

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DETERMINACIÓN DE LA EFICIENCIA TÉRMICA DEL PROCESO BAYER DE CVG BAUXILUM.

TUTOR ACADÉMICO: Prof.. Rafael Martín

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Oscar Venales

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Salcedo D, Claudio J.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2007

pdfMachine

Is a pdf writer that produces quality PDF files with ease!

Produce quality PDF files in seconds and preserve the integrity of your original documents. Compatible across nearly all Windows platforms, if you can print from a windows application you can use pdfMachine.

Get yours now!

Agradecimientos

A mi tutor industrial, Oscar Venales y, a mi siempre compañera y amiga, Osglimar Hernández, por acompañarme y apoyarme en todo momento en la realización de la tesis, no solo transmitiéndome conocimientos técnicos, sino también guiándome en esta etapa de transición de estudiante a profesional. Gracias.

A mi tutor académico Prof. Rafael Martín, quien además de sus valiosos conocimientos y material técnico aportado, resultó ser una fuente de inspiración y un modelo a seguir como persona y profesional. Gracias.

A la familia Moncada Sánchez y en especial a mi tía Vicenta por permitirme residenciarme en la ciudad de Pto. Ordaz. Gracias.

A la Universidad Central de Venezuela, la casa que vence la sombra, por ser prácticamente mi hogar a lo largo de todos los años de mi carrera. Gracias.

*A la empresa CVG Bauxilum
(Marisela Farías, Hector Ramos, José Rojas y Oscar Acosta),
por brindarme la oportunidad de desarrollar mi Trabajo Especial de Grado en sus instalaciones y bajo su supervisión. Gracias.*

A los profesores Mary Luz Alonso y Humberto Kum por sus conocimientos transmitidos, consejos aportados y apoyo incondicional. Gracias

A todos los que de alguna u otra forma colaboraron para que alcanzara tan importante meta, aunque en este momento no los haya podido nombrar. Gracias.

Salcedo D., Claudio J.

**DETERMINACIÓN DE LA EFICIENCIA TÉRMICA DEL PROCESO
BAYER DE CVG BAUXILUM.**

Tutor Académico: Prof. Rafael Martín. Tutor Industrial: Ing. Oscar Venales.
Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
Año 2007, 110 p.

Palabras Claves: proceso Bayer, intercambiadores de calor, calderas, calcinadores, consumo de vapor y energía, eficiencia térmica

Resumen. En el contexto del sector productivo, el aumento de la eficiencia térmica, es importante, porque se pueden lograr objetivos de producción, empleando una menor cantidad de energía y mejorando la productividad de la empresa. Una mayor eficiencia en el uso de los recursos energéticos, además de reducir costos de producción, contribuye a disminuir los niveles de contaminación ambiental, desde la etapa de predesilicación hasta la etapa de calcinación. En este sentido, un programa de mejoramiento de eficiencia térmica permite mitigar el impacto negativo sobre el medio ambiente y obtener beneficios económicos para la empresa.

En este trabajo especial de grado se determinó la eficiencia térmica de los equipos consumidores de gas natural (calderas BL-61-1/2/3/101 y calcinadores BU-45-1/2/101/102) y de la planta, así como la eficiencia del sistema de distribución de vapor; esto con fines de evaluar el aprovechamiento de energía y determinar los factores que estén contribuyendo negativamente en la eficiencia térmica de la planta.

En un primer estudio, se realizaron balances de masa y energía en las áreas de estación de vapor y calcinación para determinar el consumo específico de gas natural en la planta (Enero 2006- Marzo 2007). Se pudo verificar la desviación del consumo específico de gas natural en los equipos de transferencia de calor (calderas y calcinadores), y en consecuencia en la planta, registrándose una desviación promedio

del 11 % por encima del valor meta de consumo de gas natural en las calderas ($150 \text{ m}^3 / \text{t alum.}$), medido bajo condiciones normales (0°C y 1 atm). En el caso de los calcinadores, se obtuvo una desviación promedio del 6 % por encima del valor meta ($75 \text{ Nm}^3 / \text{t alum.}$), y como resultado, la planta presentó una desviación del 9 % sobre el valor meta calculado ($225 \text{ Nm}^3 / \text{t alum.}$).

En un segundo estudio referido al consumo específico de vapor en la planta, se realizaron balances de masa y energía en cada una de las áreas consumidoras de vapor. Se determinó una desviación promedio por encima del valor meta ($2,25 \text{ tvapor/t alum.}$) del 10 %. En base a un Análisis Causa - Raíz (ACR), se especificaron algunos factores que contribuyeron a tal desviación, siendo los más relevantes, la presencia de fugas en el circuito de vapor, básicamente en las áreas de Evaporación y Digestión; la falta de retorno de condensado a las calderas, por presencia de condensado contaminado con soda cáustica proveniente del intercambiador (E-46-131B) del área de Evaporación, la falta de operación de uno de los módulos de enfriamiento por expansión instantánea (V-39) y la falta de tratamiento del material refractario en los equipos del área de calcinación (PP-45-5, FF-45-1, PP-45-19 y CH-45-11). Actuar sobre estos factores, contribuiría al mejoramiento de la eficiencia térmica de la planta.

Sin embargo, los equipos de transferencia de calor presentan eficiencias térmicas alrededor del 91 % en las calderas, 86 % en los calcinadores y del 89 % en la planta, éste último se encuentra desviado en 2 % por debajo del valor meta. No obstante, se pudiese mejorar la eficiencia térmica de los calcinadores, aplicando mantenimiento a los puntos calientes del material refractario en los equipos donde se detectó desgaste de dicho material (tuberías y hornos de lecho fluidizado)

A pesar de estas desviaciones mencionadas anteriormente, La empresa CVG Bauxilum obtuvo un consumo específico promedio a partir de mayo del 2006 de (2272 ± 30) Mkcal/t alum. , siendo esta eficiencia relativamente satisfactoria al

Resumen

ubicarse en un 23 % por encima de una de las plantas procesadora de alúmina que reporta menor consumo de energía a nivel mundial (Australia) con un consumo específico de 1840 Mkal/t alum. Además de ubicarse en un 38 % por debajo del promedio de consumo específico de energía de algunas industrias procesadoras de alúmina a nivel internacional, siendo este promedio de 3145 Mkal/t alum.

ÍNDICE DE CONTENIDO

CAPÍTULO I	2
CONSIDERACIONES GENERALES DEL ESTUDIO	2
Planteamiento del problema.....	2
Objetivos.....	4
General.....	4
Específicos	4
Antecedentes	5
CAPÍTULO II	8
GENERALIDADES DE LA EMPRESA	8
La Operadora de Alúmina.....	8
Ubicación de la Empresa	9
Proceso Productivo	10
Manejo de materiales	11
Lado Rojo	11
Lado Blanco	11
Descripción de las áreas consumidoras de gas natural	12
CAPÍTULO III.....	15
MARCO TEÓRICO	15
Combustión.....	15
Reacción típica de los combustibles	15
Procesos de combustión teóricos y reales.....	15
Eficiencia de la Combustión	16
Calor disponible	16
El Vapor y los generadores de vapor	17
Sistema de distribución del vapor y sistema de retorno de condensados.	18
Calderas	18
Clasificación de las calderas industriales.....	19

Índice de Contenido

Principales partes de las Calderas	20
Eficiencia Térmica de las Calderas	21
Análisis de las pérdidas y ahorro de Energía	22
Calcinadores.....	29
Horno de lecho fluidizado y su operación	29
Factores que afectan la eficiencia térmica de los calcinadores.....	29
CAPÍTULO IV	32
MARCO METODOLÓGICO.....	32
Generalidades del marco metodológico.....	32
Estudio en el área de Estación de Vapor.....	35
Consideraciones	35
Balance de masa en las calderas	36
Balance de energía en las Calderas	40
Determinación del consumo específico de gas natural en las calderas.....	43
Pérdidas de energía y Eficiencia térmica de las calderas.....	43
Estudio en el área de Calcinación	44
Consideraciones	44
Balance de masa en los calcinadores	46
Balance de Energía	48
Determinación del consumo específico de gas natural.....	55
Eficiencia Térmica de los calcinadores	55
Determinación del consumo de vapor vivo en la planta.....	56
Determinación del consumo específico y de la Eficiencia Térmica de la planta...	59
Consumo específico de la planta	59
Determinación de la Eficiencia Térmica de la planta	60
Análisis Causa – raíz.....	61
CAPÍTULO V	66
RESULTADOS Y ANÁLISIS	66
Consumo específico de gas natural.....	66
Consumo específico de vapor en la planta.....	68

Índice de Contenido

Consumo específico de energía	70
Pérdidas de energía	75
Eficiencia Térmica	79
CAPÍTULO VI	82
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	82
Conclusiones	82
Recomendaciones	83
BIBLIOGRAFÍA	84
APÉNDICES.....	¡Error! Marcador no definido.
Apéndice A: Proceso Productivo	¡Error! Marcador no definido.
Apéndice B: Calor Disponible	¡Error! Marcador no definido.
Apéndice C: Calderas acuotubulares y piro-tubulares	¡Error! Marcador no definido.
Apéndice D: Propiedades de los gases de combustión	¡Error! Marcador no definido.
Apéndice E: Valores recomendados de parámetros de calidad y eficiencia térmica	¡Error! Marcador no definido.
Apéndice F: Información de diseño de las calderas	¡Error! Marcador no definido.
Apéndice G: gráficas, fotos, termogramas y pruebas de laboratorio basados en el ACR.	¡Error! Marcador no definido.

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Pérdidas por radiación en calderas.....	27
Tabla 2. Composición química promedio del gas natural suministrado a la planta ...	37
Tabla 3. Composición másica y poder calorífico promedio de los gases de combustión	39
Tabla 4. Identificación de los equipos en el área de calcinación	45
Tabla 5. Porcentajes de exceso de aire recomendado .	¡Error! Marcador no definido.
Tabla 6. Parámetros para el agua de calderas de baja presión (0-300 psi.).....	¡Error! Marcador no definido.
Tabla 7. Consumo de vapor vivo en cada una de las áreas de la planta.....	¡Error! Marcador no definido.
Tabla 8. Indicadores de consumo de energía para la industria del aluminio	¡Error! Marcador no definido.
Tabla 9. Composición química del CO en los gases de desecho en el área de Estación de vapor.....	¡Error! Marcador no definido.
Tabla 10. Composición química del CO en los gases de desecho en el área de Calcinación.....	¡Error! Marcador no definido.
Tabla 11. Criterios de evaluación del material refractario de los equipos	¡Error! Marcador no definido.
Tabla 12. Resultados de la evaluación del material refractario de los equipos en el área de calcinación (Junio-2006).	¡Error! Marcador no definido.
Tabla 13. Resultados de la evaluación del material refractario de los equipos en el área de calcinación (Marzo-2007).....	¡Error! Marcador no definido.

TABLA DE FIGURAS

Figura 1. Ubicación geográfica de la empresa CVG Bauxilum.....	10
Figura 2. Esquema Simple de un Sistema de Generación de Vapor.....	18
Figura 3. Zona de máxima eficiencia de combustión	24
Figura 4. Pérdidas en chimenea como función del oxígeno en exceso y la temperatura en ella.	26
Figura 5. Esquema general de la metodología empleada.....	34
Figura 6. Esquema general de la Caldera (corrientes de entrada y salida).	36
Figura 7. Esquema del área de calcinación (corrientes de entrada y salida).....	45
Figura 8. Flujo de calor a través de las paredes y temperaturas límites.	51
Figura 9. Geometría del ciclón de reciclo.....	52
Figura 10. Diferencial de cilindro del ciclón de reciclo.....	53
Figura 11. Esquema del proceso de digestión (corrientes de entrada y salida)	57
Figura 12. Árbol lógico 1 del Análisis Causa Raíz.....	62
Figura 13. Árbol lógico 2 del Análisis Causa Raíz.....	63
Figura 14. Árbol lógico 3 del Análisis Causa Raíz.....	64
Figura 15. Consumo específico de gas natural en las calderas, calcinadores y en la planta.	66
Figura 16. Consumo específico de vapor vivo en la planta.	68
Figura 17. Consumo específico de energía por unidad másica de vapor producido en las calderas.	71
Figura 18. Consumo específico de energía por unidad másica de alúmina.	72
Figura 19. Consumo específico de energía en las áreas de calcinación, estación de vapor y en la planta	73
Figura 20. Pérdidas en las Calderas	75
Figura 21. Pérdidas en los Calcinadores.	77
Figura 22. Eficiencia Térmica.....	79
Figura 23. Diagrama de bloque del proceso de Lado Rojo.....	¡Error! Marcador no definido.

Índice de Figuras

Figura 24. Diagrama de bloque del proceso de Lado Blanco**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 25. Calores disponibles en función de la temperatura de los gases y del exceso de aire.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 26. Caldera Pirotubular.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 27. Arreglo de los tubos en una Caldera Pirotubular.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 28. Caldera acuotubular.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 29. Arreglo de los tubos en una Caldera Acuotubular.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 30. Transferencia de calor en las calderas acuotubulares.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 31. Balance de energía típico de una caldera...**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 32. Entalpía típica de los gases de combustión para un combustible de gas natural.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 33. Estimación de la cantidad de gases en chimenea.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 34. Presión de vaporización en función de la producción de vapor. **¡Error! Marcador no definido.**

Figura 35. Variación del poder calorífico del gas natural.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 36. Porcentaje de agua de reposición a las calderas.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 37. Fuga de vapor I en el área de Evaporación.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 38. Fuga de vapor II en el área de Evaporación.**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 39. Fuga de vapor III en el área de Evaporación.**¡Error! Marcador no definido.**

Índice de Figuras

- Figura 40. Conductividades de los condensados provenientes del área de evaporación y digestión.**¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 41. Conductividad del condensado en el área de evaporación (Etapa II).
.....**¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 42. Eficiencia Térmica de las calderas (Enero 2006 – Marzo 2007)..... **¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 43. Eficiencia Térmica de los calcinadores (Enero 2006 – Marzo 2007).
.....**¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 44. Ciclos de concentración promedio en las calderas. ...**¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 45. Tubos bajantes BL-61-1 (Marzo 2006)**¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 46. Tubos del sobrecalentador BL-61-1. (Marzo 2006) ..**¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 47. Hogar de la caldera BL-61-1 (Marzo 2006)**¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 48. Hogar de la caldera BL-61-1 (Marzo 2006).**¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 49. Quemadores de la caldera BL-61-3 (Octubre 2006). **¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 50. Tubos del sobrecalentador de la caldera BL-61-3. (Octubre 2006).. **¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 51. Tubos del sobrecalentador de la caldera BL-61-3. (Octubre 2006).. **¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 52. Evaluación del material refractario de la pared externa de los sobrecalentadores**¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 53. Evaluación del material refractario del área de los quemadores. **¡Error! Marcador no definido.**
- Figura 54. Evaluación del material refractario de la tubería PP-45-12 del área de Calcinación.....**¡Error! Marcador no definido.**

Índice de Figuras

Figura 55. Evaluación del material refractario de la tubería PP-45-19 en el enfriador de alúmina del área de Calcinación. (Junio-2006).**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 56. Evaluación del material refractario de la tubería PP-45-9 en el enfriador de alúmina del área de Calcinación (Marzo-2007).**¡Error! Marcador no definido.**

Figura 57. Evaluación del material refractario de los quemadores del horno.... **¡Error! Marcador no definido.**

(Marzo-2007).**¡Error! Marcador no definido.**

I. Consideraciones generales del estudio

CAPÍTULO I

CONSIDERACIONES GENERALES DEL ESTUDIO

Planteamiento del problema

La Eficiencia Térmica constituye un parámetro de gran interés para toda industria química ya que su valor refleja el aprovechamiento de la energía en las diversas áreas de la planta, por ello es conveniente estudiar los factores que puedan influir negativamente en el consumo energético de la misma, con fines de tomar acciones correctivas sobre los elementos del proceso que presenten deficiencias en su funcionamiento, lo que se traduciría en mejoras de la Eficiencia Térmica, y por ende, en reducción de los costos relativos al consumo de energía.

CVG Bauxilum es una empresa que se encarga de transformar la bauxita en alúmina metalúrgica a través del proceso Bayer. El gas natural es una de las fuentes de energía requerida para producir vapor de agua en las calderas, y alúmina grado metalúrgica en los calcinadores.

No obstante, la cantidad de energía térmica utilizada en el proceso Bayer de CVG Bauxilum no es consistente con la producción que actualmente se tiene en la planta. Las estadísticas muestran un incremento progresivo del consumo energético en las calderas. En efecto, se registró un índice energético promedio (definido como la relación entre el consumo de energía real y el consumo de energía de diseño) de 1,0579 para el año 2003, mientras que para el año 2006, se registró un valor de 1,1389 lo que representa un incremento de costos de operación. En los calcinadores, también se observa una tendencia similar a las calderas. Para lograr una reducción del consumo de gas natural en el proceso, es necesario determinar los factores que ocasionan las pérdidas de energía, como por ejemplo, las fugas de vapor dentro del sistema de distribución hacia el proceso, fallas en la operación de los equipos de transferencia de calor, la falta de aislamiento térmico, la presencia de purgas

I. Planteamiento del Problema

inadecuadas, la falta de tratamiento al agua de alimentación y al agua de retorno (condensado) y las pérdidas a través de los gases de desecho o por combustión incompleta y otros factores que influyen en el alto consumo de gas natural. Actuar sobre estos factores contribuirá en el incremento de la eficiencia térmica de la planta.

En virtud de lo antes expuesto, se pretende determinar la eficiencia térmica de la planta, así como evaluar la operación de los equipos de transferencia de calor (calderas y calcinadores) y el consumo de vapor en la planta.

Objetivos

General

Realizar una evaluación de la eficiencia térmica de la planta de CVG Bauxilum, para la determinación de las causas que originen el aumento progresivo del consumo de energía en la producción de alúmina (Bayer), para el período de enero de 2006 hasta marzo 2007.

Específicos

1. Identificar las áreas de consumo de gas natural y las áreas consumidoras de vapor.
2. Actualizar los balances de masa y energía en las áreas consumidoras de vapor para determinar el consumo específico de vapor en la planta desde enero 2006 hasta marzo 2007.
3. Calcular el consumo de gas individual de cada caldera y calcinador, a partir de la producción de vapor, aplicando balance de masa y energía.
4. Determinar el consumo específico de energía en las calderas, los calcinadores y la planta desde enero 2006 hasta marzo 2007.
5. Determinar las pérdidas de energía en las áreas de estudio.
6. Determinar la eficiencia térmica de las calderas, los calcinadores y la planta desde enero 2006 hasta marzo de 2007.
7. Proponer acciones correctivas específicas para mejorar la eficiencia térmica de la planta.

Antecedentes

El gas natural es suministrado por PDVSA Gas a la planta operadora de alúmina CVG Bauxilum, empresa con la cual se ha desarrollado un vínculo técnico-comercial que ha brindado resultados satisfactorios por más de 20 años. El gas natural es transportado por medio de las tuberías, desde la localidad de Anaco (Edo. Anzoátegui) hasta una subestación de distribución ubicada dentro de la planta denominada como área de manejo de gas (A-87).

