



APÉNDICE C: Programa DENLIC

The screenshot shows the DENLIC (2) spreadsheet in Microsoft Excel. The data is organized into columns A through P. Columns A, B, and C are labeled 'TEMPERATURA °C', 'CONCENT. Na2O G/LT', and 'FMC' respectively. Columns D through P contain numerical data. The spreadsheet is divided into two main sections labeled 'ETAPA I' and 'ETAPA II'.

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P
	TEMPERATURA °C	CONCENT. Na2O G/LT	FMC								DENLIC	ALCULO	CALCULO2			
1	103	0.454815	165	282.097	2.5	0.38491	0.451341341	0.0061	0.79703	8E-04	1.2527	1.25617	1.252698245			
3	118.7124232	0.442464	164.4	281.071	2.55	0.37736	0.440077497	0.006	0.79498	8E-04	1.2394	1.24175	1.239365991			
4	114.4899838	0.445902	164	280.387	2.53	0.38034	0.443168659	0.006	0.79483	7E-04	1.2423	1.245	1.242270518			
5	113.1247304	0.446995	163.9	280.216	2.54	0.37884	0.444158039	0.006	0.79445	7E-04	1.2429	1.24571	1.24287387			
6	112.3968833	0.447574	164.5	281.242	2.51	0.38337	0.444683483	0.006	0.79604	8E-04	1.2450	1.24792	1.245030754			
7	115.1448967	0.445375	162.3	277.481	2.54	0.37884	0.442692303	0.0059	0.79203	7E-04	1.2389	1.24156	1.238881243			
8	115.40209	0.445167	162.6	277.994	2.48	0.38801	0.442504921	0.0059	0.79386	7E-04	1.2405	1.2432	1.240542392			
9	113.8330643	0.446429	162.9	278.506	2.52	0.38185	0.443645335	0.0059	0.79339	7E-04	1.2412	1.24401	1.241233212			
10	114.9363663	0.445543	162.8	278.335	2.55	0.38185	0.442844102	0.0059	0.79324	7E-04	1.2403	1.24297	1.240275182			
11	112.7606175	0.447285	163.1	278.848	2.48	0.38801	0.444421073	0.006	0.79462	7E-04	1.2432	1.24611	1.243249051			
12	109.2973722	0.45001	161.8	276.626	2.52	0.38185	0.446905371	0.0059	0.79172	7E-04	1.2427	1.24584	1.242743065			
13	116.2223818	0.444502	164.5	281.242	2.42	0.39763	0.441906114	0.006	0.7982	8E-04	1.2444	1.247	1.244412976			
14	112.9091775	0.447167	165.2	282.439	2.48	0.38801	0.444313796	0.0061	0.79781	8E-04	1.2465	1.24932	1.24647196			
15	113.6780451	0.447167	165.2	282.439	2.5	0.38801	0.443757654	0.0061	0.79781	8E-04	1.2459	1.24932	1.245916931			
16	112.0771626	0.447167	163.2	282.439	2.47	0.38801	0.444913851	0.0061	0.79781	8E-04	1.2471	1.24932	1.247070816			
17	113.4246293	0.447167	164.2	282.439	2.51	0.38801	0.443941129	0.0061	0.79781	8E-04	1.2461	1.24932	1.246100039			
18	114.6883172	0.447167	163.5	282.439	2.47	0.38801	0.44302452	0.0061	0.79781	8E-04	1.2452	1.24932	1.245185263			
19	113.5079689	0.447167	163.1	282.439	2.56	0.38801	0.44388081	0.0061	0.79781	8E-04	1.2460	1.24932	1.24603984			
20	112.5304633	0.447167	162.7	282.439	2.54	0.38801	0.444587155	0.0061	0.79781	8E-04	1.2467	1.24932	1.246744772			
21	113.7417495	0.447167	161.9	282.439	2.55	0.38801	0.443711505	0.0061	0.79781	8E-04	1.2459	1.24932	1.245870874			
22	113.8352826	0.447167	162.2	282.439	2.51	0.38801	0.443643728	0.0061	0.79781	8E-04	1.2458	1.24932	1.245803232			
23	111.5889264	0.447167	161.2	282.439	2.53	0.38801	0.445265118	0.0061	0.79781	8E-04	1.2474	1.24932	1.24742138			
24	112.4392705	0.447167	161.5	282.439	2.46	0.38801	0.444652922	0.0061	0.79781	8E-04	1.2468	1.24932	1.246810408			
25	112.5391587	0.447167	161.4	282.439	2.52	0.38801	0.444580883	0.0061	0.79781	8E-04	1.2467	1.24932	1.246738513			
26	112.0247819	0.447167	161.9	282.439	2.55	0.38801	0.444951567	0.0061	0.79781	8E-04	1.2471	1.24932	1.247108456			
27	111.3723063	0.447167	161.9	282.439	2.47	0.38801	0.445420766	0.0061	0.79781	8E-04	1.2476	1.24932	1.247576716			
28	110.6874541	0.447167	159.8	282.439	2.51	0.38801	0.445912034	0.0061	0.79781	8E-04	1.2481	1.24932	1.248067002			
29	113.0222073	0.447167	162.4	282.439	2.41	0.38801	0.444232137	0.0061	0.79781	8E-04	1.2464	1.24932	1.246390465			
30	113.0169871	0.447167	164.8	282.439	2.49	0.38801	0.444235909	0.0061	0.79781	8E-04	1.2464	1.24932	1.246394229			

Figura N°27: Ambiente del programa DENLIC.

APÉNDICE D: Bauxita

Tabla N° 10: Variación del consumo específico de bauxita real de la empresa CVG Bauxilum para el período de estudio

Período [mes]	Consumo específico de bauxita real [t _{Bx} / t _{Al2O3}]
Enero 2006	2.41
Febrero 2006	2.38
Marzo 2006	2.38
Abril 2006	2.36
Mayo 2006	2.35
Junio 2006	2.49
Julio 2006	2.35
Agosto 2006	2.30
Septiembre 2006	2.39
Octubre 2006	2.37
Noviembre 2006	2.45
Diciembre 2006	2.47
Enero 2007	2.49
Febrero 2007	2.39
Marzo 2007	2.43
Abril 2007	2.41

Tabla N° 11: Variación del porcentaje de alúmina disponible de la bauxita Pijiguaos para el período de estudio

Período [mes]	Alúmina disponible real [%]
Enero 2006	47.00
Febrero 2006	47.10
Marzo 2006	47.10
Abril 2006	46.90
Mayo 2006	46.60
Junio 2006	46.40
Julio 2006	47.20
Agosto 2006	46.40
Septiembre 2006	46.10
Octubre 2006	46.60
Noviembre 2006	46.70
Diciembre 2006	46.60
Enero 2007	46.70
Febrero 2007	46.50
Marzo 2007	46.70
Abril 2007	47.30