La presencia de parafinas en el gas alimentado ha causado taponamiento a los medidores de flujo instalados en cada uno de los equipos de combustión en la planta, disminuyendo la confiabilidad de las lecturas. PDVSA está realizando trabajos para solventar esta situación, entre los cuales se cuenta; la instalación de un separador de mayor capacidad en la estación de Punta Cuchilla, la culminación de la instalación de un nuevo separador con mayor capacidad en la planta Bauxilum y las limpiezas del mismo se hacen de manera periódica. Sin embargo, al existir este problema interno de instrumentación, la medición de caudales de gas natural; y por ende la facturación de los consumos mensuales, se hace sólo con los medidores de la empresa proveedora. De esta manera los certificados de calidad del gas natural suministrado son reportados por PDVSA al final de un período de 30 días de servicio, generando ciertos inconvenientes al realizar los cálculos para los consumos diarios de combustible en la planta.

En lo que respecta a eficiencia de combustión en los generadores de vapor y en los calcinadores se puede hacer referencia a los trabajos realizados en 1999 por la compañía privada Actividades Ambientales Atmosféricas C.A., donde se logró evaluar las emisiones de los gases de chimenea de estos equipos.

La ingeniero Hildamar Ortiz (2002) enfocó su trabajo especial de grado en la determinación del consumo específico de gas natural (GN) en la planta operadora de

I. Antecedentes

alúmina CVG Bauxilum, a partir de los consumos del área de Generación de vapor (Calderas BL-61-1/2/3/101) y en el área de calcinación (calcinadores BU-45-1/2/101/102). En este estudio se determinó el consumo específico teórico de GN en la planta de 228,5 Nm³ de GN/ t alúmina calcinada. En las calderas, el consumo específico teórico determinado fue de 61,26 Nm³ de GN/ t vapor, y en los calcinadores, se registró un consumo de energía de 611,17 Mkal/t alúmina calcinada, valores que fueron medidos a 1 atm y 0 °C y evaluados para un poder calorífico promedio inferior (PCI) de 9128,11 kcal/ m³.

El ingeniero José Placid (2006) determinó a través de su trabajo de grado, el consumo de vapor vivo para una producción de 3 millones de toneladas de alúmina anuales en la planta CVG Bauxilum, registrándose un valor de 845 t/h de consumo de vapor vivo en la planta, destacándose las etapas de Digestión y Evaporación por presentar mayor porcentaje de consumo, reportándose porcentajes de 46,47 y 21,67 % respectivamente del total de consumo de vapor en la planta.

II. Generalidades de la Empresa

CAPÍTULO II

GENERALIDADES DE LA EMPRESA

La Operadora de Alúmina

La Operadora de Alúmina cuyo objetivo es transformar la bauxita procedente de Los Pijiguaos, por medio del Proceso Bayer, en alúmina en grado metalúrgico, inició oficialmente sus operaciones el 24 de abril de 1983. Su capacidad instalada inicialmente fue de 1.300.000 TM al año y en 1992, mediante la implementación del plan de ampliación, fue aumentada su capacidad a 2 millones de TM al año.

La bauxita y la alúmina constituyen la principal materia prima para la obtención de aluminio primario. Tanto las ventas de bauxita como de alúmina se dirigen fundamentalmente al mercado nacional, básicamente para alimentar a las empresas Alcasa y Venalum, productoras de Aluminio, destinándose un porcentaje de la producción al mercado internacional.

Política de Calidad

Fomentar el desarrollo, la participación del recurso humano y el mejoramiento continuo, en los procesos de explotación de bauxita y producción de alúmina, cumpliendo con las normas de calidad, ambiente y seguridad, para satisfacer los requerimientos y expectativas de sus clientes, con altos niveles de rentabilidad y competitividad.

II. Generalidades de la Empresa

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.

Visión de la Empresa

Constituirse 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.

Ubicación de la Empresa

La planta operadora de alúmina de CVG Bauxilum se encuentra ubicada al sur oriente del país en la zona industrial Matanzas, parcela 523-01-02, en Ciudad Guayana, estado Bolívar. Sobre el margen del río Orinoco, las referencias son: a 350 km del Océano Atlántico y a 17 km de su confluencia con el río Caroní.

La planta operadora de bauxita de CVG Bauxilum está localizada al suroeste del estado Bolívar, en el campamento Los Pijiguaos. Específicamente a 520 km de distancia de Puerto Ordaz medido en línea recta. En La figura 1 se puede observar la ubicación de las plantas operadora de bauxita y alúmina de CVG Bauxilum.

II. Generalidades de la Empresa



Figura 1. Ubicación geográfica de la empresa CVG Bauxilum

Proceso Productivo

El proceso Bayer se desarrolló en 1880 por el austriaco Karl Joseph Bayer. Este proceso está basado esencialmente en la diversidad de solubilidad de los hidratos de alúmina en las soluciones de soda cáustica. Los dos puntos esenciales del proceso Bayer son:

- Disolución de la alúmina de la bauxita a altas temperaturas en una solución de soda cáustica concentrada bajo presión.
- Separación de residuos insolubles y la precipitación de la alúmina presente en la solución.

La precipitación parcial de la alúmina en solución se hace posible mediante el descenso de la temperatura de la solución de aluminato de sodio. Esta precipitación o descomposición es lenta y debe ser llevada a cabo mediante la adición de alúmina fabricada anteriormente. En tal sentido, el proceso productivo presenta como requerimientos básicos de materia prima, la bauxita y el hidróxido de sodio, y entre los principales insumos, la lechada de cal, floculantes, entiespumante, ácido sulfúrico,

II. Generalidades de la Empresa

ácido clorhídrico, inhibidores y vapor de agua para obtener como único producto el óxido de aluminio (Al_2O_3) de alta pureza química, conocido comercialmente como alúmina.

El proceso está dividido básicamente en tres grandes áreas: manejo de materiales, lado rojo y lado blanco.

Manejo de materiales

El área de manejo de materiales está conformada por los equipos que permiten el manejo de la bauxita y soda cáustica, y la exportación del producto final. La planta cuenta con unidades para el apilado y recuperación de la bauxita. Además cuenta con dos silos adicionales de bauxita (un almacén cubierto de 220.000 t y una pila abierta de 280.000 t) y un silo de alúmina con una capacidad de 150.000 t.

Lado Rojo

En el lado rojo se encuentran las áreas que procesan material, que debido a su alto contenido férrico, presenta una coloración rojiza característica. En esta sección se realizan un conjunto de procesos químicos que permiten la purificación de la alúmina. Entre ellos se tienen: trituración y molienda (A-32), predesilicación (A-31), digestión (A-33), desarenado (A-34), clarificación y lavado (A-35), caustificación de carbonatos (A-36) y filtración de seguridad (A-38). En la figura 23 de la sección de apéndices, se presenta un esquema representativo del proceso llevado a cabo en Lado Rojo.

Lado Blanco

En el lado blanco se tienen las áreas que manejan suspensiones ricas en aluminato y abarca los procesos de precipitación de la alúmina, así como su respectiva calcinación para obtener alúmina de grado metalúrgico. En tal sentido, lado blanco cuenta con los

II. Generalidades de la Empresa

siguientes procesos químicos: enfriamiento por expansión instantánea (A-39), precipitación (A-41), clasificación de hidratos (A-42), lavado de oxalato (A-55), filtración de semilla gruesa (A-58), filtración de producto (A-44) y calcinación (A-45). En la figura 24 de la sección de apéndices, se presenta un esquema representativo del proceso llevado a cabo en Lado Blanco.

Descripción de las áreas consumidoras de gas natural

Calcinación (área 45)

Esta área tiene el propósito de producir alúmina de calidad metalúrgica a partir de trihidrato de aluminio filtrado, usando un sistema de combustión y fluidización del sólido con aire.

El trihidrato de aluminio es alimentado a cada calcinador a través de un chuto que descarga mediante unos tornillos al secador Venturi I, donde ocurre la primera etapa de secado. En el venturi I, los sólidos son fluidizados por los gases de desechos procedentes de la segunda etapa de secado, el calor contenido en el gas de desecho (400 °C) evapora toda la humedad superficial y parte del agua molecular. El hidrato presecado es transportado al precipitador electrostático donde se lleva a cabo la separación, saliendo los gases de desechos libres de polvo por la chimenea.

Posteriormente, el hidrato es elevado neumáticamente hacia el segundo secador Venturi. La mezcla gas-sólido pasa seguidamente al ciclón I donde se separa nuevamente en corrientes de gas y sólido. La alúmina parcialmente calcinada se descarga por la sección inferior del ciclón I hacia el calcinador de lecho fluidizado donde el calor necesario es generado por la combustión directa del gas natural.

Estación generadora de vapor (área 61)

El agua tratada proveniente del área 66 y el condensado puro (CPU), llega a los recibidores de condensado donde es precalentado hasta aproximadamente 100 °C por la inyección de vapor vivo. Posteriormente es enviada a los desareadores para incrementar la temperatura hasta 140 °C para desoxigenar el agua. A través de las bombas de agua de alimentación se desplaza el fluido a 39 bar de presión manométrica, al domo superior o tambor de vapor, donde está contenida la mezcla líquido – vapor, desde allí baja por gravedad al domo inferior o tambor de lodos mediante un banco de tubos, donde es diversificada a las paredes de la caldera y los tubos evaporativos. Luego el agua en forma de vapor saturado se dirige al domo superior nuevamente, este vapor saturado de aproximadamente 224 °C se envía al sobrecalentador primario, luego al secundario y por último al sobrecalentador principal donde se calienta hasta 250 °C, de allí pasa a dos cabezales de presión uno de media (14 bar) para el área 33 y 36, y el otro de baja (8 bar) para el resto de las áreas.

III. Marco Teórico

CAPÍTULO III

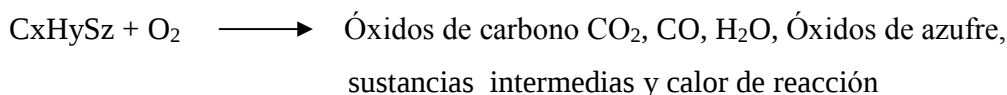
MARCO TEÓRICO

Combustión

La combustión es una reacción química de oxidación donde los átomos principalmente de carbono e hidrógeno, provenientes del combustible, se combinan con los átomos de oxígeno del aire, generando gran cantidad de energía; este proceso permite la conversión de la energía química contenida en los combustibles en energía calorífica, la cual se transmite al agua que alimenta a las calderas para generar vapor.

Reacción típica de los combustibles

La reacción de combustión se caracteriza por ser altamente exotérmica, de aquí que el calor liberado pueda ser utilizado como energía calorífica para llevar a cabo numerosos procesos de transferencia de calor. A continuación se presenta la reacción general de combustión.



Procesos de combustión teóricos y reales

Un proceso de combustión es completo si todo el carbono en el combustible se transforma en CO_2 , todo el hidrógeno se transforma en H_2O y todo el azufre (si lo hay) se transforma en SO_2 . Todos los componentes del combustible se queman por completo durante un proceso de combustión completa. En sentido inverso, un proceso de combustión es incompleto si los productos de la combustión contienen algo de combustible o componentes no quemados, como C , H_2 y CO .

La predicción de la composición de los productos es relativamente fácil cuando se supone que el proceso de combustión será completo y que se conocen las cantidades exactas de combustible y aire utilizados, Todo lo que se necesita en este caso es

aplicar el principio de conservación de masa a cada elemento que aparece en la ecuación de la combustión, sin necesidad de tomar otras medidas. Sin embargo, cuando se trata con procesos de combustión real, es difícil que estos procesos sean completos. Por tanto es imposible predecir la composición de los productos con base sólo en el balance de masa. Por ello la única opción es medir directamente la cantidad de cada componente en los productos.

Para analizar la composición de los gases de combustión se emplea un dispositivo conocido como analizador de gases Orsat. En este dispositivo se recoge una muestra de los gases de combustión y se enfría a temperatura y presión ambiente, en cuyo punto se mide el volumen. Después la muestra se pone en contacto con un compuesto químico que absorbe el CO_2 . Los gases restantes se vuelven a llevar a la temperatura y presión ambiente, y se mide el nuevo volumen que ocupan. La proporción entre la reducción del volumen y el volumen original es la fracción de volumen de CO_2 , que es equivalente a la fracción molar si se supone comportamiento de gas ideal. (Cengel y Boles, 2003).

Eficiencia de la Combustión

La eficiencia de combustión es una medida de la efectividad con que el contenido de calor del combustible se convierte en calor utilizable. Los combustibles que no son quemados representan una disminución de la eficiencia de combustión. El contenido de CO en los gases, significa una combustión ineficiente.

Calor disponible

Los productos de combustión poseen una energía térmica de acuerdo a su temperatura. Esta energía o calor disponible Q_{disp} , entendido como la cantidad de energía que puede ser convertida en energía útil, es tanto mayor, entre más fríos salen los gases de combustión del proceso de calentamiento de una carga, lo que indica un aprovechamiento notable de la energía térmica (Herbert, 1978). El calor disponible está definido como:

$$Q_{disp} = F_{GN} * PCS - Q_{gases} \quad (Ec. 1)$$

Donde:

F_{GN} : Flujo de gas natural (kg/h).

PCS: es el poder calorífico superior del combustible (kcal/kg).

Q_{gases} : es la energía contenida en los gases de combustión, igual a la entalpía de productos a la temperatura de interés $H_{prod@T}$ menos la entalpía de los productos a 298,15 K, $H_{prod@298,15}$ (kcal/h).

En la figura 25 de la sección de apéndices, se muestra la relación que tiene el porcentaje de exceso de aire en el quemador y la temperatura de los gases de combustión sobre el calor disponible del proceso de calentamiento. (Herbert, 1978)

El Vapor y los generadores de vapor

El vapor de agua es un fluido de servicio muy común en la industria, que se utiliza para proporcionar energía térmica a los procesos de transformación de materiales a productos, por lo que la eficiencia del sistema para generarlo, la distribución adecuada y el control de su consumo, tendrán un gran impacto en la eficiencia total de la planta. Esta situación se refleja en los costos de producción del vapor y, en consecuencia, en la competitividad y sustentabilidad de la empresa.

El requerimiento energético demandado por la industria lo conforman principalmente los sistemas de combustión directa, como son los calentadores a fuego directo y calderas, donde estas últimas se utilizan para la generación de vapor, el cual se requiere para suministrar trabajo mecánico y calor a los procesos. (Conae, 2000)

Un generador de vapor se puede definir como un equipo de transferencia de calor donde los gases de combustión transfieren calor, a través de tubos, al agua que se alimenta a la caldera, produciendo finalmente vapor a presión. (Cater, 1998).

Sistema de distribución del vapor y sistema de retorno de condensados.

El sistema de distribución de vapor está conformado por una serie de tubos denominados "cabezales y ramales de vapor", que permite llevar el vapor a los puntos donde el proceso lo requiere, con la calidad y en la cantidad demandada.

El sistema de retorno de condensado está conformado por una serie de tubos denominados "cabezales y ramales de condensado", que regresan parte del agua que se ha condensado en el proceso. Esta agua, de gran valor por su pureza, se retorna al sistema de generación de vapor con un previo tratamiento. La instalación de este sistema permite recuperar la mayor cantidad posible de condensados.

En la figura N° 2 se presenta un esquema de un sistema de generación de vapor, donde el agua es el fluido utilizado como vehículo de la energía (Armstrong, 1998).

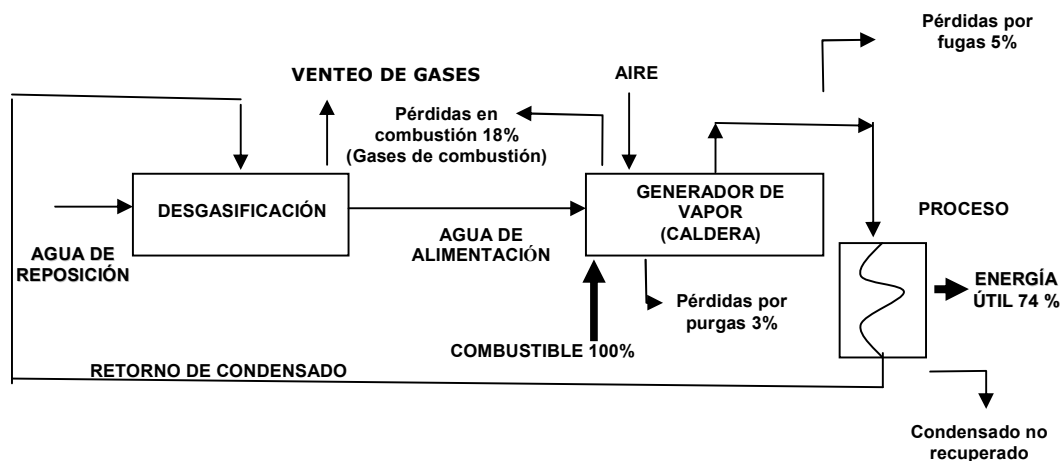


Figura 2. Esquema Simple de un Sistema de Generación de Vapor.

Calderas

Las calderas son generadores de vapor o agua caliente a presiones y/o temperaturas superiores a las atmosféricas. El vapor o agua caliente se produce mediante la transferencia de calor del proceso de combustión que ocurre en el interior de la caldera, elevando de esta manera, su presión y temperatura. (Distral, 1985)

Clasificación de las calderas industriales:

Existen diversas formas de clasificar estos equipos, entre las más usuales se encuentra, calderas que operan a baja presión (300 psig o menos), calderas de presión media (hasta 600 psig) y calderas de alta presión (mayores a 600 psig). Con respecto a la circulación del agua, solo existen dos posibles zonas por donde puede circular el agua en una caldera: por fuera de los tubos (pirotubulares) y por dentro de los tubos (acuotubulares).

- **Calderas Pirotubulares:** en estas calderas, los gases de combustión son obligados a pasar por el interior de unos tubos, que se encuentran sumergidos en la masa de agua. Todo el conjunto, agua y tubo de gases, se encuentra rodeado por una carcasa exterior. Los gases calientes, al circular por los tubos, ceden calor, el cual se transmite a través de los tubos, y posteriormente al agua. La presión de trabajo normalmente no excede los 250 psig, ya que a presiones más altas obligaría a espesores de carcasa demasiados grandes. Su producción de vapor máxima se encuentra alrededor de 25 t/h. (Shields, 1986). En las figuras 26 y 27 de la sección de apéndices se muestran algunas calderas pirotubulares.

- **Calderas Acuotubulares:** en estas calderas los gases de combustión circulan por la parte externa de los tubos, mientras que por su interior lo hace el agua. Estas calderas tienen un gran espectro de producción de vapor, la cual puede variar desde una pequeña producción, en calderas compactas, hasta las grandes producciones de 1000 t/h y presiones hasta 2.000 psig, como es el caso de las centrales termoeléctricas. (Conae, 2000). En las figuras 28, 29 y 30 de la sección de apéndices se muestran equipos de calderas acuotubulares.

Principales partes de las Calderas

El agua de alimentación pasa inicialmente por un intercambiador de calor cuyo objetivo es el precalentamiento de dicha agua antes de que ésta entre en el economizador.

(a) Economizadores: Son una serie de tubos que se colocan en el camino de los gases de escape y a través de los cuales se hacen pasar el agua de alimentación que surtirá el tambor de la caldera. En el economizador, el agua se sigue calentando, aunque sin llegar a vaporizarse, utilizando ahora los gases generados en la reacción de combustión como fluido calefactor.

(b) Tambores de Vapor y de Agua: Después del economizador el agua llega al tambor superior (también llamado tambor de vapor), y desde allí, mediante los tubos bajantes accede al tambor inferior (o tambor de agua), desde donde se reparte entre los distintos circuitos de evaporación de agua, situados en la cámara de combustión y el banco de convección.

El agua, al ascender por los tubos (por circulación natural) se va vaporizando en parte, formando una mezcla de vapor y agua que llega de nuevo al tambor superior. Este tambor dispone de un sistema de separadores ciclónicos para recoger el agua que puede ser arrastrada por el vapor.

(c) Quemadores: el quemador es el elemento encargado de producir la llama, transformando la energía química del combustible en calor. En este equipo, el aire y el combustible se mezclan y se remiten a la zona destinada para la combustión, entregando estos componentes por separados o previamente mezclados. Algunas de las funciones del quemador son: entregar aire y combustible a la cámara de combustión, dar dirección a la llama, suministrar

una fuente continua de ignición, ubicar un punto de retención de la llama y atomizar el combustible (para combustibles líquidos). (Rendón, 2000).

(d) Hogares: El hogar es la cámara donde se lleva a cabo la reacción entre el combustible (en este caso, gas natural) y el comburente (el aire). La cámara confina el producto de la combustión y puede resistir las altas temperaturas que se presentan y las presiones que se utilizan. Sus dimensiones y geometría se adaptan a la velocidad de liberación del calor, el tipo de combustible y al método de combustión, de tal manera que se haga lo posible por tener una combustión completa y se proporcione un medio apropiado para eliminar la ceniza.

(e) Sobrecalentadores y recalentadores: El vapor que sale del tambor superior llega a la sección de sobrecalentamiento, formada por dos intercambiadores de calor, separados por un atemperador, se utilizan los gases de escape como medio calefactor. Al salir del sobrecalentador secundario, el vapor llega a un colector desde donde ya pasa al proceso.

(f) Equipos auxiliares: existen ventiladores de tiro forzado (suministran aire a presión) y ventiladores de tiro inducido (extraen los gases de combustión a la chimenea). (Barroso, 2000).

Eficiencia Térmica de las Calderas

La eficiencia térmica de una caldera puede definirse como el porcentaje de la energía del combustible (carbón, gas y petróleo) que se convierte en energía calorífica para generar el vapor. La eficiencia energética es un factor clave en la operación de una caldera; pues influye directamente en el consumo de combustible y en el nivel de emisiones de CO₂ que generan durante su funcionamiento. En la figura 31 de la sección de apéndices se muestra un balance de energía típico de una caldera. (MIP, 2000).

A continuación se hace una explicación de la metodología usada para la determinación de la Eficiencia Térmica de las calderas de vapor. La Eficiencia Térmica puede medirse siguiendo dos métodos distintos: el **método de entrada y salida** o método directo (CONAE, 2000) y el método de **balance de energía** o método indirecto (ASME PTC 4- 1998).

(a) **Método de Entrada y Salida:** el balance de energía de una caldera puede dividirse en la entrada de energía como suministro de combustible, la salida de energía como producción de vapor y pérdidas (ver la figura 31 en la sección de apéndices). En el método de entrada y salida, se determina el suministro de combustible y la producción de vapor y se calcula la eficiencia energética dividiendo la energía en la salida de vapor entre la energía suministrada por el combustible.

(b) **Método del Balance de Energía:** determina la Eficiencia Térmica de manera indirecta a través de la medición de las diversas pérdidas de energía. La eficiencia energética se calcula restando las diversas pérdidas del 100%.

Análisis de las pérdidas y ahorro de Energía

Las acciones que aumentan la eficiencia térmica de los procesos químicos, contribuyen sensiblemente a la reducción de las pérdidas de energía, como por ejemplo, la energía desechada en los gases de combustión; en cuyo caso, una de las acciones que se debe considerar es la utilización de sistemas de recuperación de calor. Por otro lado, también se deben evitar los excesivos consumos de energía, que son ocasionados por: un mal funcionamiento de la caldera, los desperdicios de vapor dentro del sistema de distribución hacia el proceso, y un mal aprovechamiento de la energía por un uso inadecuado.

Si se cuenta con un sistema térmicamente eficiente, se pueden lograr objetivos de producción, empleando una menor cantidad de energía y mejorando la productividad de la empresa. A continuación se especificarán algunos puntos que se deben considerar en un análisis de pérdidas de energía en los equipos de transferencia de calor:

- ***Presión constante y adecuada del gas de suministro a los quemadores***

Las variaciones de presión del gas de suministro a los quemadores tienen su origen en la presión del suministro general, es decir, de la válvula de control de presión de la caldera, pero también pueden deberse a defectos o suciedad en el regulador de presión del gas a la entrada de los quemadores. Para ello se recomienda:

- (a) Verificar la operación correcta de la válvula que regula el flujo de gas, para asegurar que responda a las señales provenientes de los controles.
- (b) Comprobar que la presión del gas en la boquilla (tobera) sea la correcta; esto se verifica a través de la medición de presión en los manómetros indicadores locales.(Distral, 1985)

- ***Suministro del aire adecuado para la combustión***

El exceso de aire se define como la cantidad de éste que es suministrada al quemador, más allá de la requerida teóricamente (por estequiometría), para asegurar una combustión completa. Las infiltraciones de aire dentro de la cámara de combustión traen como consecuencia, el tener un aire adicional que interferirá con la eficiencia del proceso de combustión. Un nivel excesivo de aire significa pérdidas adicionales de energía, disminución de la temperatura de los gases de chimenea y reducción de la eficiencia de la caldera. (Conae, 2000). La tabla 5 de la sección de apéndices, se muestra algunos porcentajes de exceso de aire recomendados según el tipo de combustible. Las pérdidas de energía por aire en exceso se elevan con menor rapidez

que cuando existe combustible no quemado. En la figura 3 se hace referencia a una zona de eficiencia máxima de combustión, donde la suma de pérdidas está en un mínimo. (Perry, 1996).

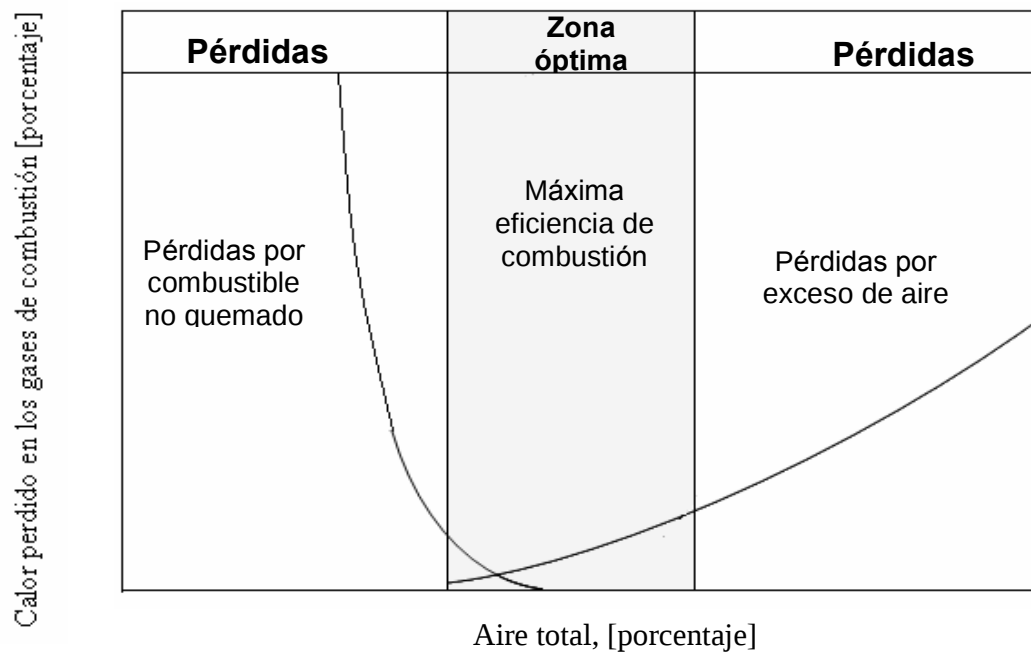


Figura 3. Zona de máxima eficiencia de combustión

- *Asegurar la operación adecuada de los quemadores*

Mantener limpias las boquillas de los quemadores. La limpieza de éstas es esencial para obtener una forma adecuada de la flama. La acumulación de hollín ocurre muy frecuentemente cuando se queman combustibles líquidos. El deterioro de la forma de la flama puede ser indicador de que las boquillas están sucias y deben ser limpiadas. (Conae, 2000)

- **Tratamiento del agua**

Las impurezas contenidas en el agua que van hacia un proceso industrial o equipo, como calderas, torres de enfriamiento, entre otros; son causa de diferentes y graves problemas que conllevan frecuentemente a paradas de plantas no programadas con sus respectivas pérdidas de producción y gastos de mantenimiento. Es recomendable dar diversos tratamientos al agua antes de introducirla al sistema de generación y distribución de vapor. Se citan los más importantes:

En el agua cruda, que forma parte de la alimentación a la caldera, deben eliminarse los sólidos en suspensión, reducir “la dureza” (provocada por las sales de calcio, magnesio y silicio) y eliminar otras impurezas solubles. Además, se debe aplicar productos químicos, para eliminar el oxígeno disuelto en el agua y controlar su grado de acidez. Gran parte del oxígeno contenido en el agua alimentada a la caldera, es eliminado en el desaereador. Sin embargo, pequeñas cantidades de trazas de éste aún se encontrarán en el agua, causando la corrosión en el metal de la caldera. Para prevenir esto, un secuestrante de oxígeno debe ser adicionado al agua, como las sales de sulfito, de preferencia en el tanque de almacenamiento del desaereador. Otra forma de reducir la corrosión en la caldera es controlando el “pH” (grado de acidez) en el agua, mediante la adición de químicos. En la tabla 6 de la sección de apéndices, se muestran algunos valores recomendados para los parámetros de calidad del agua a calderas. (Lipesa, 1998)

- **Pérdidas de calor.**

Las mayores pérdidas de energía en una caldera convencional se producen a través de los gases que salen de la chimenea, por radiación o por purgas de vapor; es importante evitar estas pérdidas, ya que en el peor de los casos, pueden representar hasta un 30 % del calor suministrado por el combustible. La cantidad de calor perdido depende de la temperatura y del volumen de gas que sale de la caldera. En la figura 4

se muestra la dependencia de las pérdidas de energía en función de la temperatura del gas y del porcentaje del volumen de oxígeno en exceso. Por lo tanto, al reducir cualquiera de estos parámetros disminuirá la cantidad de calor perdido. (Branan, 2000). En la figura 32 de la sección de apéndices, se muestra la dependencia directa entre el calor de los gases de desecho y la temperatura de los mismos, y en la figura 33 se presenta una manera sencilla de estimar el flujo másico de los gases de combustión como función del porcentaje de exceso de aire.

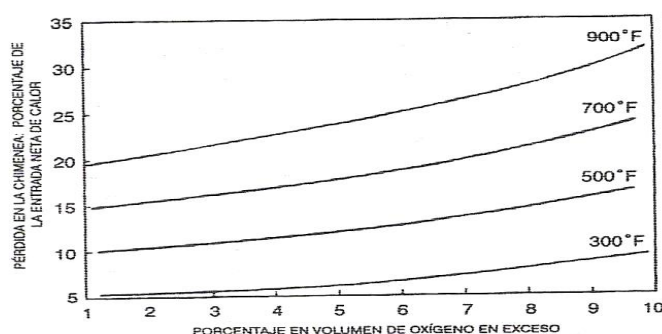


Figura 4. Pérdidas en chimenea como función del oxígeno en exceso y la temperatura en ella. (Branan, 2000).

Asimismo, es necesario evitar las pérdidas por radiación, así como las purgas innecesarias. Estas son algunas recomendaciones al respecto:

- (a) **Evitar pérdidas por radiación:** Es inevitable que una parte del calor de la combustión escape a través de las paredes del hogar (o de la caldera) sin que sea absorbido por el agua. Sin embargo, estas pérdidas de calor por radiación pueden ser controladas, por lo que se recomienda: aislar adecuadamente las paredes del hogar y de la caldera en general, dar un adecuado mantenimiento a las capas del aislamiento y mantener en buen estado el refractario. Una caldera aislada adecuadamente tendrá, a plena carga, pérdidas de calor que no superan el 3%. (Branan, 2000). En la tabla 1 se muestra que entre mayor sea la capacidad de la caldera, menor deberá ser el porcentaje de pérdidas por radiación.

Tabla 1. Pérdidas por radiación en calderas.

Tamaño de la Caldera	Pérdida por radiación (%)
900.000 kg vapor / hora	0,5
45.500 kg vapor / hora	0,7
23.000 kg vapor / hora	0,9
9.000 kg vapor / hora	1,0
Menores a 9.000 kg vapor / hora	1,1 a 3,0

Fuente: CIBO, Energy efficiency Handbook.

(b) **Evitar purgas innecesarias:** la purga (extracción de agua) en la caldera, es necesaria para eliminar los sólidos disueltos en el líquido, pero debido a que esta porción del agua de alimentación a las calderas ya absorbió calor, una purga excesiva daría como resultado una pérdida de energía. Las impurezas normalmente encontradas en el agua en forma disuelta o suspendida, se van acumulando (concentrando) a medida que se genera vapor (quedan dentro de la caldera). Esta excesiva cantidad de sólidos en la misma, genera problemas no deseados de corrosión e incrustación, por lo cual es necesario removerlos o reducirlos hasta un nivel de concentración aceptable y que no afecte al sistema generador de vapor. Los sólidos se hacen menos solubles a altas temperaturas, tienden a depositarse en las superficies de calentamiento; los depósitos tienen un bajo valor de transferencia de calor, lo que resulta en una baja eficiencia, causando sobrecalentamiento de los tubos. (CONAE, 2002).

Si se cuenta con los datos de conductividad de los sólidos de cada una de estas corrientes, se realiza un balance de compuestos contaminantes de los que resulta que el porcentaje de purga continua en la caldera viene dado según la ecuación:

$$(\%Purga) = \frac{[C_{AA}] - [C_{VAPOR}]}{[C_{INTERNA}] - [C_{AA}]} \quad (\text{Ec. 2})$$

Donde:

$[C_{AA}]$: Conductividad de agua de alimentación (μS).

$[C_{VAPOR}]$: Conductividad del vapor (μS).

$[C_{INTERNA}]$: Conductividad del agua interna de la caldera (μS).

Relación entre los ciclos de concentración y la purga: los ciclos de concentración son una medida del porcentaje de purga que se le debe realizar a la caldera; resulta de la división de la concentración de algún componente químico en la purga de la caldera, entre la concentración de ese mismo componente en la alimentación a la caldera. Los límites se fijan para ayudar a asegurar un vapor de buena calidad (por ejemplo, la limitación del sílice en el vapor es hasta 0.02-0.03 ppm.), la purga normalmente se basa en el más estricto de éstos parámetros (Lipesa, 1998).

$$Cc = \frac{Cp}{Ca} \quad (\text{Ec. 3})$$

Donde:

Cc : Ciclo de operación (adim).

Cp : Concentración del parámetro en purga (ppm).

Ca : Concentración del parámetro en alimentación (ppm).

Los fabricantes recomiendan un rango de ciclos de concentración entre 5 y 10 ciclos, para garantizar una operación dentro de los parámetros establecidos. (Conae, 2000).

Calcinadores

Horno de lecho fluidizado y su operación

Equipo de intercambio de calor cuya ventaja principal es la ausencia de superficies de transferencia de calor en la zona de combustión. Los gases que se obtienen de esta combustión, permiten intercambiar calor de manera directa con la carga a calentar, al mismo tiempo que ayuda al transporte o fluidización de dicha carga.

El lecho fluidizado se expande hacia arriba y por ende la concentración de sólidos en la parte superior del mismo es más baja. Los gases calientes con esta baja concentración de sólidos entran al ciclón de reciclo en el cual se produce la separación de los sólidos. La alúmina calcinada separada en el ciclón pasa a través de la celda de sello que tiene forma de “U” y entra de nuevo al horno de lecho fluidizado. De esta manera los sólidos son recirculados a través de la etapa completa de calcinación que consta del horno de lecho fluidizado, el ciclón de reciclo y la celda de sello, logrando que tanto la temperatura de la alúmina como la de los gases sean bastante uniformes. (Lurgi, 1980).

Factores que afectan la eficiencia térmica de los calcinadores

La disminución de la eficiencia térmica en los calcinadores se debe básicamente a pérdidas de calor por falta de aislamiento térmico de las tuberías, equipos y dispositivos, por el desperdicio de energía contenida en los efluentes gaseosos, y debido a los procesos de combustión incompleta, en cuyo caso, se mencionan algunas causas de esta deficiencia térmica:

- Problemas de operación y mantenimiento del sistema de alimentación de combustible.
- Combustión incompleta por insuficiente porcentaje de exceso de aire.

- Defectos o suciedad en el regulador de presión del gas a la entrada de los quemadores. (Distral 1985)

Entre algunas recomendaciones generales para el uso eficiente de la energía se puede mencionar la operación y el mantenimiento adecuado de los equipos de transferencia de calor, así como la recuperación de calor en las diversas áreas del proceso. (Conae, 2000).

IV. Marco Metodológico

CAPÍTULO IV MARCO METODOLÓGICO

Generalidades del marco metodológico

El marco metodológico se encuentra dividido básicamente en cinco secciones:

- 1.- Determinación del consumo específico de energía en las calderas, así como las pérdidas existentes en dicha área y su eficiencia térmica.
- 2.- Determinación de las pérdidas de energía, la eficiencia térmica y el consumo específico de energía en cada uno de los calcinadores.
- 3.- Cálculo del consumo de vapor vivo en la planta.
- 4.- Cálculo de la Eficiencia Térmica de la planta.
- 5.- Finalmente se realizó un análisis causa- raíz con fines de identificar alternativas que permitan mejorar la eficiencia térmica de las calderas y los calcinadores.

En primer lugar, se estudió el proceso de producción de alúmina (Bayer) para conocer los objetivos, el funcionamiento y los requerimientos energéticos de cada una de las áreas de la planta. Posteriormente, se identificó las áreas consumidoras y generadoras de vapor y se revisó la información necesaria (diagramas de flujos y circuito de vapor con sus respectivas corrientes de agua de reposición).

Seguidamente, se identificó y se recolectó los datos de las variables de proceso (temperatura, presión y flujos) referidos a los valores reales de las corrientes en el período de estudio, las cuales fueron tomadas utilizando un sistema computarizado denominado TDC-3000 (Honeywell), que reporta cada hora un historial de las condiciones bajo las cuales opera la planta, así como los promedios diarios y semanales de las variables antes mencionadas y los porcentajes de confiabilidad de dicha data. Estadísticamente, se trabajó con valores representativos (promedios mensuales) de cada una de las magnitudes requeridas para el cálculo de la eficiencia

térmica, estos promedios fueron calculados a partir de muestras de (10 -15) valores de promedios diarios, cuyo grado de confiabilidad sea del (95-100) %.