GERENCIA CONTROL DE CALIDAD Y PROCESOS



ESPECIFICACIONES DE LA SINTESIS DEL SISTEMA DE CONTROL DE CALIDAD

PAG. 1 DE 9

ESPECIFICACIÓN	RANGO DE ACEPTACIÓN	UNIDAD	OBSERVACIONES
1. Materia Prima e Insumos			La empresa tomará las acciones correspondientes en caso de presentarse desviación del análisis de los renglones de Materia Prima, Proceso y Producto Final para cumplir con la Norma COVENIN 2898.92.
1.1 Bauxita			
1.1.1 Sílice total (SiO ₂ total)	< 11.0	%	
1.1.2 Sílice reactiva (SiO ₂ reactiva)	1.2 - 1.8	%	
1.1.3 Alúmina disponible (Al ₂ O ₃ disponible)	> 44.5	%	
1.1.4 Hierro (Fe ₂ O ₃)	< 14	%	
1.1.5 Titanio (TiO ₂)	0.9 - 1.5	%	
1.1.6 Cuarzo	< 9	%	
1.1.7 Humedad	< 15	%	
1.1.8 Carbón Orgánico	< 0.18	%	
1.2 Soda Cáustica			
1.2.1 Hidróxido de sodio (NaOH)	49 - 51	%	
	745 - 776	g/l	
1.2.2 Óxido de Sodio (Na ₂ O)	38 - 39.3	%	
1.2.3 Carbonato de Sodio (Na ₂ CO ₃)	≤ 1.6	%	
1.2.4 Hierro (Fe ₂ O ₃)	≤ 10	p.p.m	
1.2.5 Cloruro de Sodio (NaCl)	≤ 2.5	%	
1.3 Cal			
1.3.1 Calcio (CaO)	> 85	%	
1.4 Ácido Sulfúrico			
1.4.1 Concentración	> 97	% peso	
1.4.2 Hierro (Fe ₂ O ₃)	< 50	p.p.m	
MATERIA PRIMA ☒ PROCESO ☐ PRODUCTO FINAL ☐			
ELABORADO POR: Denexi Navarro Firma: Fecha: 7/08/2006	REVISADO POR: Luisa García Firma: Fecha: 08-08-2006	APROBADO POR: Rosalda Mejías Firma: Fecha: 08-08-2006	

Figura N°28: Especificaciones de materia prima e insumos

APÉNDICE E: Alúmina

Especificaciones de Alúmina Calcinada		
	MAX (MIN)	UNIDAD
SiO ₂	0.030	%
Fe ₂ O ₃	0.030	%
TiO ₂	0.005	%
V ₂ O ₅	0.003	%
P ₂ O ₅	0.001	%
Na ₂ O	0.60	%
CaO	0.050	%
PPI	0.90	%
PUREZA (AL ₂ O ₃)	(98.5)	%
IA	18.0	%
BET	(70)	m ² /g
AL ₂ O ₃ α	8.0	%
<150μm	(90)	%
< 45μm	12	%

Figura N°29: Especificaciones de la alúmina producida en CVG Bauxilum.

APÉNDICE F: Eficiencia de extracción

Tabla N° 12: Comparación de la eficiencia de extracción de alúmina y la reportada por la empresa para la etapa I

Período [mes]	Eficiencia de extracción calculada [%]	Eficiencia de extracción reportada [%]	Desviación estándar [%]
Enero 2006	99,01	98.70	0.31
Febrero 2006	97,74	96.60	1.17
Marzo 2006	94,29	97.30	3.19
Abril 2006	94,56	95.90	1.42
Mayo 2006	98,05	95.00	3.11
Junio 2006	94,71	97.80	3.27
Julio 2006	98,67	96.30	2.40
Agosto 2006	95,38	93.70	1.76
Septiembre 2006	94,80	93.00	1.90
Octubre 2006	93,74	95.00	1.35
Noviembre 2006	95,59	94.60	1.03
Diciembre 2006	94,07	93.50	2.67
Enero 2007	90,84	93.30	1.94
Febrero 2007	94,01	93.20	2.93
Marzo 2007	93,25	92.10	3.30
Abril 2007	94,00	93.50	2.61

Tabla N° 13: Comparación de la eficiencia de extracción de alúmina y la reportada por la empresa para la etapa II

Período [mes]	Eficiencia de extracción calculada [%]	Eficiencia de extracción reportada [%]	Desviación estándar [%]
Enero 2006	99,86	98,50	1,37
Febrero 2006	99,40	97,20	2,21
Marzo 2006	98,55	97,50	1,06
Abril 2006	98,06	96,80	1,28
Mayo 2006	98,59	96,80	1,82
Junio 2006	95,71	98,30	2,70
Julio 2006	99,58	97,60	1,99
Agosto 2006	98,14	96,00	2,18
Septiembre 2006	96,34	95,40	0,98
Octubre 2006	94,19	96,80	2,77
Noviembre 2006	94,89	93,60	1,36
Diciembre 2006	91,14	89,40	5,04
Enero 2007	94,14	88,80	4,35
Febrero 2007	94,33	92,00	3,49
Marzo 2007	93,26	91,70	2,72
Abril 2007	95,88	93,60	2,38

Tabla N° 14: Temperatura de digestión para la etapa I

Período [mes]	Temperatura de digestión, (T) [°C]
Enero 2006	142,1607
Febrero 2006	143,1013
Marzo 2006	142,5901
Abril 2006	142,5720
Mayo 2006	141,2450
Junio 2006	141,3813
Julio 2006	140,6474
Agosto 2006	139,9081
Septiembre 2006	139,4985
Octubre 2006	140,5602
Noviembre 2006	140,7220
Diciembre 2006	140,3096
Enero 2007	140,6398
Febrero 2007	140,8848
Marzo 2007	140,0225
Abril 2007	140,9450

Tabla N° 15: Temperatura de digestión para la etapa II

Período [mes]	Temperatura de digestión, (T) [°C]
Enero 2006	141,1038
Febrero 2006	141,1659
Marzo 2006	141,5508
Abril 2006	141,5916
Mayo 2006	140,3605
Junio 2006	142,4137
Julio 2006	141,5788
Agosto 2006	141,4820
Septiembre 2006	141,5994
Octubre 2006	141,6552
Noviembre 2006	141,5987
Diciembre 2006	140,7457
Enero 2007	141,4026
Febrero 2007	141,3073
Marzo 2007	140,5478
Abril 2007	140,9010

Tabla N° 16: Contenido de sílice en el licor madre en la etapa I y II

Período [mes]	Contenido de sílice en el LMD E-I (%SiO ₂) [%]	Contenido de sílice en el LMD E-II (%SiO ₂) [%]
Enero 2006	0,50	0,50
Febrero 2006	0,52	0,54
Marzo 2006	0,51	0,51
Abril 2006	0,49	0,50
Mayo 2006	0,47	0,47
Junio 2006	0,51	0,51
Julio 2006	0,54	0,54
Agosto 2006	0,54	0,54
Septiembre 2006	0,57	0,57
Octubre 2006	0,50	0,50
Noviembre 2006	0,51	0,51
Diciembre 2006	0,51	0,51
Enero 2007	0,50	0,50
Febrero 2007	0,52	0,52
Marzo 2007	0,55	0,55
Abril 2007	0,53	0,53

Tabla N°17: Comparación de la eficiencia de extracción calculada frente a la recalculada para la etapa I.

Período [mes]	Eficiencia de extracción calculada [%]	Eficiencia de extracción recalculada [%]	Desviación estándar [%]
Enero 2006	99,01	99,02	0,01
Febrero 2006	97,74	99,70	1,96
Marzo 2006	94,29	98,60	4,37
Abril 2006	94,56	98,10	3,61
Mayo 2006	98,05	98,10	0,05
Junio 2006	94,71	98,30	3,66
Julio 2006	98,67	98,20	0,47
Agosto 2006	95,38	97,70	2,37
Septiembre 2006	94,80	98,00	3,27
Octubre 2006	93,74	98,30	4,64
Noviembre 2006	95,59	98,20	2,66
Diciembre 2006	94,07	97,90	3,91
Enero 2007	90,84	96,00	1,94
Febrero 2007	94,01	96,80	2,88
Marzo 2007	93,25	96,50	3,37
Abril 2007	94,00	97,80	3,89

Tabla N°18: Comparación de la eficiencia de extracción calculada frente a la recalculada para la etapa II.