A partir de los datos recolectados y con el balance de masa y energía, se determinó el consumo de vapor y gas natural en las diversas áreas de interés. Además, se cuantificaron las pérdidas de energía en los diversos equipos. Finalmente, se determinó la eficiencia térmica, definida como la relación del consumo de energía en las áreas de estación de vapor y calcinación entre el consumo de energía total en la planta proveniente del combustible. A partir de esta Eficiencia Térmica y de continuas inspecciones en las áreas de trabajo, se propusieron mejoras para minimizar las pérdidas existentes en las diversas áreas y así reducir el consumo de vapor en el proceso. En la figura 5 se muestra el esquema de la metodología empleada:

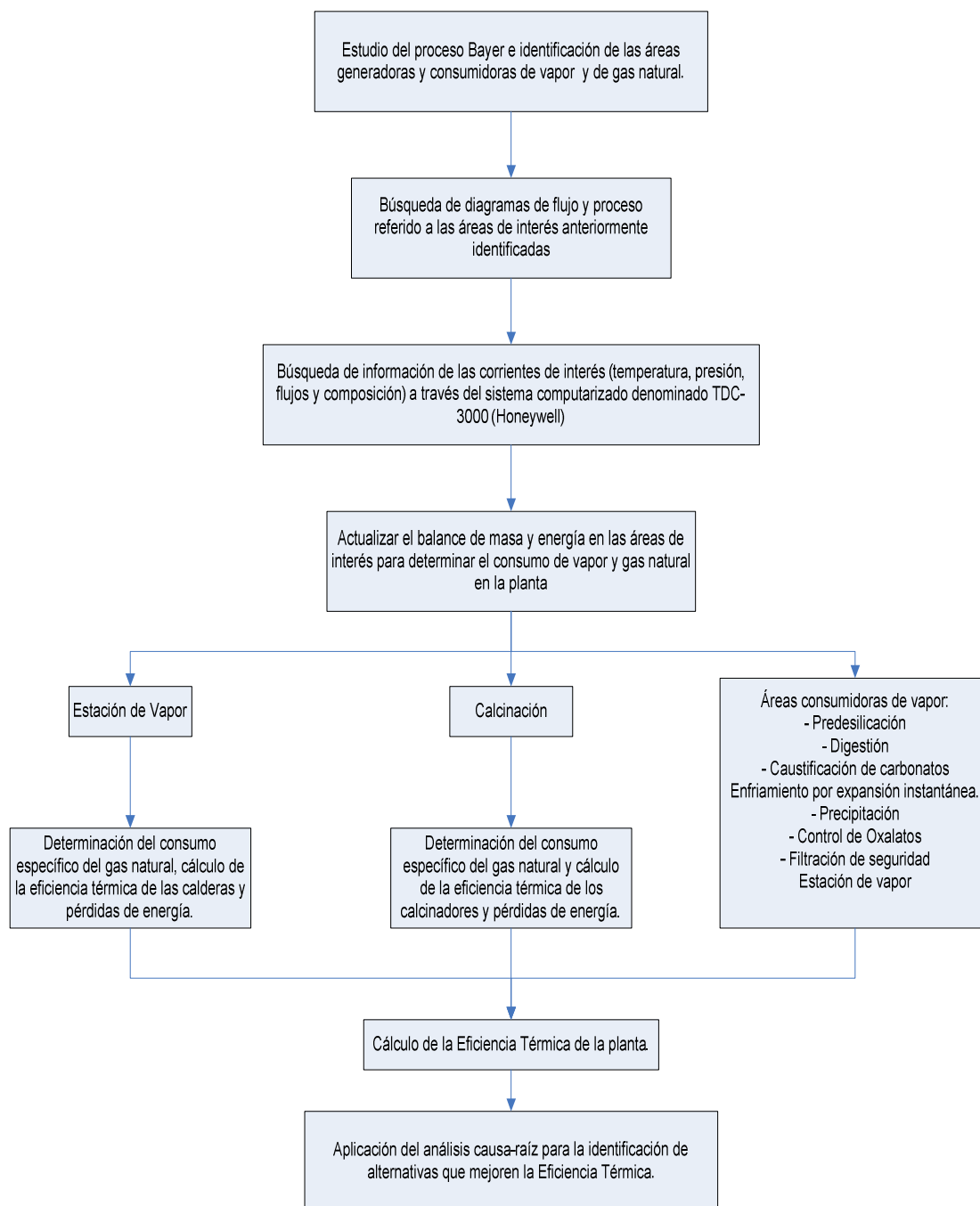


Figura 5. Esquema general de la metodología empleada.

Estudio en el área de Estación de Vapor
(Cálculo del consumo de gas natural, determinación del consumo específico de
energía por unidad másica de vapor producido, cálculo de pérdidas de energía y
eficiencia térmica de cada caldera.)

Consideraciones

- ❖ Las características de diseño, funcionamiento y operación de los generadores de vapor son tomadas de las hojas de especificación suministradas por los fabricantes.
- ❖ Las condiciones de presión, temperatura, composición de la carga son tomadas de los reportes diarios de calderas con el fin de determinar los consumos específicos de energía en cada uno de los equipos.
- ❖ El balance de energía en las calderas está referido a la temperatura de 15,6 °C (60 °F) que corresponde a la temperatura a la que se reporta el poder calorífico neto del gas natural.
- ❖ El consumo específico de gas natural se expresa en m³/t vapor y se presentará bajo condiciones de 1 atm y 0 °C. Esta variable también puede expresarse en función de la producción de alúmina (Nm³ GN/t alúmina calcinada).
- ❖ Los resultados obtenidos por medio de los balances están reportados como los promedios mensuales para cada caldera.
- ❖ La eficiencia térmica de las calderas se calcula por medio del método indirecto o método de las pérdidas.

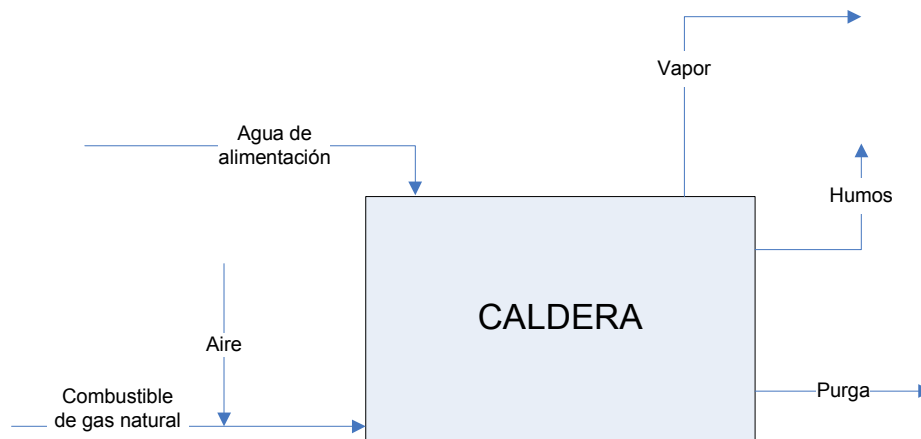


Figura 6. Esquema general de la Caldera (corrientes de entrada y salida).

Balance de masa en las calderas

❖ Sistema agua-vapor

A partir de la figura 6, el balance de materia correspondiente al sistema agua-vapor se expresa de la siguiente manera:

$$F_L = F_V + F_P \quad (\text{Ec. 6})$$

Donde:

F_L : Flujo másico del agua de alimentación (t/h)

F_V : Flujo másico del vapor de agua (t/h).

F_P : Flujo másico de purga continua (t/h).

La masa de purga se calcula como:

$$F_P = \frac{(\%Purga)}{100} * F_L \quad (\text{Ec. 7})$$

Para hallar el porcentaje de purga se utilizó la siguiente expresión:

$$\%Purga = \frac{[C_{AA}] - [C_{VAPOR}]}{[C_{INTERNA}] - [C_{AA}]} * 100 \quad (\text{Ec. 8})$$

De manera que el agua de alimentación de la caldera se calcula como:

$$F_L = \frac{F_V}{\left(1 - \frac{(\%Purga)}{100}\right)} \quad (\text{Ec. 9})$$

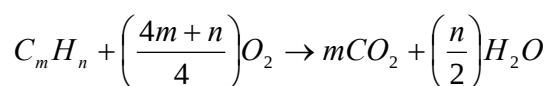
❖ Relación aire-gas natural

En primer lugar se calculó el oxígeno teórico requerido para quemar el gas natural cuya composición química promedio se muestra en la tabla 2:

Tabla 2. Composición química promedio del gas natural suministrado a la planta

Compuestos	%Molar(Yi prom)	n _{O2,teo}
C1	87,253	174,5200
C2	5,280	18,8650
C3	0,700	3,7000
i-C4	0,300	2,0800
n-C4	0,170	1,1050
i-C5	0,060	0,5000
n-C5	0,060	0,5000
C6	0,127	1,1875
CO ₂	5,900	0,0000
N ₂	0,150	0,0000
Total	100	202,458

Para ello, se fijó una base de cálculo de 100 moles de gas natural y se calculó los moles de oxígeno estequiométricamente necesario para quemar los componentes del combustible. A continuación, se presenta la expresión general de la ecuación química de combustión:



Donde:

m: Número de átomos de carbono en el combustible. (adim.)

n: Número de hidrógenos en el combustible. (adim.)

La ecuación química anterior señala que para quemar un mol de combustible se necesitan una cantidad de $(4m+n)/4$ moles de oxígeno. De manera que para $\langle n \rangle$ moles de un combustible, se utilizó la siguiente cantidad de oxígeno:

$$n_{O_2,teo,i} = \left(\frac{4m+n}{4} \right) * n_{CmHn} \quad (\text{Ec. 10})$$

Donde:

$n_{O_2,teo,i}$: Moles de oxígeno requerido para quemar el combustible por medio de la reacción i (moles/h).

La cantidad total de oxígeno teórico se calculó como la sumatoria de los moles de oxígeno requerido para cada una de las reacciones de combustión de cada componente del gas natural.

$$n_{O_2,teo,total} = \sum_i n_{O_2,teo,i} \quad (\text{Ec. 11})$$

Donde:

$n_{O_2,teo,total}$: Moles de oxígeno teóricos totales necesarios para quemar el combustible (moles/h).

Considerando un exceso de oxígeno del 15 % con respecto al teórico, se tiene que la relación de flujo másico de oxígeno entre flujo másico de gas natural viene dado por la siguiente expresión:

$$\frac{F_{aire,e}}{F_{GN,caldera}} = \left(\frac{n_{O_2}}{n_{GN}} \right) \frac{(\%Aire,e/100 + 1) * M_{Aire}}{0,21 * M_{GN}} \quad (\text{Ec. 12})$$

Donde:

$F_{GN,caldera}$: Flujo másico de gas natural hacia las calderas (t/h)

$F_{\text{aire,e}}$: Flujo másico de aire en exceso (t/h)

% Aire, e: Porcentaje de aire en exceso (adim).

$n_{\text{O}_2}/n_{\text{GN}}$: Relación de moles de oxígeno teórico entre moles de gas natural (adim).

M_{Aire} : Peso molecular del aire (kg/kmol).

M_{GN} : Peso molecular del gas natural (kg/kmol).

❖ Relación gases de combustión - gas natural.

En primer lugar se calculó la cantidad de moles producido por la reacción de combustión y los moles de nitrógeno y oxígeno presente en los gases de desecho (dióxido de carbono, agua, oxígeno y nitrógeno básicamente). En la tabla 3 se muestran las cantidades molares y composición másica de cada componente de los gases de combustión para una base de cálculo de 100 moles de gas natural.

Tabla 3. Composición másica y poder calorífico promedio de los gases de combustión

Compuestos	Moles	M (g/mol)	Masa (g)	Yi(peso)	Cp (kcal/kg.°C)	Yi*Cp
CO ₂	109,5	44,0	4818,2	0,107	0,203	0,0218
CO	0,0	28,0	0,0	0,000	0,249	0,0000
SO ₂	0,0	64,1	0,0	0,000	0,149	0,0000
H ₂ O	197,7	18,0	3559,1	0,079	0,445	0,0353
O ₂	30,4	32,0	971,8	0,022	0,219	0,0047
N ₂	1270,0	28,0	35560,5	0,792	0,248	0,1964
Total	1607,6	27,9	44909,6	1	Cp_{prom} (Kcal/Kg.°C)	0,2582

$$\frac{F_{GC}}{F_{GN,caldera}} = \left(\frac{n_{GC}}{n_{GN}} \right) * \frac{M_{GC}}{M_{GN}} \quad (\text{Ec. 13})$$

Donde:

F_{GC}/F_{GN} : Relación másica de los gases de combustión entre el gas natural (adim).

n_{GC}/n_{GN} : Relación de los moles de los gases de combustión entre los moles de gas natural (adim).

M_{GC} : Peso molecular de los gases de combustión (kg/kmol)

Balance de energía en las Calderas

Se consideraron despreciables las pérdidas de energía hacia el ambiente para el sistema en estudio (conjunto de calderas), ya que las mismas cuentan con aislantes de fibra de vidrio en buen estado que minimizan estas pérdidas de calor. En la figura 52 y 53 de la sección de apéndices, se muestran algunos termogramas tomados en el período de estudio y que corroboran el buen estado del material refractario en esta área, por lo que el balance de energía queda expresado de la siguiente manera:

$$F_{GN} * (q_{comb} + h_{aire} + h_{GN}) = \Delta H_{agua} + \Delta H_{vap} + \Delta H_{scal} + \Delta H_{purga} + F_{GN} * h_{GC} \quad (\text{Ec. 14})$$

Donde:

q_{comb} : Calor de combustión del gas natural (MMkcal/t).

h_{aire} : Entalpía del aire a la salida del calentador de aire. (MMkcal/t)

h_{GN} : Entalpía del gas natural a la entrada de la caldera (MMkcal/t)

ΔH_{agua} : Cambio de entalpía para llevar el agua subenfriada a líquido saturado a la presión de la caldera (MMkcal/h)

ΔH_{vap} : Cambio de entalpía para la vaporización (MMkcal/h).

ΔH_{scal} : Cambio de entalpía para el sobrecalentamiento del vapor (MMkcal/h).

ΔH_{purga} : Cambio de entalpía del agua de purga (MMkcal/h).

h_{GC} : Entalpía de los gases de combustión a la salida de la chimenea por tonelada de gas natural suministrado (MMkcal/t).

❖ Calor de combustión

$$q_{comb} = \frac{PCI}{\rho_{GN}} * 2,39 * 10^{-4} \quad (\text{Ec. 15})$$

Donde:

$2,39 * 10^{-4}$: Factor de conversión para pasar de kJ/kg a MMkcal/t

PCI: Poder calorífico inferior a condiciones normales (kJ/Nm³).

ρ_{GN} : Densidad del gas natural a condiciones normales (P=1 atm, T= 0 °C), (kg/m³)

❖ Entalpía del aire de entrada

$$h_{aire} = 2,39 * 10^{-4} * \left(\frac{F_{aire,e}}{F_{GN,caldera}} \right) * Cp_{aire} * (T_{aire,e} - T_{ref}) \quad (Ec.16)$$

Donde:

h_{aire} : Entalpía del aire a la entrada de la caldera por tonelada de gas natural utilizado (MMkcal/t)

Cp_{aire} : Capacidad calorífica del aire (kJ/kg.°C)

$T_{aire,e}$: Temperatura del aire a la salida del calentador de aire (°C).

T_{ref} : Temperatura de referencia (°C).

❖ Entalpía del gas natural a la entrada

$$h_{GN} = 2,39 * 10^{-4} * Cp_{GN} * (T_{GN,e} - T_{ref}) \quad (Ec. 17)$$

Donde:

h_{GN} : Entalpía específica del gas natural hacia las calderas (MMkcal/t)

$T_{GN,e}$: Temperatura del gas natural a la entrada de la caldera (°C).

Cp_{GN} : Capacidad calorífica del gas natural (kJ/kg.°C).

❖ Entalpía de Vaporización

El equilibrio de vaporización en el tambor de vapor está dado por la siguiente expresión (ver figura 34 de la sección de apéndice).

$$P_{vap} = 0,00026 * (F_v)^2 + 16,14 \quad (Ec. 18)$$

Donde:

0,00026: Factor de ajuste (bar.h²/ t²)

P_{vap} : Presión de saturación en el tambor superior (bar abs).

F_v : Flujo másico de vapor (t/h)

Los valores de temperatura de saturación (T_{sat}) y del calor de vaporización (λ_{H_2O}) se obtuvieron a partir del CD para el cálculo de las propiedades termodinámicas del vapor (Cengel y Boles, 2003).

❖ Calor de sobrecalentamiento

El calor de sobrecalentamiento se obtuvo a través de la diferencia de entalpías referidas al estado de sobrecalentamiento (h_v) y la entalpía de saturación del vapor (h_g).

$$\Delta H_{scal} = 2,39 * 10^{-4} * F_v * (h_v - h_g) \quad (\text{Ec. 19})$$

Donde:

h_v : Entalpía del vapor sobrecalentado (kJ/kg).

h_g : Entalpía del vapor saturado (kJ/kg).

❖ Calor sensible del agua de alimentación

$$\Delta H_{agua} = 2,39 * 10^{-4} * F_v * C_{p_{a,l}} * (T_{sat} - T_{a,e}) \quad (\text{Ec. 20})$$

Donde:

$C_{p_{a,l}}$: Capacidad calorífica del agua líquida (kJ/kg.°C)

$T_{a,e}$: Temperatura del agua de alimentación a la entrada de la caldera (°C)

❖ Cambio de entalpía de la purga

$$\Delta H_{purga} = 2,39 * 10^{-4} * F_p * C_{p_{a,l}} * (T_{p,s} - T_{a,e}) \quad (\text{Ec. 21})$$

Donde:

$T_{p,s}$: Temperatura de salida de la purga (°C)

❖ Cambio de entalpía de los gases de desecho.

De la tabla 3 se obtuvo la capacidad calorífica de los gases de desecho, entonces:

$$h_{GC} = 2,39 * 10^{-4} * \left(\frac{F_{GC}}{F_{GN,caldera}} \right) * Cp_{GC} * (T_{GC} - T_{ref}) \quad (\text{Ec. 22})$$

Donde:

h_{GC} Entalpía de los gases de combustión por tonelada de gas natural utilizado (MMkcal/t).

Cp_{GC} : Capacidad calorífica de los gases de combustión (kJ/kg.°C).

T_{GC} : Temperatura de los gases de desecho (°C).

Determinación del consumo específico de gas natural en las calderas

A partir de la ecuación del balance de energía se obtuvo el consumo de gas natural en las calderas.

$$F_{GN,calderas} = \frac{\Delta H_{agua} + \Delta H_{vap} + \Delta H_{scal} + \Delta H_{purga}}{q_{comb} + h_{aire} + h_{GN} - h_{GC}} \quad (\text{Ec. 23})$$

De manera que el consumo específico de energía viene dado por la siguiente expresión:

$$CE_{caldera} = \frac{0,239 * F_{GN,calderas} * PCI}{Fv * \rho_{GN}} \quad (\text{Ec. 24})$$

Donde:

$CE_{caldera}$: Consumo específico de energía en las calderas (kcal/kg).

Pérdidas de energía y Eficiencia térmica de las calderas

Se empleó el método indirecto o también llamado método de las pérdidas para determinar la eficiencia térmica (E):

$$E_{calderas} = 100\% - (Pg + Pi + Pr + Pp) \quad (\text{Ec. 25})$$

Donde:

E: Eficiencia energética promedio (%).

Pg: Pérdida de calor por gases de chimenea (%).

Pi: Pérdida de calor por inquemados sólidos y gaseosos (%).

Pr: Pérdida de calor por radiación y convección (%).

Pp: Pérdida de calor por purgas (%).

Estudio en el área de Calcinación

(Cálculo del consumo de gas natural, determinación del consumo específico de energía por unidad de alúmina calcinada, cálculo de pérdidas de energía y eficiencia térmica de cada calcinador.)