Período [mes]	Eficiencia de extracción calculada [%]	Eficiencia de extracción recalculada [%]	Desviación estándar [%]
Enero 2006	99,86	99,60	0,27
Febrero 2006	99,40	99,40	0,00
Marzo 2006	98,55	98,40	0,15
Abril 2006	98,06	99,20	1,15
Mayo 2006	98,59	97,80	0,81
Junio 2006	95,71	98,50	2,83
Julio 2006	99,58	98,40	1,20
Agosto 2006	98,14	98,30	0,17
Septiembre 2006	96,34	98,50	2,19
Octubre 2006	94,19	98,70	4,57
Noviembre 2006	94,89	98,60	3,76
Diciembre 2006	91,14	98,20	7,19
Enero 2007	94,14	96,60	5,96
Febrero 2007	94,33	97,00	2,75
Marzo 2007	93,26	96,30	3,16
Abril 2007	95,88	98,20	2,36

APÉNDICE G: Programa de producción



**CORPORACION
VENEZOLANA DE GUAYANA**

**PROGRAMA PARA EL CÁLCULO DE LA PRODUCCIÓN EN DIGESTION.
POR ANÁLISIS DE LAD**



CVG BAUXILUM

FECHA : 01-Ago-07

	ETAPA I		ETAPA II	
LAD (m ³ /h)	1250		1250	
LAD (RMC, gpl)	2,50	161,00	2,50	161,00
SDI (RMC, gpl)	1,27	154,00	1,27	154,00
SDL (RMC, gpl)	1,32	140,2	1,33	139,4
LCD (RMC, gpl)	1,62	78	1,72	84,0
ALUMINA DISPONIBLE	46,30%		46,30%	
SILICE REACTIVA	1,40%		1,40%	
RECUPERACION GLO.	0,900		0,900	
EFF. EXT. DIGEST	1		1	
PRODUCCION (TM)	2627		2627	5253
SBM _{SAL} (gpl)	916			
CONS. ESPEC. (LAD)		2,40		2,40
CONSUMO DE Bx.S POR LICOR(t/d)		6304		12607
				525 t/h
FACTOR DE LODO	0,36	ton.lodo / ton.Bx.seca = 590		
LODO ETAPA	94,6	94,6		
LODO ETAPA, Rx	83,3	83,3		
FLUJO SER * TREN	210,1	210,1		

BALANCE	FLUJO (m ³ /h)		FMC	
	I	II	I	II
SBM	287	287		
LAM	106	106		
SDI	1348	1348		
LCD	299	355		
SDL	1647	1703	1,30	1,31
VAP	83	83		
DESILICA	2,32	2,32		

TABLA PARA MEZCLA DE BAUXITA					% MEZCLA	SiO ₂ react %	Al ₂ O ₃ disp. %
TROMBETAS	TM	0,0	0,00	0,00			
SIERRA LEONE	TM	0,0	0,00	0,00			
CHIMERI	TM	0,0	0,00	0,00			
GUYANA LINDE	TM	0,0	0,00	0,00			
GUYANA EVERT	TM	0,0	0,00	0,00			
RECICLADO	TM	0,0	0,00	0,00			
GOVE	TM	0,0	0,00	0,00			
PIJIGUAOS	TM	100,0	1,40	46,30			
VALORES DE MEZCLA		100,0	0,014	0,463			

SOBRESATURACIÓN		FACT. DE LODO, Rx	
MUESTRA DE LICOR	%Fe ₂ O ₃	BX	14,3
Na ₂ O ₂ (g/l)	%SiO ₂ T		7,3
FMC,	%SiO ₂ R		1,66
TEMP. (°C)	%Fe ₂ O ₃	SDI	37,5
AL ₂ O ₃ , LICOR (g/l)	199,56	FL =	0,32
AL ₂ O ₃ , EQUI. (g/l)	162,0		
Delta AL ₂ O ₃ (g/l)	37,59		
SOBRESATURACIÓN (%)	23,20		

PERD. DESILICACION						
BAUXITA	kg Na ₂ O/t Al ₂ O ₃	F.LODO	% HUM.	LIC/Bx	(220)	(250)
TRO	49,74	0,28	11,0	0,44	0,61	0,69
S.L	43,98	0,30	13,0	0,42	0,58	0,66
PIJ	26,48	0,24	11,0	0,36	0,56	0,64
GOV	43,42	0,31	7,0	0,51	0,70	0,80
LIN	73,48	0,20	5,0	0,52	0,72	0,81
CHI	63,07	0,20	6,0	0,52	0,72	0,81
PROM	26,48	0,24	11	0,36	0,56	0,64

Z. V.

ELABORADO POR:

TECNICO

REVISADO POR:

ING. ÁREA

Figura N°30: Hoja de producción para una concentración cáustica de 161g/l



**CORPORACION
VENEZOLANA DE GUAYANA**

**PROGRAMA PARA EL CÁLCULO DE LA PRODUCCIÓN EN DIGESTION.
POR ANÁLISIS DE LAD**



CVG BAUXILUM

FECHA : 01-Ago-07

	ETAPA I		ETAPA II		
LAD (m _g /h)	1250		1250		LAD-SDI
LAD (RMC, gpl)	2,50	163,00	2,50	163,00	9,00
SDI (RMC, gpl)	1,27	154,00	1,27	154,00	9,00
SDL (RMC, gpl)	1,32	140,2	1,33	139,4	
LCD (RMC, gpl)	1,62	78	1,72	84,0	
ALUMINA DISPONIBLE	46,30%		46,30%		
SILICE REACTIVA	1,40%		1,40%		
RECUPERACION GLO.	0,900		0,900		
EFF. EXT. DIGEST	1		1		
PRODUCCION (TM)	2659		2659	5319	
SBM _{SAL} (gpl)	916				
CONS. ESPEC. (LAD)		2,40	2,40		
CONSUMO DE Bx.S POR LICOR(t/d)	6382	6382	12764	t/d	
			532	t/h	
FACTOR DE LODO	0,36	ton.lobo / ton.Bx.seca = 598			
LODO ETAPA	95,7	95,7			
LODO ETAPA, Rx	84,3	84,3			
FLUJO SER * TREN	212,7	212,7			

BALANCE		FLUJO (m _g /h)		FMC	
		I	II	I	II
SBM		290	290		
LAM		108	108		
SDI		1350	1350		
LCD		299	356		
SDL		1649	1706	1,30	1,31
VAP		83	83		
DESILICA		2,35	2,35		

TABLA PARA MEZCLA DE BAUXITA					%	SiO ₂ react	Al ₂ O ₃ disp.
		MEZCLA	%	%	%		
TROMBETAS	TM	0,0	0,00	0,00			
SIERRA LEONE	TM	0,0	0,00	0,00			
CHIMERI	TM	0,0	0,00	0,00			
GUYANA LINDE	TM	0,0	0,00	0,00			
GUYANA EVERT	TM	0,0	0,00	0,00			
RECICLADO	TM	0,0	0,00	0,00			
GOVE	TM	0,0	0,00	0,00			
PUIGUAOS	TM	100,0	1,40	46,30			
VALORES DE MEZCLA		100,0	0,014	0,463			

SOBRESATURACIÓN		FACT. DE LODO, Rx	
MUESTRA DE LICOR		%Fe ₂ O ₃	Bx
Na ₂ O ₂ (g/l)	148	%SiO ₂ T	14,3
FMC	1,22	%SiO ₂ R	7,3
TEMP. (°C)	107	%Fe ₂ O ₃	1,66
AL ₂ O ₃ , LICOR (g/l)	199,56	FL =	SDI 37,5
AL ₂ O ₃ , EQUI. (g/l)	162,0		0,32
Delta AL ₂ O ₃ (g/l)	37,59		
SOBRESATURACIÓN (%)	23,20		

PERD. DESILICACION						
BAUXITA	kg Na ₂ O/t Al ₂ O ₃	F.LODO	% HUM.	LIC/Bx	(220)	(250)
TRO	49,74	0,28	11,0	0,44	0,61	0,69
S.L	43,98	0,30	13,0	0,42	0,58	0,66
PIJ	26,48	0,24	11,0	0,36	0,56	0,64
GOV	43,42	0,31	7,0	0,51	0,70	0,80
LIN	73,48	0,20	5,0	0,52	0,72	0,81
CHI	63,07	0,20	6,0	0,52	0,72	0,81
PROM	26,48	0,24	11	0,36	0,56	0,64

ELABORADO POR:

TECNICO

REVISADO POR:

ING. ÁREA

Z. V.

Figura N°31: Hoja de producción para una concentración cáustica de 163g/l

APÉNDICE H: Eficiencia Global Recuperación Global

Tabla N° 19: Comportamiento de la Eficiencias Globales de Recuperación en el período estudiado

Período [mes]	Eficiencia global de recuperación [%]
Enero 2006	90,05
Febrero 2006	88,42
Marzo 2006	88,24
Abril 2006	89,55
Mayo 2006	90,99
Junio 2006	90,65
Julio 2006	90,19
Agosto 2006	90,40
Septiembre 2006	89,25
Octubre 2006	88,05
Noviembre 2006	89,09
Diciembre 2006	89,60
Enero 2007	86,90
Febrero 2007	87,57
Marzo 2007	87,15
Abril 2007	86,82

APÉNDICE I: Cálculos intermedios-eficiencia de extracción

Apéndice I.1: Cálculo de energía en los ICA de vapor vivo de digestión

Tabla N° 20: Energía asociada al licor a digestión para etapa I.

Período [mes]	T entrada del LAD' [°C]	T salida del LAD' [°C]	QLAM [m3/h]	QLAD [m3/h]	Densidad del licor [t/m3]	MLAD [t/h]	EntalpíaLicor [Kcal/h]
Ene-06	118,7124	160,9880	169,0851	1092,9149	1,2394	1354,5216	48673652,0012
Feb-06	114,4900	162,4018	163,5576	1085,4424	1,2423	1348,4131	54914130,0375
Mar-06	113,1247	161,5588	146,1031	1065,8969	1,2429	1324,7754	54539678,0523
Abr-06	112,3969	164,3526	164,6701	1059,3299	1,2450	1318,8983	58245615,9773
May-06	115,1449	160,9593	162,9753	991,0247	1,2389	1227,7619	47811767,7675
Jun-06	115,4021	165,4294	175,4084	1127,5916	1,2405	1398,8252	59482512,4222
Jul-06	113,8331	154,4022	167,9191	1061,0809	1,2412	1317,0488	45416778,1005
Ago-06	114,9364	163,3402	155,7296	1058,2704	1,2403	1312,5465	54002487,5550
Sep-06	112,7606	163,7708	142,0221	1078,9779	1,2432	1341,4382	58162973,6006
Oct-06	109,2974	164,1353	133,4866	1040,5134	1,2427	1293,0908	60273889,0228
Nov-06	116,2224	166,2300	133,9977	1106,0023	1,2444	1376,3236	58502671,7980
Dic-06	112,9092	165,0655	155,9145	1028,0855	1,2465	1281,4797	56811703,0375
Ene-07	113,6780	165,1099	163,5395	1045,4605	1,2459	1302,5569	56943988,5791
Feb-07	112,0772	162,3299	153,5057	982,4943	1,2471	1225,2399	52335914,6706
Mar-07	113,4246	162,9421	155,8027	1030,1973	1,2461	1283,7289	54031945,9194
Abr-07	114,6883	162,1379	147,0475	1046,9525	1,2452	1303,6499	52578994,7720

Tabla N° 21: Energía asociada al vapor vivo en los intercambiadores para la etapa I.

Período [mes]	T entrada del vapor vivo [°C]	T salida del CPU [°C]	Entalpía específica vapor vivo [Kcal/Kg]	Entalpía específica CPU [Kcal/Kg]	M vapor vivo [t/h]	Energía suministrada por el vapor vivo[Kcal/h]
Ene-06	231,8322	118,7124	-50,3392	18,9168	85,2501	48751929,6637
Feb-06	229,8573	122,8516	-49,2507	23,1100	97,0780	55457636,2455
Mar-06	228,2793	115,1064	-48,3787	15,2639	95,2419	54267745,6580
Abr-06	224,3629	110,4712	-46,2054	10,5730	101,2683	57778485,8923
May-06	214,4233	114,7000	-40,6256	14,8524	84,5773	47930808,1987
Jun-06	221,1525	115,7460	-44,4137	15,9117	104,7170	59673259,6149
Jul-06	224,6380	106,7765	-46,3585	6,8387	78,4334	44517180,4019
Ago-06	220,2218	112,9473	-43,8924	13,0780	94,6841	53840785,0390
Sep-06	216,5338	120,0711	-41,8186	20,2933	103,6672	58646651,9100
Oct-06	222,0477	118,4949	-44,9143	18,6965	106,5386	60926910,8987
Nov-06	225,1452	115,4928	-46,6406	15,6553	102,5437	58316526,3426
Dic-06	222,3568	120,5567	-45,0869	20,7852	100,7602	57393066,1525
Ene-07	216,3440	116,4871	-41,7116	16,6625	100,8611	57363967,8755
Feb-07	211,6557	117,2042	-39,0540	17,3889	93,2581	52633377,1043
Mar-07	216,5157	119,1558	-42,3763	19,3659	96,0500	54433723,1983
Abr-07	216,6002	120,6775	-42,4240	20,9076	93,7161	52937646,2131

Tabla N° 22: Energía asociada al licor a digestión para etapa II.

Período	T entrada del LAD' [°C]	T salida del LAD' [°C]	QLAM [m3/h]	QLAD [m3/h]	Densidad del licor [t/m3]	MLAD [t/h]	EntalpíaLicor [Kcal/h]
Ene-06	113,5080	165,8257	162,4531	1105,5469	1,2460	1377,5555	61259953,6955
Feb-06	112,5305	165,4057	158,0793	1064,9207	1,2467	1327,6844	59671415,0120
Mar-06	113,7417	165,5343	146,5847	1073,4153	1,2459	1337,3369	58874421,6265
Abr-06	113,8353	165,6630	158,2100	1066,7900	1,2458	1329,0104	58547679,1632
May-06	111,5889	165,0444	164,9998	1027,0002	1,2474	1281,1020	58209640,2957
Jun-06	112,4393	166,6086	169,5316	1117,4684	1,2468	1393,2712	64151684,9236
Jul-06	112,5392	166,3653	167,2168	1076,7832	1,2467	1342,4671	61420820,5916
Ago-06	112,0248	165,1942	155,0783	1067,9217	1,2471	1331,8142	60189996,2673
Sep-06	111,3723	165,0422	134,8526	1058,1474	1,2476	1320,1200	60223111,2565
Oct-06	110,6875	163,4698	131,2637	1045,7363	1,2481	1305,1490	58555494,0324
Nov-06	113,0222	164,2521	132,3877	1120,6123	1,2464	1396,7205	60820765,3183
Dic-06	113,0170	164,6084	154,0096	1030,9904	1,2464	1285,0205	56351649,5058
Ene-07	111,4376	165,0438	162,9300	1053,0700	1,2475	1313,7363	59860734,7739
Feb-07	112,5603	163,1502	154,1170	981,8830	1,2467	1224,1363	52639542,4247
Mar-07	112,7114	165,5344	150,9716	1013,0284	1,2466	1262,8558	56701643,6522
Abr-07	112,3431	164,0259	144,1875	1038,8125	1,2469	1295,2740	56901878,8297

Tabla N° 23: Energía asociada al vapor vivo en los intercambiadores para la etapa II.