Consideraciones

- ❖ Las dimensiones, capacidades de los equipos y detalles de los refractarios son tomados de los planos suministrados por el fabricante (LURGI Corporation).
- ❖ Se considera la geometría simple de los equipos que participan en los balances con el fin de simplificar los cálculos. Por tal motivo, no se tomaron en cuenta los detalles de las juntas y las conexiones.
- ❖ Para la determinación del consumo de gas natural en el área 45 se consideró el conjunto de secado preliminar y calcinación del hidrato, excluyendo el sistema de enfriamiento de alúmina.
- ❖ La temperatura de referencia para el balance de energía en los calcinadores es de 25 °C, debido a que las tablas de calores de formación están reportados a la misma temperatura.

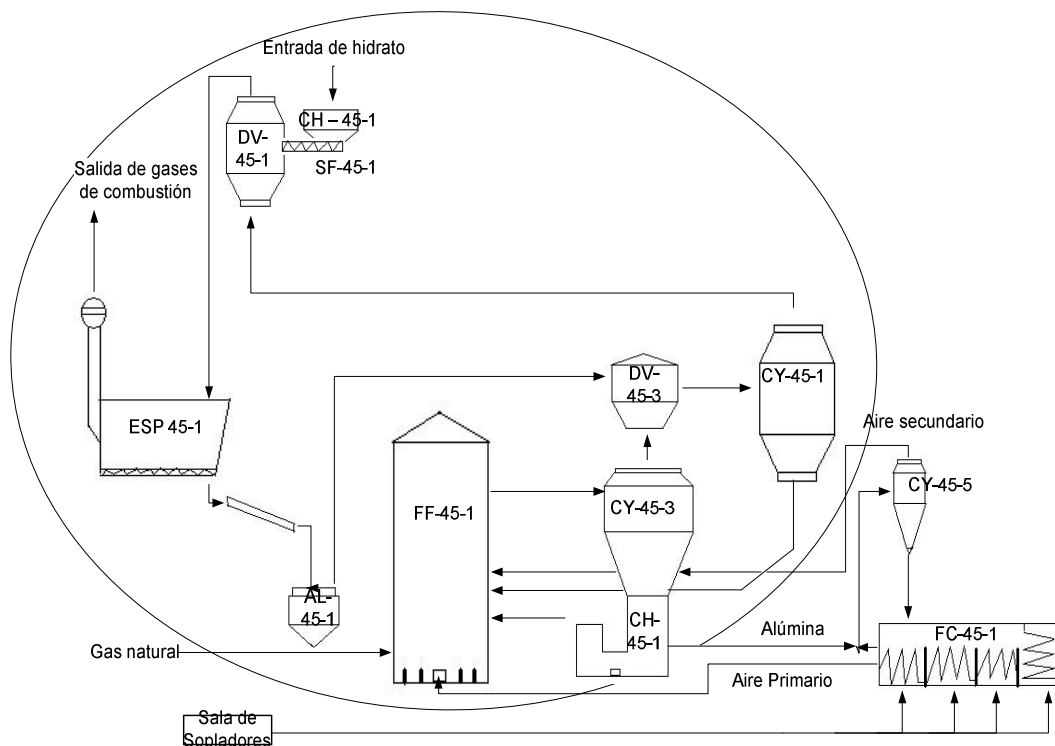


Figura 7. Esquema del área de calcinación (corrientes de entrada y salida)

Tabla 4. Identificación de los equipos en el área de calcinación

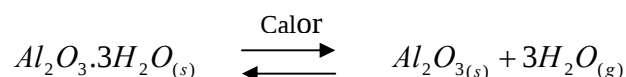
Identificación del equipo	Descripción del equipo
ESP-45-1	Precipitador electrostático
DV-45-1	Venturi I
DV-45-3	Venturi II
FF-45-1	Horno de lecho fluidizado
CY-45-3	Ciclón de reciclo
CH-45-5	Celda de sello
CY-45-1	Ciclón de aire primario
CY-45-5	Ciclón de aire secundario

En la figura 7 se puede observar el sistema sobre el cual se traza el balance de energía en el conjunto de calcinación conformado básicamente por los equipos que se muestran en la tabla 4.

Balance de masa en los calcinadores

❖ Sistema Hidrato-alúmina calcinada

En los calcinadores se lleva a cabo la siguiente reacción:



El flujo másico de alúmina a la salida del calcinador se calculó por estequiometría, considerando que el flujo de entrada es únicamente alúmina trihidratada, se tiene:

$$F_{Al_2O_3} = X_R * \frac{F_{HH}}{M_{HH}} * M_{Al_2O_3} \quad (\text{Ec. 26})$$

Donde:

X_R : Conversión de la reacción referida a la deshidratación de la alúmina (adim.).

$F_{Al_2O_3}$: Flujo másico de alúmina calcinada (t/h).

F_{HH} : Flujo másico de hidrato (t/h).

M_{HH} : Peso molecular del hidrato (kg/kmol).

$M_{Al_2O_3}$: Peso molecular de la alúmina (kg/kmol).

Para el agua molecular se tiene que:

$$F_{H_2O,m} = 3 * X_R * \frac{F_{HH}}{M_{HH}} * M_{H_2O} \quad (\text{Ec. 27})$$

Para el agua libre se tiene:

$$F_{H_2O,l} = \frac{(\%hum) * F_{HH}}{100} \quad (\text{Ec. 28})$$

Donde:

%hum: Porcentaje de humedad del hidrato.

M_{H_2O} : Peso molecular del agua (kg/kmol).

$F_{H_2O,m}$: Flujo másico de agua molecular (t/h).

$F_{H_2O,l}$: Flujo másico de agua libre (t/h).

❖ Relación aire-gas natural

El gas natural alimentado a los calcinadores posee la misma composición que el gas alimentado a las calderas. Por lo tanto, la relación entre la masa de aire teórico y la de gas natural en los calcinadores se determinó de la misma forma que se describe en el balance de masa en las calderas. En este caso, se utilizó un exceso de aire del 30%.

El flujo másico de aire en el horno se divide en aire primario (AP) y aire secundario (AS) en una proporción de 2/3 respectivamente. De manera que:

$$AP = 0,4 * \left(\frac{F_{aire,e}}{F_{GN,calcinación}} \right) \quad (Ec. 29)$$

$$AS = 0,6 * \left(\frac{F_{aire,e}}{F_{GN,calcinación}} \right) \quad (Ec. 30)$$

Donde:

AP: Flujo másico de aire primario (adim).

AS: Flujo másico de aire secundario (adim).

❖ Relación gases de combustión - gas natural

La relación existente entre el flujo másico de los gases de combustión y la masa de combustible alimentada, se calcula de acuerdo al método detallado en el balance de masa de la caldera:

$$F_{GC/GN} = \left(\frac{F_{GC}}{F_{GN,calcinación}} \right) \quad (Ec. 31)$$

Balance de Energía

El balance de energía en el proceso de calcinación lo conforman el conjunto de equipos de secado y calcinación de hidrato.

De tal forma que el balance de energía queda expresado de la siguiente manera:

$$F_{GN, calcinación} * (q_{comb} + h_{aire} + h_{GN}) + H_{HH} = \Delta H_R + \Delta H_s + F_{GN, calcinación} * h_{GC} + q_{pérdidas} \quad (\text{Ec. 32})$$

Donde:

q_{comb} : Calor de combustión del gas natural (MMkcal/t).

h_{aire} : Entalpía del aire a la entrada del horno (MMkcal/t).

h_{GN} : Entalpía del gas natural que entra al calcinador (MMkcal/t).

H_{HH} : Entalpía del hidrato húmedo (MMkcal/h).

ΔH_s : Calor necesario para eliminar el agua libre (MMkcal/h).

ΔH_R : Calor de reacción para producir alúmina calcinada (MMkcal/h).

H_{GC} : Entalpía de los gases de combustión (MMkcal/t).

$q_{pérdidas}$: Calor total disipado al ambiente (MMkcal/h).

❖ Calor de combustión y entalpía del gas natural

El calor de combustión y la entalpía específica del gas natural se calculó de manera similar a como se señaló en la sección de calderas.

❖ Entalpía del aire de combustión

$$h_{aire} = 2,39 * 10^{-4} (AP * Cp_{aire} * (T_{AP} - T_{ref}) + AS * Cp_{aire} * (T_{AS} - T_{ref})) \quad (\text{Ec. 33})$$

Donde:

h_{aire} : Entalpía del aire de entrada por tonelada de gas natural utilizado (MMkcal/t)

T_{AP} : Temperatura de entrada del aire primario (°C).

T_{AS} : Temperatura de entrada del aire secundario (°C).

❖ **Entalpía del hidrato húmedo**

$$H_{HH} = 2,39 * 10^{-4} * (X_{HH} * F_{HH} * \int_{T_{ref}}^{T_{HH}} C_{p_{Al_2O_3}} * dT + F_{H_2O,m} * C_{p_{a,l}} * (T_{HH} - T_{ref}))$$

(Ec. 34)

Donde:

X_{HH} : Fracción másica de la alúmina en el hidrato (adim).

T_{HH} : Temperatura de entrada del hidrato (°C).

$C_{p_{Al_2O_3}}$: Capacidad calorífica de la alúmina (kJ/kg.°C)

❖ **Calor de reacción**

La cantidad de calor absorbido para eliminar el agua molecular del hidrato, se determinó a partir de los calores estándar de formación. De acuerdo a la ecuación química mencionada anteriormente, se tiene:

$$\Delta H_{formación} = \Delta H_{f, Al_2O_3} + 3 * \Delta H_{f, H_2O} - \Delta H_{f, HH} \quad (Ec. 35)$$

Donde:

$\Delta H_{formación}$: Entalpía de reacción a 25 °C (kJ/kmol)

Como el calor de reacción está referido a 25 °C es necesario adicionar el cambio de entalpía del hidrato desde la temperatura de referencia hasta la temperatura de tope del horno, considerando que solo existe alúmina trihidratada en la alimentación, y que la conversión de la reacción es casi 100 %, se tiene:

$$\Delta H_R = 2,39 * 10^{-7} * \frac{F_{HH}}{M_{HH}} * X_R * \left[\Delta H_{formación} + \int_{T_{ref}}^{T_{tope}} M_{Al_2O_3} * C_{p_{Al_2O_3}} * dT + 3 * \int_{T_{ref}}^{T_{GC}} M_{H_2O} * C_{p_{a,v}} * dT \right]$$

(Ec.36)

Donde:

$2,39 * 10^{-7}$: Factor de conversión para pasar de kJ/h a MMkcal/h

T_{tope} : Temperatura del tope del horno (°C).

T_{GC} : Temperatura de los gases de combustión (°C).

$C_{p,a,v}$: Capacidad calorífica del agua en estado gaseoso (kJ/kg.°C).

❖ Calor necesario para eliminar el agua libre

$$\Delta H_S = F_{H_{2O,l}} * [\lambda_{H_{2O}} + C_{p,a,l} * (T_{sat} - T_{HH}) + C_{p,a,v} * (T_{GC} - T_{sat})] \quad (\text{Ec. 37})$$

❖ Entalpía de los gases de combustión

Para determinar el Cp promedio de los gases de combustión se siguió el mismo esquema de procedimiento planteado en la metodología para calderas. Siendo la entalpía de los gases de desechos:

$$h_{GC} = 2,39 * 10^{-4} * \left(\frac{F_{GC}}{F_{GN, \text{calcinación}}} * \overline{Cp}_{GC} * (T_{GC} - T_{ref}) \right) \quad (\text{Ec. 38})$$

Donde:

h_{GC} : Entalpía de los gases de combustión por tonelada de gas natural utilizado. (MMkcal/t).

$\overline{Cp}_{GC}$: Capacidad calorífica promedio de los gases de combustión (kJ/kg.°C).

❖ Cálculo de las pérdidas de calor en los calcinadores

A continuación se presentará la metodología que se siguió para cuantificar las pérdidas de calor hacia el ambiente en el área de calcinación. Para ello, se seleccionó uno de los equipos que conforma parte de esta área (Ciclón de reciclo); la metodología empleada en este equipo servirá de base para determinar las pérdidas en las unidades restantes, cabe destacar que esta área está conformada básicamente por los siguientes equipos: Horno, ciclón de reciclo, celda de sello, venturi I, venturi II, ciclón de aire primario y ciclón de aire secundario.

Para el cálculo de las pérdidas de calor hacia el ambiente, se tomaron medidas de las temperaturas en la pared externa de los equipos. Esta temperatura tiende a variar en función de las condiciones climáticas del día así como de la sección del equipo donde se realiza la medida de temperatura. Con fines de compensar los errores que pudiesen acarrear los factores anteriormente mencionado, se realizaron varias medidas en diferentes secciones del equipo así como en distintas horas del día, para trabajar así con promedios de temperaturas diarios por equipos. El pirómetro es el instrumento que se utilizó para realizar las medidas de temperatura.

Las suposiciones que se realizaron para el cálculo de estas pérdidas son:

- 1.- La temperatura de la pared interna de los equipos (T_o) se supondrá igual a la temperatura del fluido interno.
- 2.- El flujo de calor a través de las paredes mantiene una dirección radial.
- 3.- El flujo de calor es perpendicular a la superficie del techo y del piso. Suposiciones que se pueden resumir en la figura 8.

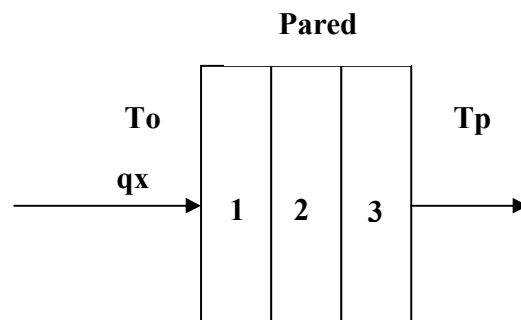


Figura 8. Flujo de calor a través de las paredes y temperaturas límites.

Partiendo de esta base se empleó la siguiente expresión para cuantificar las pérdidas de calor hacia el ambiente:

$$q_x = \frac{(T_o - T_p)}{\sum R_i} \quad (\text{Ec. 39})$$

Donde:

To: Temperatura de la pared interna de los equipos (°C).

Tp: Temperatura externa de lo equipos (°C).

Ri: Resistencias individuales a la transferencia de calor (°C.h/MMkcal).

❖ **Cálculo de las pérdidas de calor en el ciclón de reciclo.**

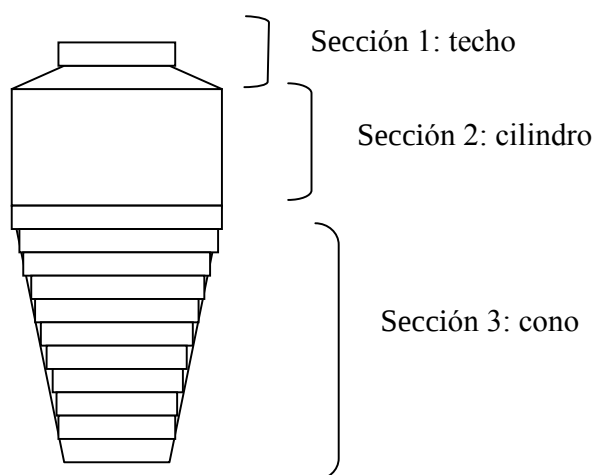


Figura 9. Geometría del ciclón de reciclo

▪ **Techo (plano)**

Para el ciclón del reciclo que presenta tres tipos de materiales: ladrillo formado, hormigón refractario y acero comercial, se tiene la siguiente expresión:

$$R_{Techo} = 4,184 * 10^6 * \left(\frac{e_1}{k_1 * A} + \frac{e_2}{k_2 * A} + \frac{e_3}{k_3 * A} \right) \quad (\text{Ec. 40})$$

Donde:

e_1, e_2, e_3 : espesores de los aislantes (m).

k_1, k_2, k_3 : Conductividades térmicas de los aislantes (kJ/°C.m.h)

A: Área de transferencia de calor (m²).

▪ Sección cilíndrica

En el caso de la sección cilíndrica, las resistencias de las paredes se calculan según la ecuación de Fourier para una geometría cilíndrica (Incropera y Dewitt, 1999). De acuerdo con el arreglo de la figura 9, la resistencia total de la pared cilíndrica se expresa así:

$$R_{cilindro} = 4,184 * 10^6 * \left(\frac{Ln(r_1 / r_o)}{2 * k_1 * \pi * L} + \frac{Ln(r_2 / r_1)}{2 * k_2 * \pi * L} + \frac{Ln(r_3 / r_2)}{2 * k_3 * \pi * L} \right) \quad (\text{Ec. 41})$$

Donde:

ri: radio interno del aislante <i> (mm).

L: Altura del cilindro (m).

▪ Sección cónica:

Como el área transversal es variable en cada punto, se procedió a dividir la sección cónica en diferenciales cilíndricos como se muestra en la figura 9, donde se consideró un radio promedio para cada diferencial del cono. A partir de esto, se calculó la resistencia total a través de la integral por aproximación. El procedimiento se describe a continuación:

- i) Se toma un diferencial de cilindro (figura 9).

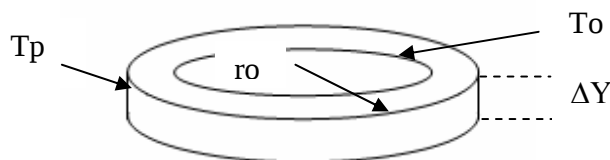


Figura 10. Diferencial de cilindro del ciclón de reciclo

Donde

$$\Delta Y = \frac{L_{CONO}}{n} \quad (\text{Ec. 42})$$

ΔY : Altura de cada diferencial de cilindro (m).

n : número de particiones de la altura total del cono (adim)

L_{cono} : Altura total del cono truncado (m).

- ii) Se calculan los radios internos de cada una de las capas. Los radios internos de cada cilindro diferencial se calculan como un promedio entre los radios de las capas que envuelven al diferencial.

$$r_i = \frac{[H_{cono} - (n + i) * \Delta y] * R}{H_{cono}} \quad (\text{Ec. 43})$$

Donde:

r_i : radio de cada capa del cono (m).

H_{cono} : Altura del cono (m).

R : Radio del cono (m).

$$r_{ci} = \frac{r_i + r_{i+1}}{2} \quad (\text{Ec. 44})$$

Donde:

r_{ci} : radio del diferencial de cilindro i (m).

- iii) Se calcula la resistencia total para cada diferencial de cilindro:

$$R_{ci} = 4,184 * 10^6 * \left(\frac{\frac{\ln(r_{ci} + e_1 / r_{ci})}{2 * k_1 * \pi * \Delta Y} + \frac{\ln((r_{ci} + e_1 + e_2) / (r_{ci} + e_1))}{2 * k_2 * \pi * \Delta Y} + \frac{\ln((r_{ci} + e_1 + e_2 + e_3) / (r_{ci} + e_1 + e_2))}{2 * k_3 * \pi * \Delta Y} \right) \quad (\text{Ec. 45})$$

Donde:

R_{ci} : Resistencia total para el diferencial de cilindro i ($^{\circ}\text{C.h/MMkcal}$).