Período [mes]	T entrada del vapor vivo [°C]	T salida del CPU [°C]	Entalpía específica vapor vivo [Kcal/Kg]	Entalpía específica CPU [Kcal/Kg]	M vapor vivo [t/h]	Energía suministrada por el vapor vivo[Kcal/h]
Ene-06	222,2724	113,1367	-45,6103	13,2697	107,1222	51488201,9225
Feb-06	223,5589	114,4402	-46,3287	14,5893	104,4542	49992958,7319
Mar-06	228,7600	118,7536	-49,2182	18,9586	103,3267	48703308,8966
Abr-06	226,7444	116,9008	-48,1012	17,0816	102,6164	48675732,6269
May-06	217,0743	115,3502	-42,6915	15,5108	102,7151	49439520,4912
Jun-06	223,5789	115,8493	-46,3399	16,0164	112,5759	53718172,3187
Jul-06	223,4168	118,0041	-46,2495	18,1993	108,2154	51411006,1341
Ago-06	223,5708	117,0461	-46,3354	17,2288	105,8498	50380808,8997
Sep-06	222,9743	119,5955	-46,0025	19,8115	106,4539	50428821,8690
Oct-06	225,6668	114,9992	-47,5026	15,1554	102,3919	48827733,9401
Nov-06	225,6460	118,1242	-47,4910	18,3210	106,9472	50662710,0028
Dic-06	224,9369	116,8450	-47,0966	17,0251	98,9318	47032942,2215
Ene-07	220,7080	115,3608	-44,7346	15,5216	105,2511	50444004,2207
Feb-07	216,0985	117,1024	-42,1406	17,2858	93,2690	44778717,5200
Mar-07	219,1355	116,4834	-43,8521	16,6587	100,0518	47926676,3310
Abr-07	218,7457	118,0932	-43,6329	18,2895	100,7340	48111245,3708

Apéndice I.2: Balance de masa y energía en Predesilicación.

Tabla N° 24: Cálculo del flujo másico de la suspensión de bauxita molida de entrada a Predesilicación, para la etapa I*.

Período [mes]	DensidadLAM [t/m3]	MLAM [t/h]	MCaO [t/h]	MSBM' [t/h]
Ene-06	1,2586	212,8039	0,9274	519,5402
Feb-06	1,2564	205,4874	0,8170	503,4866
Mar-06	1,2570	183,6513	0,8804	454,6568
Abr-06	1,2576	207,0819	0,7604	503,9590
May-06	1,2566	204,7923	1,1089	474,2076
Jun-06	1,2578	220,6357	1,1799	528,5438
Jul-06	1,2571	211,0923	1,0605	508,8168
Ago-06	1,2566	195,6833	0,5672	492,9145
Sep-06	1,2571	178,5409	1,4007	471,8791
Oct-06	1,2570	167,7957	0,7621	444,5480
Nov-06	1,2575	168,5023	1,1590	458,6214
Dic-06	1,2581	196,1603	1,1969	497,4383
Ene-07	1,2574	205,6373	1,4987	504,6806
Feb-07	1,2576	193,0434	0,4449	471,9582
Mar-07	1,2573	195,8947	0,7513	484,8320
Abr-07	1,2591	185,1408	1,2097	461,5325

*

Los cálculos se realizaron simulando dos etapas por facilitar la metodología de resolución, pero en Predesilicación sólo existe una sola etapa.

Tabla N° 25: Cálculo del flujo másico de la suspensión de bauxita molida de salida de Predesilicación, para la etapa I*.

Período [mes]	Entalpía específica vapor vivo [Kcal/Kg]	Entalpía específica del agua liq[Kcal/Kg]	Entalpía SBM' [Kcal/h]	Mvapor atemp. En 31 [t/h]	MSBM [t/h]
Ene-06	1,5886	-70,4400	5714941,6591	10,2476	529,7878
Feb-06	1,5886	-70,4400	5335936,5071	9,5680	513,0546
Mar-06	2,3576	-70,4400	4550439,6179	8,1708	462,8276
Abr-06	3,0305	-70,4400	4490017,4507	8,0721	512,0311
May-06	1,4829	-70,4400	4795196,1892	8,5968	482,8044
Jun-06	1,6174	-70,4400	5733912,4302	10,2822	538,8260
Jul-06	2,4664	-70,4400	5061983,3558	9,0911	517,9079
Ago-06	2,3365	-70,4400	5278458,3498	9,4777	502,3922
Sep-06	0,1837	-70,4400	5015099,6133	8,9701	480,8493
Oct-06	0,1837	-70,4400	4820674,2166	8,6224	453,1704
Nov-06	0,1843	-70,4400	5044834,9969	9,0233	467,6447
Dic-06	0,1851	-70,4400	5471821,7712	9,7871	507,2254
Ene-07	0,1854	-70,4400	4199541,8067	7,5114	512,1920
Feb-07	1,2101	-70,4400	3887404,2931	6,9659	478,9241
Mar-07	-2,1276	-70,4400	3952507,0108	7,0404	491,8725
Abr-07	-2,1272	-70,4400	3762561,7934	6,7021	468,2346

*

Los cálculos se realizaron simulando dos etapas por facilitar la metodología de resolución, pero en Predesilicación sólo existe una sola etapa.

Tabla N° 26: Cálculo del flujo másico de la suspensión de bauxita molida de entrada a Predesilicación, para la etapa II.*

Período [mes]	DensidadLAM [t/m ³]	MLAM [t/h]	MCaO [t/h]	MSBM' [t/h]
Ene-06	1,2561	204,0514	0,9274	498,7930
Feb-06	1,2568	198,6711	0,8170	486,7163
Mar-06	1,2567	184,2166	0,8804	456,1125
Abr-06	1,2572	198,9032	0,7604	484,1635
May-06	1,2577	207,5166	1,1089	480,2650
Jun-06	1,2571	213,1118	1,1799	510,7435
Jul-06	1,2602	210,7211	1,0605	507,2048
Ago-06	1,2601	195,4141	0,5672	491,4045
Sep-06	1,2590	169,7768	1,4007	448,3774
Oct-06	1,2591	165,2805	0,7621	437,4367
Nov-06	1,2591	166,6868	1,1590	453,3339
Dic-06	1,2593	193,9370	1,1969	491,5487
Ene-07	1,2598	205,2597	1,4987	503,1941
Feb-07	1,2587	193,9832	0,4449	474,0071
Mar-07	1,2598	190,1919	0,7513	470,1933
Abr-07	1,2566	181,1813	1,2097	452,2210

*

Los cálculos se realizaron simulando dos etapas por facilitar la metodología de resolución, pero en Predesilicación sólo existe una sola etapa.

Tabla N° 27: Cálculo del flujo másico de la suspensión de bauxita molida de salida de Predesilicación, para la etapa II.*

Período [mes]	Entalpía específica vapor vivo [Kcal/Kg]	Entalpía específica del agua liq[Kcal/Kg]	Entalpía SBM' [Kcal/h]	Mvapor atemp. En 31 [t/h]	MSBM [t/h]
Ene-06	1,5886	-70,4400	5486722,6307	9,7827	508,5756
Feb-06	1,5886	-70,4400	5158205,7670	9,2493	495,9656
Mar-06	2,3576	-70,4400	4565008,8519	8,1970	464,3094
Abr-06	3,0305	-70,4400	4313649,5524	7,7550	491,9185
May-06	1,4829	-70,4400	4856448,4267	8,7066	488,9716
Jun-06	1,6174	-70,4400	5540805,4703	9,9359	520,6794
Jul-06	2,4664	-70,4400	5045946,9025	9,0623	516,2671
Ago-06	2,3365	-70,4400	5262287,6333	9,4486	500,8531
Sep-06	0,1837	-70,4400	4765325,2561	8,5234	456,9008
Oct-06	0,1837	-70,4400	4743558,8835	8,4845	445,9211
Nov-06	0,1843	-70,4400	4986672,5026	8,9193	462,2532
Dic-06	0,1851	-70,4400	5407035,9031	9,6712	501,2199
Ene-07	0,1854	-70,4400	4187171,8984	7,4893	510,6834
Feb-07	1,2101	-70,4400	3904280,1113	6,9961	481,0032
Mar-07	-2,1276	-70,4400	3833167,1926	6,8279	477,0212
Abr-07	-2,1272	-70,4400	3686651,2365	6,5669	458,7879

* Los cálculos se realizaron simulando dos etapas por facilitar la metodología de resolución, pero en Predesilicación sólo existe una sola etapa.

Apéndice I.3: Balance de masa y energía en digestión.

Tabla N° 28: Requerimiento energético de la reacción de disolución de alúmina, para la etapa I.

Período [mes]	Entalpía de la SBM [Kcal/h]	Densidad LAD [t/m ³]	M LAD [t/h]	Entalpía del LAD [Kcal/h]	Calor necesario para la reacción [Kcal/]
Ene-06	37016579,0963	1,2586	1354,5216	-21676589,4817	15339989,6146
Feb-06	36247462,1802	1,2564	1348,4131	-22121181,7787	14126280,4015
Mar-06	32733803,5856	1,2570	1324,7754	-21359962,2644	11373841,3212
Abr-06	35885880,1395	1,2576	1318,8983	-24417339,4727	11468540,6668
May-06	32466363,7632	1,2566	1227,7619	-20573717,7597	11892646,0036
Jun-06	37808440,6987	1,2578	1398,8252	-28593138,6171	9215302,0816
Jul-06	35672563,9702	1,2571	1317,0488	-15398328,8360	20274235,1342
Ago-06	34713020,8338	1,2566	1312,5465	-26142452,0056	8570568,8282
Sep-06	33603790,5409	1,2571	1341,4382	-27675805,4261	5927985,1148
Oct-06	32239543,4465	1,2570	1293,0908	-25912068,2357	6327475,2107
Nov-06	33693756,8104	1,2575	1376,3236	-29841167,6294	3852589,1810
Dic-06	35307205,0730	1,2581	1281,4797	-26965631,5768	8341573,4962
Ene-07	35358154,9929	1,2574	1302,5569	-27092701,2025	8265453,7903
Feb-07	33050472,9146	1,2576	1225,2399	-22334120,9262	10716351,9885
Mar-07	33984966,0804	1,2573	1283,7289	-25009112,1255	8975853,9549
Abr-07	32941349,6490	1,2591	1303,6499	-23483880,1884	9457469,4606

Tabla N° 29: Flujo másico total de vapor vivo requerido en la etapa I de digestión.

Período [mes]	Entalpía espec.del vapor [Kcal/h]	Entalpía espec.del liq [Kcal/h]	Flujo de calor del Vapor vivo [Kcal/t]	Mvapor vivo [t/h]	Mvapor vivo total a digestión [t/h]
Ene-06	-30,5476	0,1628	-542466,9000	28,2782	113,5283
Feb-06	-31,2660	0,1026	-543245,5000	26,0035	123,0815
Mar-06	-34,1555	0,5979	-545639,7000	20,8450	116,0868
Abr-06	-33,0385	0,5795	-544541,1000	21,0609	122,3292
May-06	-27,6288	-0,7650	-540475,9000	22,0040	106,5814
Jun-06	-31,2772	-0,6269	-543986,2000	16,9403	121,6573
Jul-06	-31,1868	-1,3705	-544639,4000	37,2251	115,6585
Ago-06	-31,2727	-4,1460	-547500,8000	15,6540	110,3381
Sep-06	-30,9398	-3,5478	-546569,7000	10,8458	114,5130
Oct-06	-32,4399	-3,4853	-548007,3000	11,5463	118,0849
Nov-06	-32,4283	-3,3214	-547831,8000	7,0324	109,5761
Dic-06	-32,0339	-3,7392	-547855,2000	15,2259	115,9860
Ene-07	-29,6719	-3,4047	-545158,7000	15,1616	116,0227
Feb-07	-27,0779	-3,1397	-542299,7000	19,7609	113,0190
Mar-07	-28,7894	-4,0301	-544901,6000	16,4724	112,5225
Abr-07	-28,5702	-2,0823	-542734,6000	17,4256	111,1417

Tabla N° 30: Flujo másico de la suspensión diluida en la etapa I de digestión.

Período [mes]	M SDI [t/h]	M LCD [t/h]	M vbf [t/h]	M vbm [t/h]	M vbc [t/h]	M SDL [t/h]
Ene-06	1912,5876	368,7115	20,0000	21,7630	18,6070	2220,9291
Feb-06	1887,4712	390,3264	20,0035	16,8547	30,8613	2210,0781
Mar-06	1808,4480	406,7005	15,6623	21,3033	23,0720	2155,1110
Abr-06	1851,9903	433,7605	16,5694	22,9167	26,5528	2219,7120
May-06	1732,5704	392,9224	13,8842	21,7660	22,4634	2067,3791
Jun-06	1954,5915	429,1114	23,8911	23,1366	25,0540	2311,6212
Jul-06	1872,1818	394,3647	17,4285	21,0051	27,4428	2200,6700
Ago-06	1830,5927	411,8166	12,6898	19,2328	29,9732	2180,5134
Sep-06	1833,1333	414,3099	14,3497	22,6878	27,9942	2182,4115
Oct-06	1757,8075	378,6072	14,0695	20,6340	26,0677	2075,6434
Nov-06	1851,0007	427,2317	16,7129	21,0535	27,6627	2212,8033
Dic-06	1803,9310	398,5345	16,3321	21,4922	25,3878	2139,2534
Ene-07	1829,9105	398,1056	12,6564	13,1754	39,4002	2162,7841
Feb-07	1723,9250	336,5643	15,7350	22,5511	27,7761	1994,4272
Mar-07	1792,0738	408,4604	18,7687	19,5769	29,9532	2132,2354
Abr-07	1789,3101	353,8445	19,1776	20,8808	22,4891	2080,6071

Tabla N° 31: Flujo másico de la alúmina disponible extraída de la bauxita en la etapa I de digestión.

Período [mes]	Q SDL [m3/h]	Conc.sólidos SDI [t/m3]	M de sólidos [t/h]	MAI2O3, lodo [t/h]	MAI2O3,d extraída [t/h]
Ene-06	1754,8266	0,0402	95,9292	10,7441	144,3010
Feb-06	1746,2529	0,0433	102,1498	12,6666	136,8161
Mar-06	1702,8216	0,0551	124,5764	14,8246	119,9678
Abr-06	1753,8649	0,0500	115,5630	15,2543	131,3234
May-06	1633,5019	0,0375	81,1097	10,2198	122,5919
Jun-06	1826,4853	0,0373	91,0519	10,9262	140,5975
Jul-06	1738,8193	0,0385	89,9550	11,0645	138,1575
Ago-06	1722,8929	0,0414	94,6773	14,9590	131,2963
Sep-06	1724,3926	0,0411	94,1797	14,8804	127,5851
Oct-06	1640,0318	0,0423	92,8562	15,2284	120,5588
Nov-06	1748,4061	0,0403	93,0907	14,3360	128,9882
Dic-06	1690,2920	0,0401	90,2541	13,8991	134,3409
Ene-07	1708,8844	0,0423	96,7032	15,3758	132,2064
Feb-07	1575,8602	0,0374	80,5343	12,9660	124,3196
Mar-07	1684,7469	0,0404	90,5321	14,7567	128,1835
Abr-07	1643,9537	0,0368	82,2280	12,9098	124,9564

Tabla N° 32: Requerimiento energético de la reacción de disolución de alúmina, para la etapa II.