- iv) Finalmente el calor total en el cono es la sumatoria de todas las contribuciones de calor transferido por parte de los diferenciales de cilindro.

$$q_{\text{pérdidas,cono}} = \sum dq_i$$

Determinación del consumo específico de gas natural

A partir de la ecuación del balance de energía se obtuvo el consumo de gas natural en los calcinadores.

$$F_{GN, \text{calcinación}} = \frac{\Delta H_R + \Delta H_s + q_{\text{pérdidas}} - H_{HH}}{q_{\text{comb}} + h_{\text{aire}} + h_{GN} - h_{GC}} \quad (\text{Ec. 46})$$

Donde:

$F_{GN, \text{calcinación}}$: Flujo másico de gas natural consumido en los calcinadores (t/h)

De manera que el consumo específico de energía viene dado por la siguiente expresión:

$$CE_{\text{calcinación}} = 0,239 * \frac{F_{GN, \text{calcinación}} * PCI}{F_{Al_2O_3} * \rho_{GN}} \quad (\text{Ec. 47})$$

Donde:

0,239: Factor de conversión para pasar de kJ/kg a kcal/kg.

$CE_{\text{calcinación}}$: Consumo específico de energía por unidad de flujo másico de alúmina calcinada (kcal/kg).

$F_{Al_2O_3}$: Flujo másico de alúmina calcinada (t/h).

Eficiencia Térmica de los calcinadores

La eficiencia térmica de los calcinadores se calculó como una relación de la suma del calor de reacción y de la entalpía de vaporización entre la suma del calor de combustión y la entalpía del hidrato de entrada.

$$E_{\text{calcinador}} = \left(\frac{\Delta H_{\text{vap}} + \Delta H_R}{F_{\text{GN, calcinación}} * PCI / \rho_{\text{GN}} + \Delta H_{\text{HH}}} \right) * 100 \quad (\text{Ec. 48})$$

Donde:

$E_{\text{calcinador}}$: Eficiencia térmica en el calcinador.

Determinación del consumo de vapor vivo en la planta

En esta sección, se delimitaron las áreas de las plantas que consume vapor para llevar a cabo su operación. Estas áreas son: digestión, predesilicación, caustificación de carbonatos, evaporación, enfriamiento por expansión instantánea, precipitación, control de oxalatos, filtración de seguridad, filtración de producto y estación de vapor. Para modelo de cálculo, se seleccionó el área de digestión que consume gran parte del vapor total suministrado a la planta.

❖ Área de digestión:

El vapor vivo usado en esta área es para calentar el LAD (licor a digestión) en un par de intercambiadores de tubo y coraza, desde una temperatura de 120 °C hasta 167 °C, también se inyecta vapor vivo a los dos primeros digestores para mantener la temperatura en 143 °C dentro de los mismos para suplir los requerimientos energéticos de la reacción química (endotérmica). Esta es la principal zona consumidora de vapor.

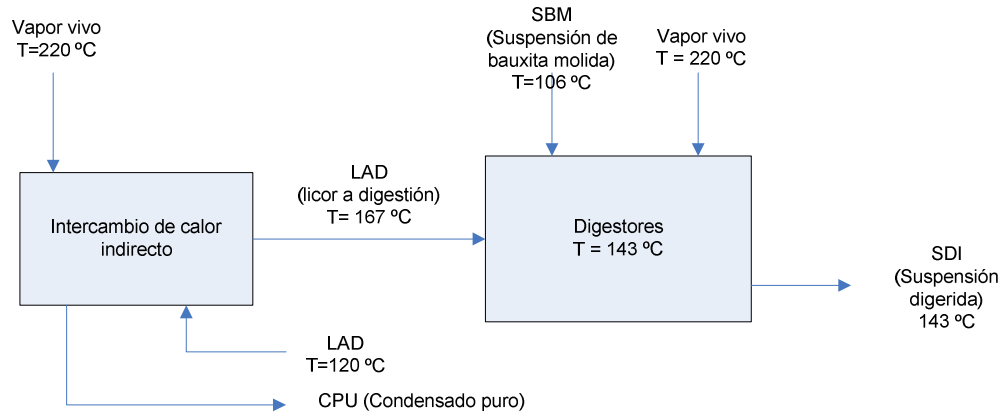


Figura 11. Esquema del proceso de digestión (corrientes de entrada y salida)

Para determinar el flujo másico de vapor vivo en los intercambiadores de calor indirecto, se realizó un balance de energía en la unidad de operación correspondiente a ese proceso. Al considerarse despreciables las pérdidas de energía hacia el ambiente, de acuerdo a la figura 11, se tiene:

❖ **Calor cedido por el vapor:**

$$Q_{ced} = 2,39 * 10^{-4} * m_{vv} * [Cp_{a,v} * (Tev - Tsat) + \Delta H_{cond} + Cp_{a,l}(Tsat - Tcond)]$$

(Ec. 49)

Donde:

Q_{ced} : Calor cedido por el vapor (MMkcal/h).

m_{vv} : Masa de vapor vivo (t/h).

Tev : Temperatura de entrada del vapor vivo (°C).

$Tsat$: Temperatura de saturación a la presión de trabajo (°C).

$Tcond$: Temperatura del condensado (°C).

ΔH_{cond} : Calor cedido de condensación del vapor (kJ/kg)

❖ **Calor absorbido por el licor a digestión**

$$Q_{abs} = 2,39 * 10^{-4} * F_{LAD} * C_{pLAD} (T_{s,LAD} - T_{e,LAD}) \quad (Ec. 50)$$

Donde:

Q_{abs} : Calor absorbido por el licor a digestión (MMkcal/h)

F_{LAD} : Flujo másico del LAD (t/h).

C_{pLAD} : Capacidad calorífica a presión constante del LAD (kJ/kg.°C).

$T_{s,LAD}$: Temperatura de salida del LAD (°C).

$T_{e,LAD}$: Temperatura de entrada del LAD (°C).

❖ **Cálculo del consumo de vapor vivo en los intercambiadores de calor.**

Como se asumió que las pérdidas de calor son despreciables, entonces el calor absorbido es igual al calor cedido. De manera que:

$$m_{vv} = \frac{1000 * F_{LAD} * C_{pLAD} * (T_{s,LAD} - T_{e,LAD})}{C_{p_{a,v}} * (T_{ev} - T_{sat}) + \Delta H_{cond} + C_{p_{a,l}} * (T_{sat} - T_{cond})} \quad (Ec. 51)$$

A continuación se determinó el consumo de vapor vivo por parte de los digestores, de igual forma, se asumió que las pérdidas de calor hacia el ambiente son despreciables:

❖ **Balance de energía en el digestor**

$$Q_{reac} + Q_{SBM} = Q_{LAD} + Q_v \quad (Ec. 52)$$

Donde:

Q_{SBM} : Calor absorbido por la suspensión molida de bauxita (SBM) para aumentar su temperatura a 143 °C (MMkcal/h).

Q_{LAD} : Calor cedido por el licor a digestión (MMkcal/h).

Q_v : Calor cedido del vapor vivo inyectado a digestión (MMkcal/h).

❖ Cálculo del consumo de vapor en los digestores

$$mvv = \frac{Q_{reac} + Q_{SBM} - Q_{LAD}}{2,39 * 10^{-4} * (Cp_{a,v} * (Tev - Tsat) + \Delta H_{cond} + Cp_{a,l} * (Tsat - Tcond))} \quad (Ec.53)$$

Donde:

mvv: Flujo másico de vapor vivo inyectado a los digestores (t/h).

El consumo total de vapor en digestión es la suma del vapor suministrado a los intercambiadores de calor indirecto y a los digestores. El consumo total de vapor vivo en la planta, se calculó a partir de la sumatoria de cada una de las contribuciones de vapor vivo en cada área previamente identificada como consumidora de vapor. Para ello, se realizaron los balances de masa y energía concernientes a cada una de las áreas.

❖ Consumo total de vapor vivo en la planta

$$mvv,t = \sum_i mvv,i \quad (Ec. 54)$$

Donde

mvv,t: Consumo total de vapor vivo en la planta (t/h).

mvv,i: Consumo de vapor vivo en el área i (t/h).

Determinación del consumo específico y de la Eficiencia Térmica de la planta.**Consumo específico de la planta**

$$\overline{CE}_p = \overline{CE}_{calcinación} + \frac{\overline{CE}_{calderas} * m_{vv,t}}{F_{Al_2O_3,t}} \quad (Ec. 55)$$

Donde:

CE_p : Consumo específico promedio de energía en la planta (kcal/kg).

$\overline{CE}_{calderas}$: Consumo específico promedio de energía por tonelada de vapor producido en las calderas (kcal/kg).

$\overline{CE}_{calcinadores}$: Consumo específico promedio de energía por tonelada de alúmina producida en los calcinadores (kcal/kg).

Determinación de la Eficiencia Térmica de la planta

$$E_p = \left(\frac{m_{vv,t} * (\Delta h_{agua} + \Delta h_{vap} + \Delta h_{scal}) + \sum (\Delta H_{R,j} + \Delta H_{vap,j})}{2,39 * 10^{-4} * PCI * (F_{GN,calderas} + F_{GN,calcinadores}) / \rho_{GN}} \right) * 100 \quad (Ec. 56)$$

Donde:

E_p : Eficiencia térmica de la planta (%).

$\Delta H_{R,j}$: Calor de reacción suministrado para la producción de alúmina grado metalúrgico en el calcinador j (MMkcal/h).

$\Delta H_{vap,j}$: Calor de vaporización en el calcinador j (MMkcal/h).

Análisis Causa – raíz

El Análisis Causa Raíz (ACR) es una metodología disciplinada que permite identificar las causas físicas, humanas y latentes de cualquier tipo de eventos crónicos o esporádicos permitiendo adoptar las acciones correctivas que reducen los costos de ciclo de vida útil del proceso, mejora la seguridad y la confiabilidad del negocio. (Bauxilum, 2007).

La metodología Análisis Causa Raíz se basa en seis pasos:

- 1).- Análisis de Modos y Efectos de Fallas.
- 2).- Preservar la información del evento.
- 3).- Ordenar el equipo de análisis.
- 4).- Analizar.
- 5).- Comunicar los hallazgos y las recomendaciones.
- 6).- Monitoreo de los resultados.

El paso más importante del ACR es el análisis. Para analizar el problema hasta sus causas raíz se empleó un árbol lógico que trata estrictamente con los datos reales y utiliza lógica deductiva para trabajar sistemáticamente a través del problema para llegar a la causa raíz real.

Para la elaboración del árbol lógico, se colocó como primer nivel, la declaración del evento (problema), posteriormente se señaló el modo de falla, las observaciones anormales, los hechos reales. Una vez establecido el problema, se empezó a hipotetizar de lo más general a lo más específico (a medida que se baja en el árbol). En el próximo paso, se verificaron las hipótesis. Para ello se emplearon técnicas como: observaciones físicas, análisis químicos, termografía, entre otros. En las figuras 12, 13 y 14 de la sección de apéndices, se presenta el árbol lógico propuesto para encontrar las soluciones que permitan mejorar la eficiencia térmica.

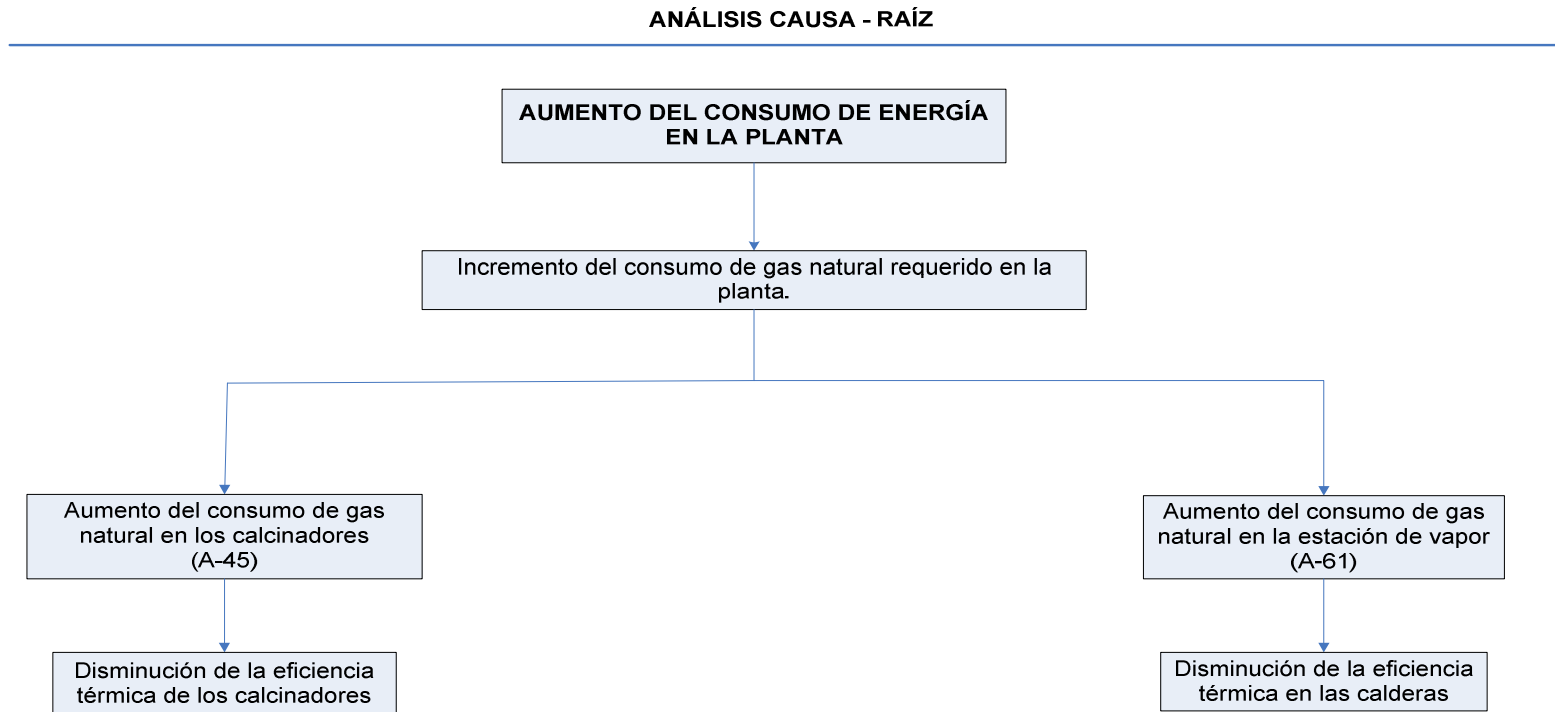


Figura 12. Árbol lógico 1 del Análisis Causa Raíz

Análisis Causa - Raíz

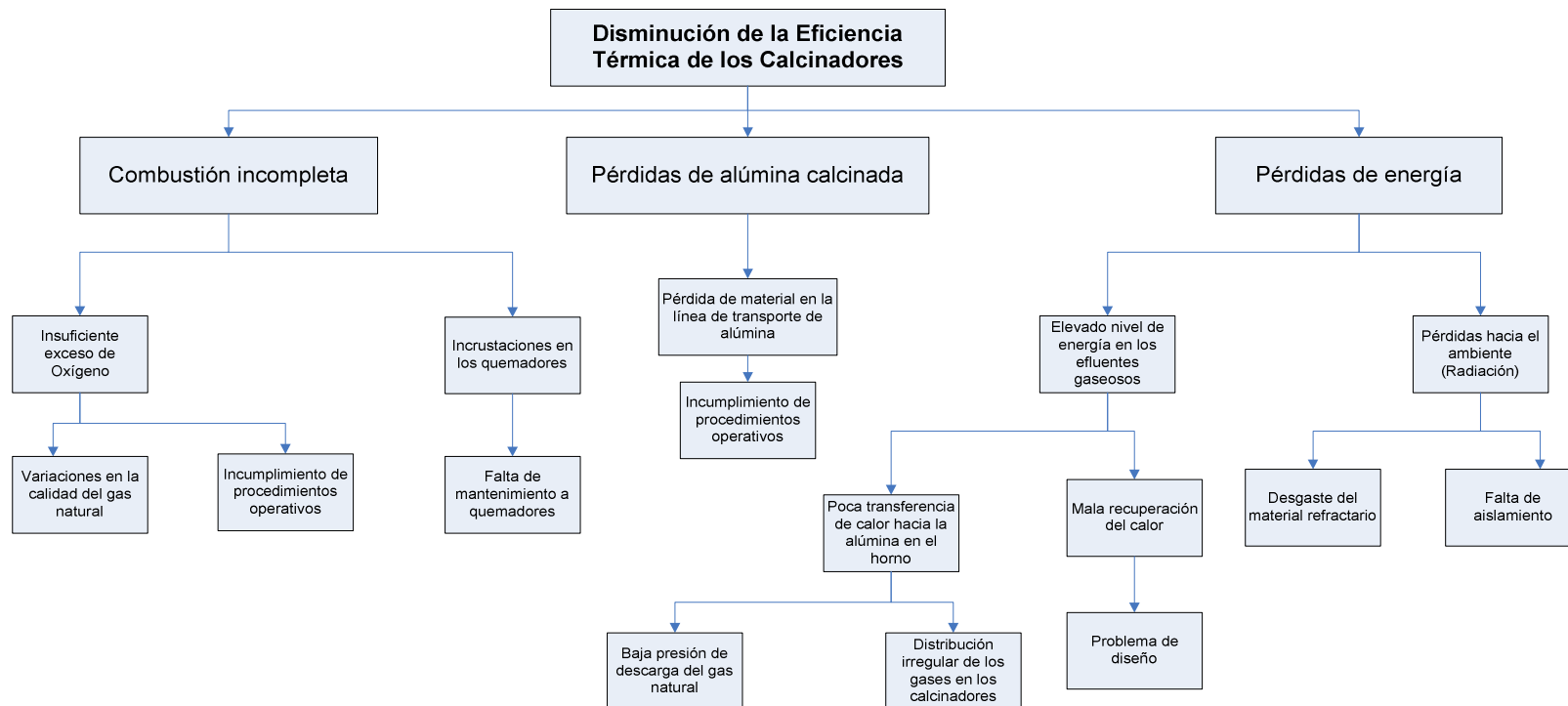


Figura 13. Árbol lógico 2 del Análisis Causa Raíz.

pdfMachine

Is a pdf writer that produces quality PDF files with ease!

Produce quality PDF files in seconds and preserve the integrity of your original documents. Compatible across nearly all Windows platforms, if you can print from a windows application you can use pdfMachine.

Get yours now!