Período [mes]	Entalpía de la SBM [Kcal/h]	Densidad LAD [t/m3]	M LAD [t/h]	Entalpía del LAD [Kcal/h]	Calor necesario para la reacción [Kcal/h]
Ene-06	35259022,2406	1,2561	1377,5555	-28947346,9019	6311675,3387
Feb-06	34507676,3424	1,2568	1327,6844	-27355434,5719	7152241,7706
Mar-06	32575269,1427	1,2567	1337,3369	-27262905,0880	5312364,0547
Abr-06	34212205,1012	1,2572	1329,0104	-27192492,7086	7019712,3925
May-06	32635638,0779	1,2577	1281,1020	-26879212,0307	5756426,0472
Jun-06	36835225,9328	1,2571	1393,2712	-28653566,2841	8181659,6487
Jul-06	35799566,0781	1,2602	1342,4671	-28283789,2603	7515776,8178
Ago-06	35013743,6666	1,2601	1331,8142	-26843186,3549	8170557,3117
Sep-06	32442431,0307	1,2590	1320,1200	-26305213,6922	6137217,3385
Oct-06	31977855,1398	1,2591	1305,1490	-24200557,3180	7777297,8218
Nov-06	33516884,3240	1,2591	1396,7205	-26894436,2567	6622448,0672
Dic-06	35000314,0808	1,2593	1285,0205	-26064479,1001	8935834,9807
Ene-07	35449575,0501	1,2598	1313,7363	-26399534,6411	9050040,4091
Feb-07	33297736,9574	1,2587	1224,1363	-22727888,7742	10569848,1831
Mar-07	33077794,5083	1,2598	1262,8558	-26821322,4848	6256472,0235
Abr-07	32281901,2962	1,2566	1295,2740	-25460182,9044	6821718,3918

Tabla N° 33: Flujo másico total de vapor vivo requerido en la etapa II de digestión.

Período [mes]	Entalpía espec.del vapor [Kcal/h]	Entalpía espec.del liq [Kcal/h]	Flujo de calor del Vapor vivo [Kcal/t]	Mvapor vivo [t/h]	Mvapor vivo total a digestión [t/h]
Ene-06	-30,5476	-0,9081	-543537,8	11,6122	118,7344
Feb-06	-31,2660	-0,8452	-544193,3	13,1428	117,5971
Mar-06	-34,1555	-0,4588	-546696,4	9,7172	113,0440
Abr-06	-33,0385	-0,4138	-545534,4	12,8676	115,4840
May-06	-27,6288	-1,6612	-541372,1	10,6330	113,3481
Jun-06	-31,2772	0,4191	-542940,2	15,0692	127,6451
Jul-06	-31,1868	-0,4268	-543695,7	13,8235	122,0389
Ago-06	-31,2727	-0,5249	-543879,7	15,0227	120,8725
Sep-06	-30,9398	-0,4108	-543432,7	11,2934	117,7473
Oct-06	-32,4399	-0,3494	-544871,4	14,2736	116,6655
Nov-06	-32,4283	-0,4067	-544917,1	12,1531	119,1003
Dic-06	-32,0339	-1,2709	-545386,9	16,3844	115,3162
Ene-07	-29,6719	-0,6053	-542359,3	16,6864	121,9375
Feb-07	-27,0779	-0,7019	-539861,9	19,5788	112,8478
Mar-07	-28,7894	-1,4714	-542342,9	11,5360	111,5879
Abr-07	-28,5702	-1,1136	-541765,9	12,5916	113,3256

Tabla N° 34: Flujo másico de la suspensión diluida en la etapa II de digestión.

Período [mes]	M SDI [t/h]	M LCD [t/h]	M vbf [t/h]	M vbm [t/h]	M vbc [t/h]	M SDL [t/h]
Ene-06	1897,7434	381,5842	22,0000	7,6834	31,0000	2218,6442
Feb-06	1836,7928	397,0947	22,2177	12,0623	31,7768	2167,8307
Mar-06	1811,3635	369,9256	23,6130	9,7181	30,9920	2116,9660
Abr-06	1833,7965	380,8193	21,9472	12,4240	32,6845	2147,5601
May-06	1780,7066	348,4108	17,9269	10,1295	25,0877	2075,9733
Jun-06	1929,0198	401,3516	25,2824	18,0062	31,5834	2255,4994
Jul-06	1872,5577	373,1981	21,8170	18,7966	24,4265	2180,7157
Ago-06	1847,6901	366,3897	16,9925	15,4720	26,4163	2155,1989
Sep-06	1788,3143	392,4240	19,2581	8,6617	33,5786	2119,2399
Oct-06	1765,3438	337,2912	15,8323	15,7793	25,9137	2045,1096
Nov-06	1871,1268	413,8235	18,4450	15,1464	31,7640	2219,5950
Dic-06	1802,6248	407,1060	17,9799	15,4856	24,5357	2151,7297
Ene-07	1841,1061	362,2443	16,3373	14,6406	25,0598	2147,3126
Feb-07	1724,7183	408,9433	16,6888	9,3766	29,3241	2078,2722
Mar-07	1751,4130	442,2412	17,6853	12,8173	28,1026	2135,0489
Abr-07	1766,6536	362,2296	20,6353	7,3951	26,1584	2074,6943

Tabla N° 35: Flujo másico de la alúmina disponible extraída de la bauxita en la etapa II de digestión.

Período [mes]	Q SDL [m3/h]	Conc.sólidos SDI [t/m3]	M de sólidos [t/h]	MAI2O3, lodo [t/h]	MAI2O3,d extraída [t/h]
Ene-06	1753,0213	0,0349	82,7117	9,6773	139,2865
Feb-06	1712,8719	0,0341	78,1869	10,0079	134,4679
Mar-06	1672,6821	0,0354	80,0168	9,4420	125,7948
Abr-06	1696,8554	0,0367	83,9641	9,9917	130,8357
May-06	1640,2924	0,0359	79,8416	9,6608	124,8007
Jun-06	1782,1417	0,0341	82,1135	9,1146	137,3326
Jul-06	1723,0527	0,0359	83,9752	9,7411	138,8567
Ago-06	1702,8911	0,0374	86,2032	11,1202	134,5234
Sep-06	1674,4787	0,0416	92,8366	12,1616	123,1120
Oct-06	1615,9060	0,0411	90,5715	14,4009	119,1250
Nov-06	1753,7725	0,0384	89,8404	15,0932	126,5089
Dic-06	1700,1499	0,0393	88,5863	16,3885	130,0405
Ene-07	1696,6599	0,0401	92,1031	18,5127	128,5194
Feb-07	1642,1089	0,0391	84,2316	13,8982	123,9342
Mar-07	1686,9700	0,0407	89,0346	15,5810	122,9270
Abr-07	1639,2818	0,0375	82,6828	12,8158	122,3690

APÉNDICE J: Cálculos intermedios-eficiencia global de recuperación

Tabla N° 36: Balance de alúmina global.

Período [mes]	Hidrato almacenado [t]	Al ₂ O ₃ calcinada [t]	Venta de hidrato [t]	Inventario de proceso [t]	Inventario del mes anterior [t]	Ajuste al inventario [t]	P [t]	PAI ₂ O ₃ [t]	Eficiencia global de recuperación [%]
Ene-06	0,00	164156,00	930,72	87284,35	83936,52	0,00	168434,55	226,39	90,05
Feb-06	0,00	148296,00	618,69	86253,25	87284,35	0,00	147883,59	220,06	88,42
Mar-06	0,00	155105,00	785,17	83924,00	86253,25	5297,00	158857,92	213,52	93,24
Abr-06	0,00	141694,00	492,88	83779,18	83794,00	15005,00	157177,06	218,30	89,55
May-06	0,00	153334,00	561,29	81930,90	82509,19	0,00	153317,00	206,07	90,99
Jun-06	0,00	150671,00	501,61	88659,14	81930,90	5157,00	163057,85	226,47	86,65
Jul-06	0,00	165389,00	1130,21	88372,57	88652,14	0,00	166239,64	223,44	90,19
Ago-06	0,00	167820,00	562,42	82723,54	88372,57	0,00	162733,39	218,73	89,81
Sep-06	0,00	140684,00	878,83	81192,80	82723,54	9833,00	149865,09	208,15	89,25
Oct-06	0,00	152549,00	594,89	76282,41	80364,80	0,00	149061,50	200,35	88,05
Nov-06	0,00	150058,00	838,63	79034,42	76282,41	0,00	153648,64	213,40	89,09
Dic-06	0,00	130316,00	443,92	84967,72	79034,42	25070,00	161763,22	217,42	86,90
Ene-07	1500,00	156220,54	545,18	85415,18	84379,72	0,00	159301,18	214,11	85,60
Feb-07	4100,00	130957,00	405,37	79709,63	86915,18	0,00	128256,82	190,86	81,57
Mar-07	3935,00	144523,00	355,05	78791,70	83809,63	10020,00	153815,12	206,74	87,15
Abr-07	3860,00	140681,00	67,49	77549,55	82246,70	4618,00	144529,34	200,74	86,82

APÉNDICE K: Pruebas de laboratorio

Tabla N° 37: Especificaciones de pruebas de laboratorio.

	FMC SDI	MASA Bx[g]	Na ₂ O _{tt} [g/l]	FMC	Na ₂ CO ₃ [g/l]	Na ₂ O _T [g/l]	SiO ₂ [g/l]	CaO [g/l]	SiO ₂ [g/100g]	Sólidos [g/l]
LAD	-	-	162,6	1,37	56,1	217	1,02	0,017	0,47	-
140°C/1h	1,24	107,6	147,3	1,23	55,6	206,5	1,31	0,024	0,63	36,04
	1,27	102,4	148,9	1,26	56,3	205,3	1,18	0,007	0,57	32,67
	1,30	97,3	152,7	1,30	58,9	207,4	1,16	0,005	0,56	29,16
142°C/1h	1,24	107,6	148,5	1,24	48,1	203,4	1,34	0,012	0,66	33,3
	1,27	102,4	150,0	1,26	46,8	202,2	1,21	0,005	0,60	31,5
	1,30	97,3	150,2	1,29	48,8	200,2	1,21	0,004	0,60	28,9
142°C/2h	1,24	107,6	149,6	1,24	42,3	204,0	1,07	0,004	0,52	33,8
	1,27	102,4	149,0	1,26	43,4	202,2	1,03	0,005	0,51	32,4
	1,30	97,3	151,2	1,30	44,2	205,1	1,02	0,004	0,50	26,6

APÉNDICE L: Reporte de Comparación Mensual de Planta

GERENCIA DE CONTROL DE CALIDAD Y PROCESO
COMPARACION MENSUAL DE OPERACIONES

MES: ABRIL 2007

DESCRIPCION	UNIDAD	PROMEDIO AÑO 2006	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCT.	NOV.	DIC	PROMEDIO ANUAL
I- PRODUCCIONES															
1 Alúmina calcinada +Vta total Hid.exp. en Al_2O_3		157633	156766	131362	155378	145745									147313
2 Alúmina calcinada +Vta total Hid.exp. en Al_2O_3 promedio diario			5057	4592	5012	4858									
3 Alúmina cal. +Vta total Hid.exp. en Al_2O_3 acum.			156766	288128	443506	589252									
4 Alúmina calcinada	t	156929	156221	130957	155023	145978									145970
5 Alúmina calcinada promedio diario	t	5202	5039	4677	5001	4856									4893
6 Alúmina calcinada acumulada	t		156221	287178	442201	587879									
7 Alúmina prod. en Digestión	t	157670	156301	128257	153815	144529									146476
8 Alúmina prod. en dig. promedio diario	t	5228	5139	4581	4962	4818									4875
9 Alúmina prod. en Di. acumulada	t		156301	287158	441373	585902									
10 Alúmina Total en silo	t	94942.06	92905.765	98812.497	87155.87	79037.84									89477.99
11 Alúmina Transferida a Venalum	t	98894.5	91925.0	95298.6	89799.0	105756.0									96444.7
12 Alúmina a Alkasa	t	0	0	0	0	0									0
13 Alúmina a C.E. Minerales	t	3385.02	1147.86	0.00	0.00	1010.64									539.65
14 Alúmina Exportado	t	51964.9	75402.0	26249	75169	46453									56068.3
15 Alúmina a Misceláneos	t	502.26	421.66	378.12	545.66	424.18									442.41
16 Ventas total Hid.exp. en Al_2O_3	t	703.85	545.18	405.37	355.05	67.49									343.27
17 Ventas total Hid.exp. en Al_2O_3 Acum.	t		545.18	950.55	1305.60	1375.08									
18 Lodo Rojo ultimo lavador	t	101461	110211	87146	110365	93725									100382
19 Arena	t	28849	33530	25432	28005	27099									28517
20 Vapor total	t	392251	421600	340090	426361	403916									396473
21 Vapor Presión Media (MP)	t	252862	274321	223768	275280	253475									256711
22 Vapor Presión Baja (LP)	t	139169	147279	122323	151107	150141									142713
23 Venta de Bauxita	tmh	31692.92	986.36	0.00	32460.94	0									9361.83
II- EFICIENCIAS DE PLANTA															
24 Recuperada (Al_2O_3 disponible)	%	89.5	87.5	87.8	87.15	87.0									87.4
III- INVENTARIO DE PROCESO															
25 Alúmina en Proceso	t	83465.11	85415.18	79709.63	78311.70	77170.55									80151.77
26 Alúmina en solida	t	52724.30	54300.06	48036.47	47077.80	45487.37									46725.43
27 Alúmina en solución	t	30801.23	31115.12	31673.16	31233.90	31693.18									31425.34
28 Loda clásica en Proceso	t	53331.75	50812.09	51644.38	52319.01	52323.86									52074.81
29 Loda clásica por 100% H_2O	t	14464.60	5083.62	9570.45	14554.27	14394.81									11027.14
30 Hidrato alumaconado (Al_2O_3)	t	0.00	1500.00	4100.00	3935.00	3880.00									3348.75
31 Bauxita total seca	t	1492642	1943852.83	1712864.35	1334021.41	982081.41									1493207.499
IV- CONSUMOS PRINCIPALES															
32 Bauxita seca Piliguas	t	376871	389885	313976	377941	351940									358436
33 Bauxita seca total	t	376871	389885	313976	377941	351940									358436
34 Bauxita total cons. específico	t/t	2.39	2.49	2.39	2.43	2.41									2.43
35 Gas natural total (15 °C)	Nm³	48349237	48884511	42072643	50070295	47097387									46981209
36 Gas natural total (0 °C)	Nm³	45745815	46063036	39807192	47374200	44591372									44451450
37 Gas natural total (0 °C) Con. Esp.	Nm³/t	290.32	293.83	393.83	304.80	395.75									301.88
38 G.N. a Calderas (0 °C)	Nm³	32785717	33284498	28957002	34514167	32595527									32337799
39 G.N. a Calcinación (0 °C)	Nm³	12860099	12778538	10850190	12860033	11965845									12113652
40 Poder Calorífico Neto del G.N.	kcal/Nm³	9047	9078	9078	9024	9078									9065
41 Consumo de calor Calderas	kcal/kg	1687	1829	2001	2005	2030									1991
42 Consumo de calor Calcinación	kcal/kg	740	738	746	742	743									741

Página 1

5001556029

Figura N°32: Hoja de Reporte de Comparación Mensual de Planta