Análisis Causa - Raíz

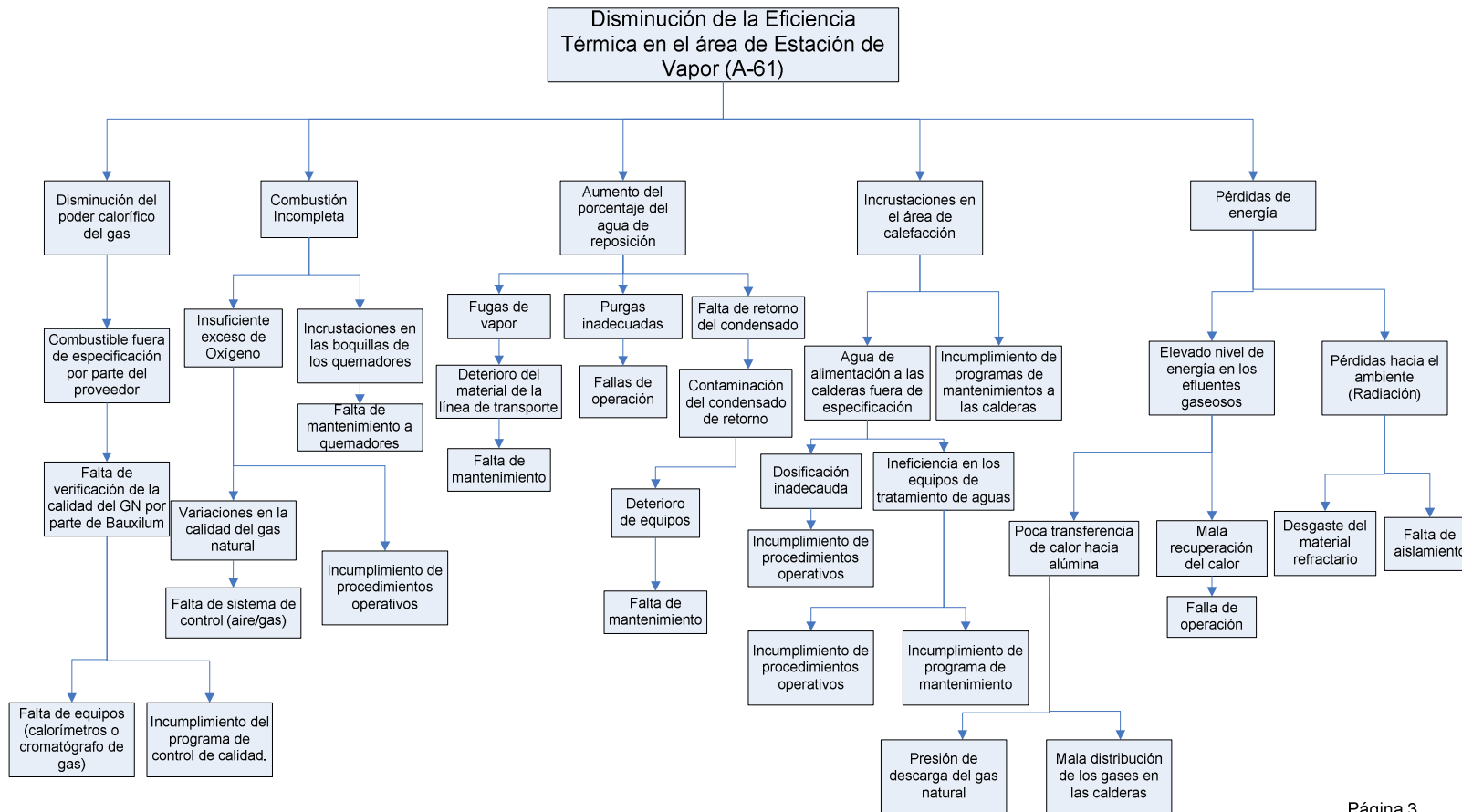


Figura 14. Árbol lógico 3 del Análisis Causa Raíz.

V. Resultados y Análisis

CAPÍTULO V

RESULTADOS Y ANÁLISIS

A continuación se presentan las tablas y los gráficos concernientes a los resultados obtenidos a nivel de planta (calcinadores, calderas y áreas consumidoras de vapor), así como sus respectivos análisis justificados en base al ACR (análisis causa raíz) elaborado en la empresa. Esta sección responde con los objetivos planteados previamente y sirve como base para realizar recomendaciones en pro de mejorar la eficiencia térmica de la planta.

Consumo específico de gas natural

La figura 15 muestra el consumo específico de gas natural registrado en el período de enero 2006 - marzo 2007, referido a la planta y a los equipos consumidores de gas natural.

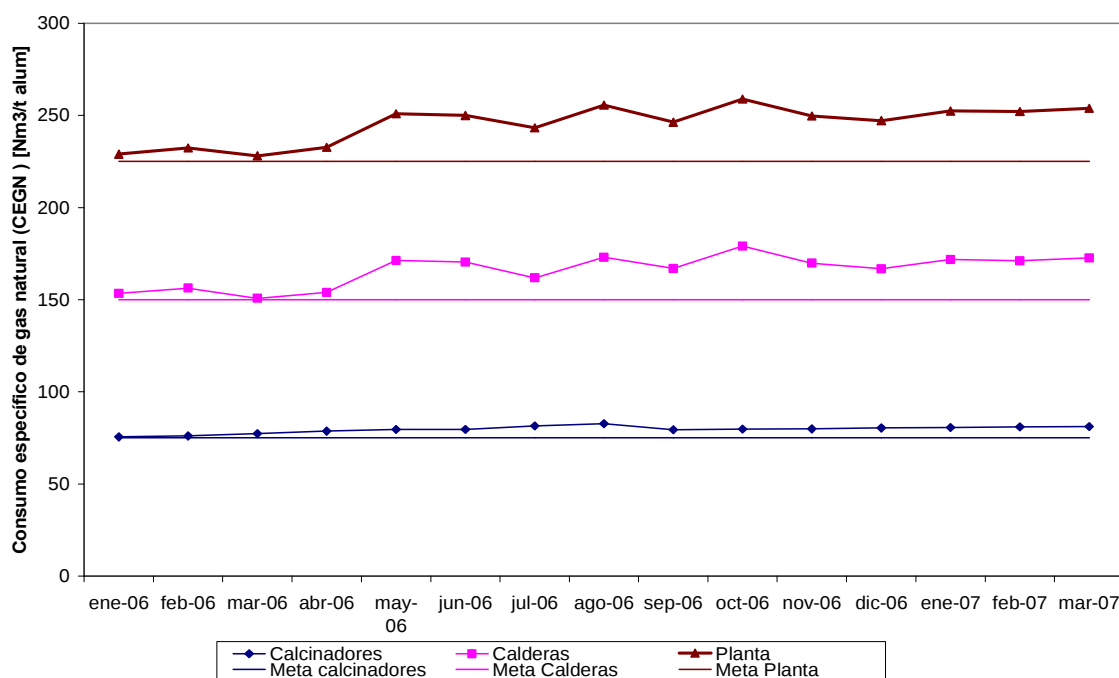


Figura 15. Consumo específico de gas natural en las calderas, calcinadores y en la planta.

En la figura 15 se muestra una leve tendencia de aumento del consumo de gas natural en los equipos de transferencia de calor: calderas y calcinadores, y en consecuencia en la planta. No obstante, el caso más relevante es en las calderas, las cuales obtuvieron una desviación promedio del 11 % por encima del valor meta de consumo de gas natural ($150 \text{ Nm}^3 / \text{t alum.}$). Cabe destacar que estos valores metas son calculados en base a las condiciones de diseño de los equipos de transferencia de calor y a la capacidad de la planta; además, son consideradas como las condiciones teóricas de operación a la cual se espera que la planta trabaje. Por otra parte, la desviación de los consumos específicos de gas natural con respecto al meta es menor en los calcinadores, obteniéndose una desviación promedio del 6 % por encima del valor meta ($75 \text{ Nm}^3 / \text{t alum.}$). En efecto, la planta presentó una desviación del 9 % de los valores de consumo específico de gas natural con respecto al meta ($225 \text{ Nm}^3 / \text{t alum.}$). Estos resultados son indicativos de problemas de pérdidas de energía que se pueden atribuir a la baja eficiencia térmica de los equipos de transferencia de calor (calderas y/o calcinadores) por falta de mantenimiento o problemas en la operación en dichos equipos; o también, por irregularidades en la distribución del vapor generado en las calderas, así como la falta de control en el consumo del mismo en las diversas áreas de la planta que así lo requieran. Todos estos aspectos son determinantes en la eficiencia térmica de la planta (Conae 2000). En los análisis posteriores se estudió cada uno de los puntos anteriormente mencionados, determinando así las causas del aumento progresivo del consumo específico de gas natural en la planta, especialmente a partir del mes de abril de 2006.

Por otro lado, este incremento del consumo específico de gas natural pudiese ser por la calidad del gas natural suministrado a la planta Bauxilum por PDVSA Gas. En la figura 35 de la sección de apéndices se muestra la variación del poder calorífico del gas natural en el período de estudio, sin embargo, no se observa una tendencia determinante en la gráfica como para atribuir el incremento del consumo de GN, a la disminución del poder calorífico del mismo. No obstante, cabe destacar que estos reportes son emitidos por PDVSA Gas sin ser validados por un sistema de control de

calidad por parte de Bauxilum, debido a la falta de equipos de medición (calorímetro).

Consumo específico de vapor en la planta

A continuación se presenta la figura 16 referido al consumo específico de vapor vivo en la planta para el período de Enero- 2006 hasta Marzo-2007.

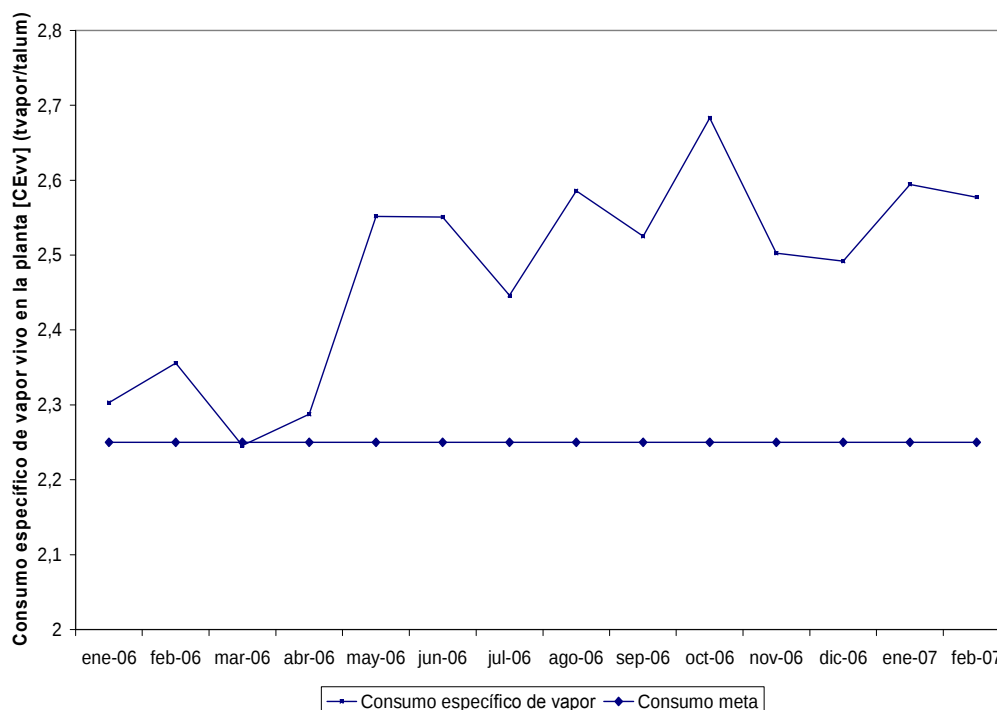


Figura 16. Consumo específico de vapor vivo en la planta.

En la figura 16 se muestra la variación del consumo específico de vapor con respecto al tiempo, estos valores presentan una desviación promedio por encima del valor meta (2,25 tvapor/t alum.) del 10 %, sin embargo, uno de los aspectos interesante que se pudiese destacar es la notable desviación de este consumo de vapor a partir del mes de abril, reportándose valores de desviación alrededor del 14 % con respecto al meta. Esta gráfica permite identificar que parte del problema de la disminución de la eficiencia térmica en la planta pudiese atribuirse, entre otros factores, a fallas en la distribución y control del consumo de vapor. Por otro lado, en la tabla 7 de la sección

de apéndices, se muestra tanto el consumo de vapor calculado para cada una de las áreas de la planta, como los valores metas. De aquí, se puede destacar la influencia determinante que tienen las áreas de digestión y evaporación en el consumo total de vapor. Además, en la tabla 6 se refleja un incremento brusco en el consumo de vapor en el área de evaporación a partir del mes de abril de 2006. Este fenómeno se debe básicamente a la falta de operación de uno de los cuatro módulos de enfriamiento por expansión instantánea (A-39), en donde se precalienta el licor agotado que va hacia el área de evaporación. En consecuencia, se produjo una disminución en la temperatura del licor agotado (LAG) que llega al área de evaporación, registrándose una temperatura de 110° C (Abril 2006) a 106 °C (Mayo 2006); por lo que se requeriría mayor cantidad de vapor vivo en el área de evaporación para generar licor agotado hasta una temperatura de 130 a 135 °C; siendo necesario el suministro de 3 t/h de vapor vivo aproximadamente, por cada una de las etapas de evaporación, para aumentar en 1 °C, al licor agotado. Es por ello que en la figura15 se puede evidenciar el aumento del gas natural, especialmente a partir del mes de abril de 2006

Otro indicativo utilizado para explicar que parte del problema de la eficiencia térmica de la planta, es la presencia de irregularidades en la distribución del vapor y en el control de su consumo, son los porcentajes de reposición de agua a las calderas. La figura 36 de la sección de apéndice, se muestra que estos porcentajes se encuentran alrededor del 35 %, cuando el valor meta está en un 30 %. Algunos de los factores que causan la desviación del porcentaje de agua de reposición con respecto al meta, y el alto consumo de vapor en las áreas de requerimiento energético, son la presencia de fugas en el circuito de vapor, así como la falta de retorno de condensado a las calderas.

En las figuras 37, 38 y 39 de la sección de apéndices, se muestran algunas fugas detectadas durante una inspección en el área de Evaporación; corregir estas fugas en la línea de vapor, reduciría el consumo del mismo en las áreas que así lo necesitan, y en efecto, se disminuirían el porcentaje de agua de reposición. Es importante destacar

que además del costo que representa el alto porcentaje de agua de reposición, en lo que concierne al consumo de agua y su tratamiento químico previo a la alimentación a las calderas, también se necesitaría mayor cantidad de combustible para generar la cantidad de vapor requerido en toda la planta, ya que este porcentaje de agua se encuentra bajo temperatura ambiente, por lo que se requiere de mayor energía proveniente del combustible para vencer el calor latente asociado a la misma.

Por otra parte, se tiene la falta de retorno de condensado hacia las calderas. El sistema de control existente para el retorno de condensado permite la reutilización del mismo en las calderas dependiendo de su pureza (conductividad $< 30 \mu\text{mho}$), si se contamina el condensado puro con licor (conductividad superior a los $30 \mu\text{mho}$) es enviado al patio de tanques de condensado para su reutilización junto con el condensado de proceso. En la figura 40 de la sección de apéndices, se presenta las conductividades de los condensados provenientes de las áreas de digestión y evaporación. En todos los casos, se observa una conductividad promedio menor que $30 \mu\text{mho}$, en excepción de los meses de febrero y marzo del 2007, en cuyo caso, los intercambiadores indirectos de vapor vivo provenientes de la segunda etapa de evaporación, presentaron una conductividad media de 37 y $31 \mu\text{mho}$ respectivamente. En la figura 41 de la sección de apéndices, se muestra el resultado del monitoreo diario de la conductividad de los intercambiadores de calor de la segunda etapa de evaporación, y en efecto, se evidenciaron problemas de contaminación de condensado proveniente del intercambiador (E-46-131B), por presentar tubos rotos, y en consecuencia, se registra una reducción en el retorno de condensado, siendo éste otro factor determinante en la desviación del porcentaje de agua de reposición a las calderas.

Consumo específico de energía

V. Resultados y Análisis

En la figura 17 se muestra la variación del consumo específico de energía por unidad másica de vapor producido en las calderas. La desviación promedio entre estos valores y el consumo de energía meta promedio en las calderas (calculada en base a las condiciones de diseño) es de aproximadamente del 1 %. En la figura 42 de la sección de apéndices, se muestran las eficiencias térmicas para cada una de las calderas (BL-61-1, BL-61-2, BL-61-3, BL-61-101).

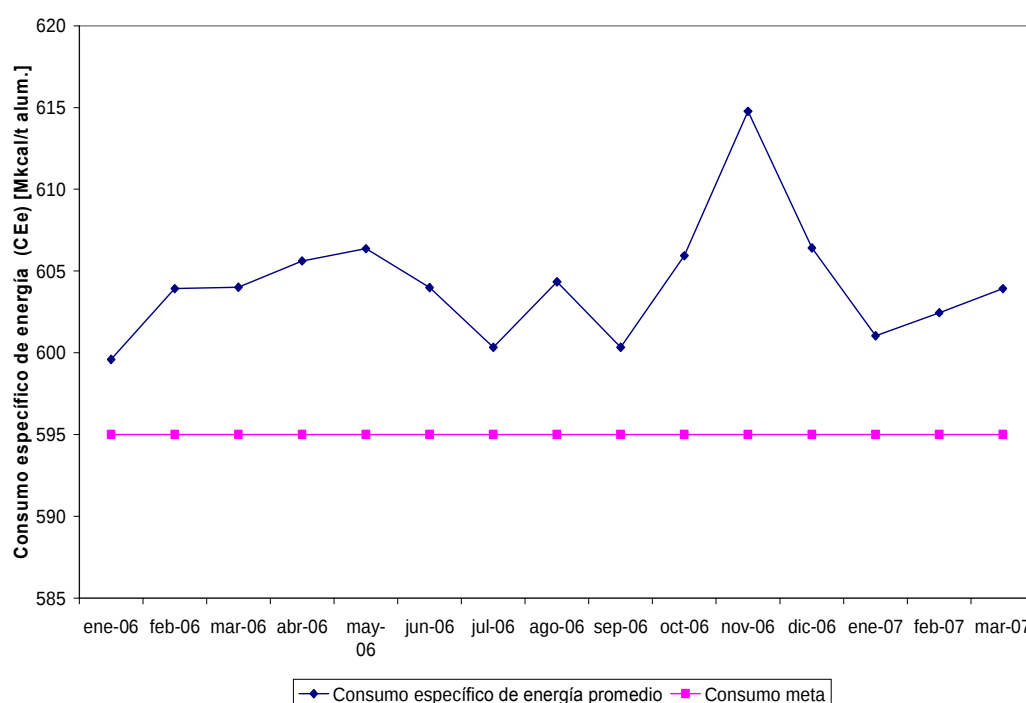


Figura 17. Consumo específico de energía por unidad másica de vapor producido en las calderas.

En la figura 18 se presenta el consumo promedio de energía en los calcinadores. Los mismos se encuentran desviados en un promedio de 3 % por encima del valor de consumo de energía meta (700 Mkal/t alum.), siendo este porcentaje de desviación mayor al consumo de energía referido a la operación de las calderas (1 %), pudiendo así afirmar que, las calderas operan con mayor eficiencia térmica que los calcinadores. Sin embargo, en ninguno de los dos casos se considera que los porcentajes de desviación con respecto a los valores metas sean alarmantes. En la

V. Resultados y Análisis

figura 43 de la sección de apéndice se muestran las eficiencias térmicas de cada uno de los calcinadores.

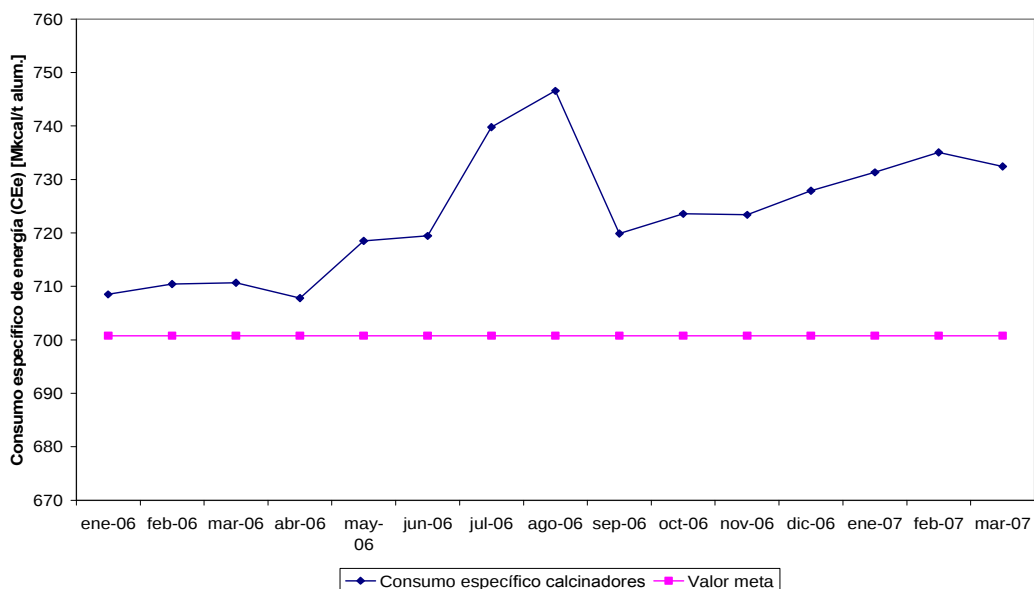


Figura 18. Consumo específico de energía por unidad másica de alúmina.

A continuación se presenta la figura 19 donde se muestra el consumo específico de energía en las áreas de calcinación, estación de vapor y de la planta.

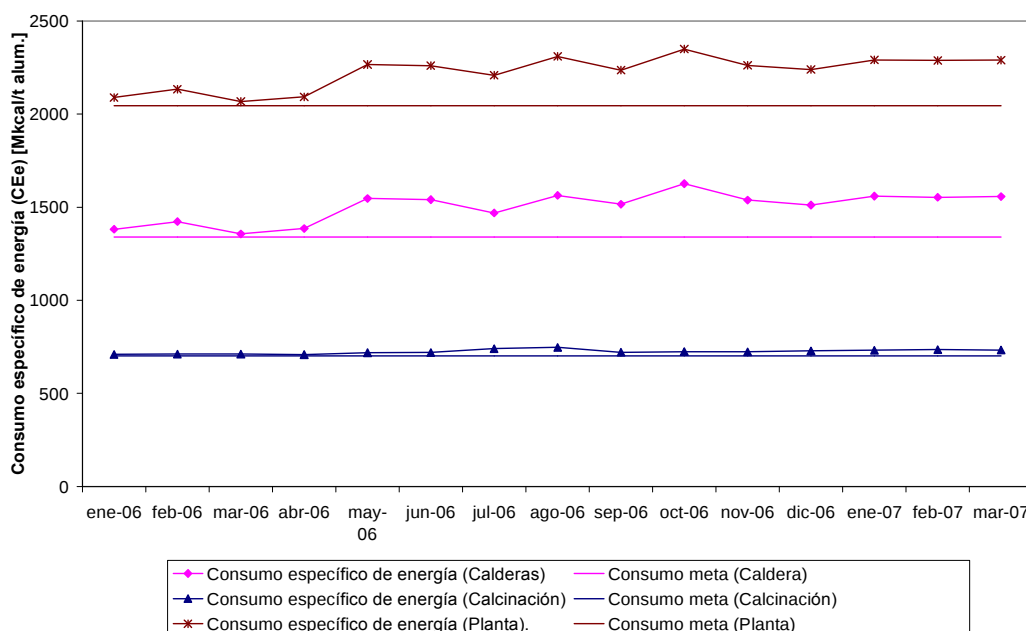


Figura 19. Consumo específico de energía en las áreas de calcinación, estación de vapor y en la planta

“En la etapa de refinación de alúmina los mayores consumos están en la etapa de calcinación del proceso Bayer. En Australia se informa un consumo que puede llegar hasta 1840 Mkal / t alum; en el mejor de los casos. Este es uno de los más bajos consumos específicos que registra la literatura internacional, por lo general, los consumos de la industria son del orden de 3145 Mkal/t de alúmina.” (Requerimientos de energía para la producción de alúmina, 2003).

En base a lo antes expuesto y considerando que la empresa de CVG Bauxilum obtuvo un promedio a partir de mayo del 2006 de 2272 ± 30 Mkal/t alum; en comparación al promedio registrado por las industrias procesadoras de alúmina a nivel internacional, cuyos valores se encuentran alrededor del 3145 Mkal /t alum; se puede inferir, que la empresa CVG Bauxilum se encuentra operando bajo una eficiencia térmica bastante satisfactoria en comparación a la media del consumo específico de energía a nivel internacional, al estar en un 38 % por debajo de este

promedio. Por otro lado, si se compara la eficiencia térmica de la empresa CVG Bauxilum con respecto a la planta procesadora de alúmina en Australia 1840 Mkcal/t alum., se pudiese afirmar que los valores de consumo específico de energía de Bauxilum se encuentra en un 23 % por encima de los parámetros de operación de una de las plantas que registra menor consumo de energía en la literatura internacional. No obstante, la figura 19 señala que a pesar de que la planta se encuentra operando eficientemente en cuanto al aprovechamiento de energía, existe una leve tendencia de aumento del consumo específico de energía a través del tiempo.

Uno de los aspectos interesante de la figura 19, es la notable desviación del consumo específico de energía en el área de estación de vapor. Si bien es cierto que anteriormente se evaluó la eficiencia térmica de las calderas, y se obtuvo una desviación del 1 % con respecto al valor meta, lo que indica el buen funcionamiento de estos equipos de transferencia de calor, también es cierto que al considerar el consumo específico de vapor ($t \text{ vapor} / t \text{ alum.}$), los valores de consumo específico de energía en las calderas para producir una tonelada de alúmina se desvía progresivamente del valor meta, registrándose valores de desviación alrededor del 12 %. En efecto, se obtienen desviaciones promedios del consumo específico de energía en la planta de alrededor del 9 % con respecto al valor meta (2045 Mkcal/t alum.). Estos resultados eran de esperarse, puesto que la figura 16, mostraba ya el continuo incremento del consumo específico de vapor en la planta.

Por último, la tabla 8 de la sección de apéndice, resume la información proporcionada por la literatura internacional. Se ha intentado en la medida de lo posible separar los consumos eléctricos de los de combustibles de modo de evitar los problemas de conversión del equivalente térmico de la energía eléctrica. Se entregan también los datos encontrados en la literatura de los consumos totales (combustibles más electricidad).

Pérdidas de energía

En la figura 20 se presentan las pérdidas de energía totales en el área de estación de vapor para el período de enero - 2006 hasta marzo - 2007.

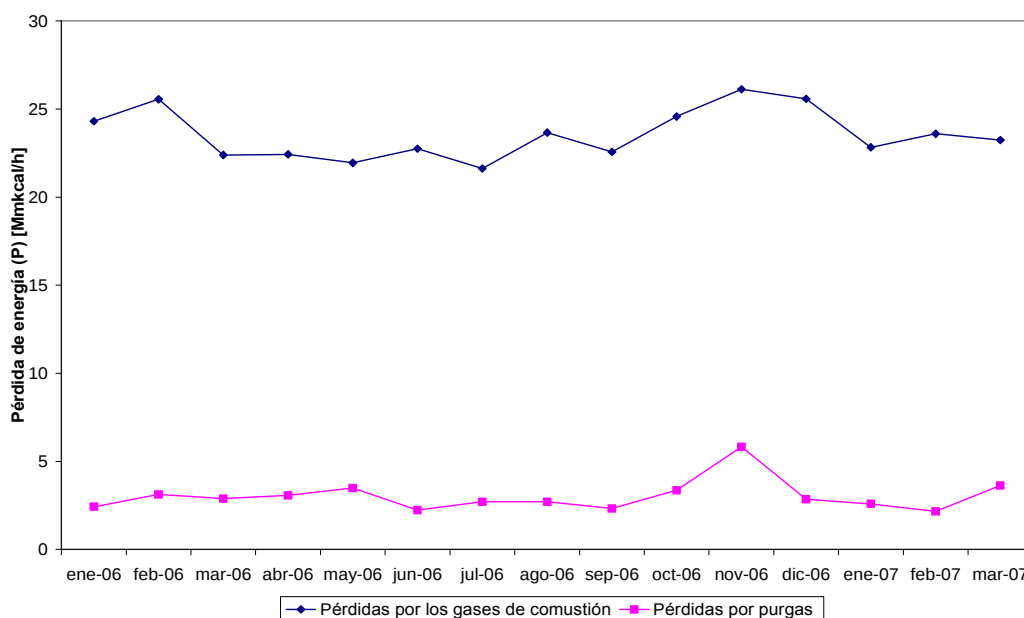


Figura 20. Pérdidas en las Calderas

Las mayores pérdidas de energía en una caldera convencional se producen a través de los gases que salen de la chimenea, por radiación o por purgas; es importante evitar estas pérdidas, ya que en el peor de los casos, pueden representar hasta un 30% de la energía suministrada por el combustible. (Branan, 2000).

La figura 20 muestra las pérdidas de energía de mayor influencia en la eficiencia térmica de las calderas. Efectivamente, son las pérdidas por los gases de combustión quienes ejercen mayor contribución en lo que se refiere a las pérdidas totales de energía en las calderas, registrándose un porcentaje de pérdida de energía que oscila entre 7 % y 9 % de la energía proveniente del combustible. Por otro lado, se tienen las pérdidas por purgas que representa 1 – 2 % del combustible. Si bien es cierto que la purga permite mantener las condiciones fisicoquímicas del agua en el interior de las

calderas, para así evitar incrustaciones en el área de calefacción, también, es cierto, que esta porción de agua ha absorbido parte del calor proveniente del combustible; por lo que su desecho en forma de purga representaría una pérdida de energía en las caldera. Los ciclos de concentración permiten evaluar cómo se están llevando a cabo las purgas en las calderas. La figura 44 de la sección de apéndices, muestra los ciclos de concentración promedio en cada una de las calderas, se puede ver que para la mayoría de los casos, los ciclos de concentración se encuentran por encima del intervalo esperado (12-15 ciclos de concentración); esto pudiese interpretarse como una alta concentración de sólidos en el interior de la caldera, debido a bajo porcentaje de purga en comparación al meta, que por un lado, pareciera positivo a lo que se refiere a la eficiencia térmica de la caldera, ya que representaría un mínimo de pérdidas de energía por purgas; sin embargo, una alta concentración de sólidos en el interior de las calderas, además de provocar arrastres de sólidos por el vapor, también pudiese acarrear problemas de incrustaciones en el área de calefacción, disminuyendo así el coeficiente global de transferencia de calor, y en efecto, se tendrían altas pérdidas de energía por los gases de combustión. No obstante, las figuras 45, 46, 47, 48, 49, 50 y 51 de la sección de apéndices, ponen en evidencia el alto nivel en el tratamiento químico del agua de alimentación a las calderas, proporcionado por los productos NALCO, que evitan los problemas anteriormente mencionados, pudiendo así aumentar los ciclos de concentración, reduciendo los porcentajes de purga y alcanzando así un mínimo de pérdidas de energía por purgas.

Por otro lado, no se cuantificaron las pérdidas de energía por combustión incompleta ni por pérdidas hacia el ambiente. En la tabla 9 de la sección de apéndices se muestra la concentración de CO en los gases de combustión para el área de estación de vapor, el mismo oscila entre valores de 0 – 3 ppm, es decir, la concentración del CO, que se utiliza como indicativo para evaluar la eficiencia de la combustión, es bastante despreciable como para considerarse en la cuantificación de las pérdidas de energía, de la misma manera, las figuras 52 y 53 de la sección de apéndice refleja el buen estado de los refractarios en las paredes del hogar, así como en los quemadores, de

V. Resultados y Análisis

acuerdo al criterio de evaluación del material refractario llevado a cabo por la empresa CVG Bauxilum y que se muestra en la tabla 11 de la sección de apéndices, por lo que tampoco se consideraron estas posibles pérdidas de energía en el cálculo de la eficiencia térmica de las calderas.

En la figura 21 se presentan los porcentajes de pérdidas de energía totales en el área de calcinación para el período de enero – 2006 hasta marzo – 2007.

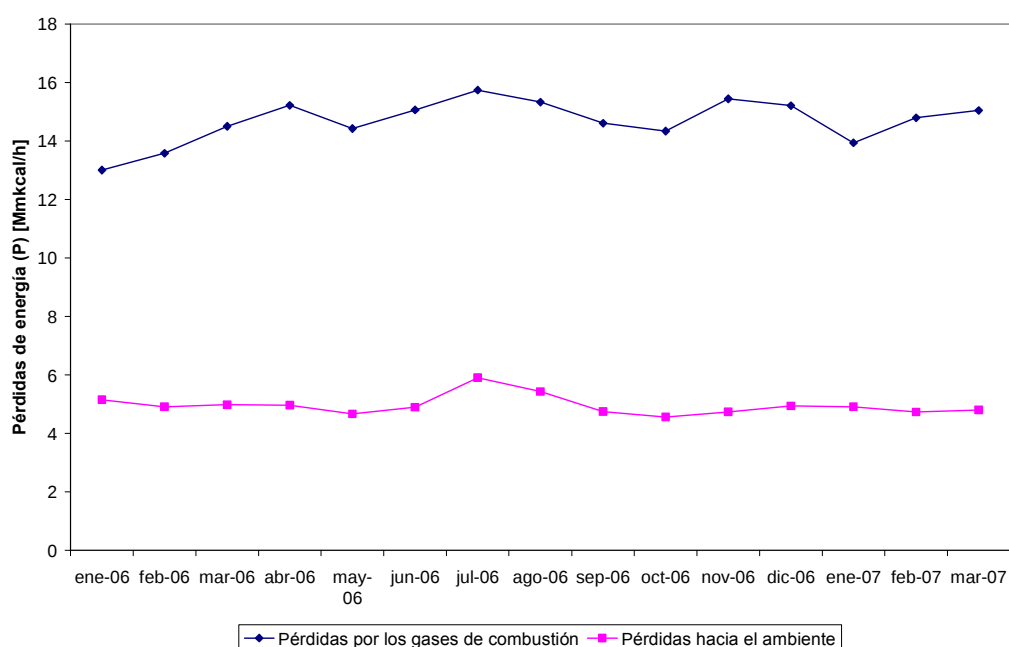


Figura 21. Pérdidas en los Calcinadores.

Una vez más se puede observar que los gases de combustión son los que ejercen mayor peso en las pérdidas de energía totales de los hornos de lecho fluidizado, reportándose valores que oscilan entre 9 – 11 % de la energía de entrada proveniente del combustible. En segundo plano, se tienen las pérdidas hacia el ambiente. La misma representa un porcentaje entre 3 a 4 % del combustible de alimentación. Branán (2000) alude a que estas pérdidas que son inevitables pero que se pueden controlar, no deberían sobrepasar el 3 % de la energía de entrada si se cuenta con un sistema de aislamiento adecuado de los equipos de transferencia de calor y un

programa de mantenimiento de las capas de aislamiento así como del material refractario.

Los equipos pertenecientes al área de calcinación presentan como material aislante: ladrillo formado y hormigón refractario. Una inspección previa, determinó que ciertas partes de algunos equipos provenientes de esta área presentaban desgastes del material refractario, por lo que se procedió a cuantificar las pérdidas de energía hacia el ambiente en dicha área. Las figuras 54, 55, 56 y 57 de la sección de apéndices, muestran los termogramas de algunos equipos cuyo material refractario se encuentra en un mal estado según los criterios manejados por la empresa, presentando zonas de puntos calientes que superan en 170 °C la media de temperatura del área en estudio. En las tabla 12 y 13 se muestran los resultados de la inspección realizada en los equipos de calcinación para los períodos de junio-2006 y marzo-2007 respectivamente. Actuar sobre el material de los equipos que presentaron fallas en la inspección, disminuiría las pérdidas de energía hacia el ambiente en los calcinadores, y en consecuencia se aumentaría la eficiencia térmica de estos equipos.

Por otro lado, se tienen las pérdidas de energía referido al combustible que no es quemado. La tabla 10 de la sección de apéndices, muestra que la concentración de CO en los gases de combustión oscilan entre 88 – 171 ppm. Charles Baukal (2001), a través del handbook de Combustión, hace referencia de una concentración límite de CO de 100 ppm en los gases de desecho para considerarse una combustión eficiente, por encima de la cual, se interpretaría como una cantidad insuficiente de aire disponible para llevar a cabo la combustión, o lo que es lo mismo, una combustión ineficiente, y en efecto una pérdida de energía. En la tabla 10 de la sección de apéndices, se señala que el calcinador BU-45-102 presenta una concentración promedio de CO que supera el límite propuesto por Baukal, por lo que se recomienda chequear el sistema de control referido a la relación en la alimentación del flujo de gas natural y aire para este calcinador.

Eficiencia Térmica

En la figura 22 se presenta la eficiencia térmica tanto de los equipos de transferencia de calor (calderas y calcinadores), como de la planta para el período de enero 2006 hasta marzo 2007; de la misma manera se muestran los valores metas de eficiencia térmica para cada caso. Las calderas presentan una desviación menor del 1 % por debajo de la eficiencia meta (92 %). Por otro lado, los calcinadores presentan una desviación promedio menor del 1 % por debajo de la eficiencia meta (87 %). Finalmente, la planta obtuvo una eficiencia alrededor del 89 %, en cuyo caso muestra un margen de desviación promedio de 2 % con respecto al valor meta.

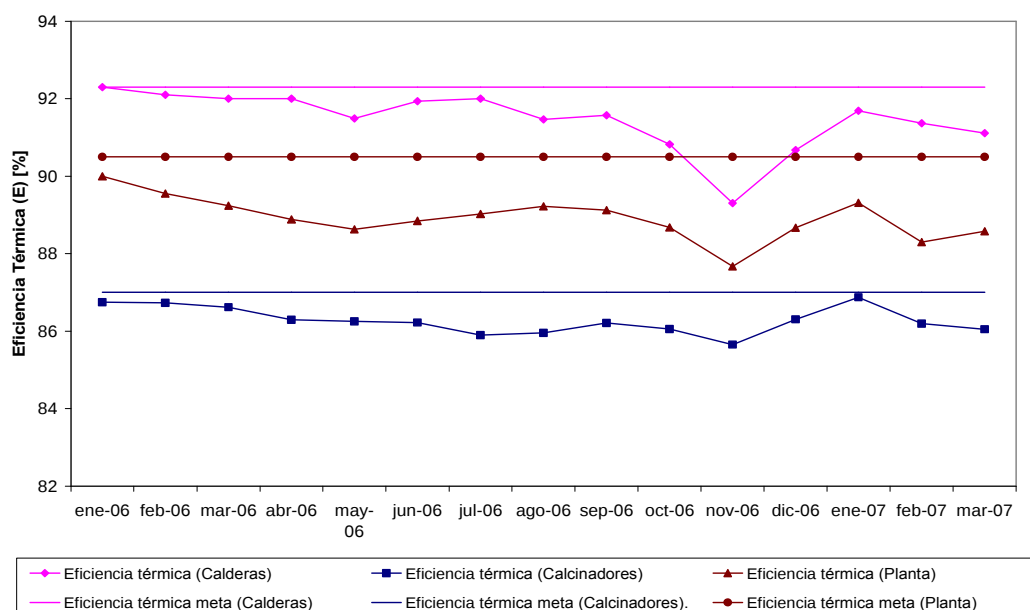


Figura 22. Eficiencia Térmica

Los valores que se registran de eficiencia térmica de los equipos de transferencia de calor son bastante satisfactorios al presentar una desviación que no supera el 1 % con respecto a la eficiencia meta; sin embargo, si se quiere mejorar la eficiencia térmica, reduciendo así el consumo de gas natural, se debería atender principalmente al control en el consumo y en la distribución del vapor en las diversas áreas de la planta que así lo requieran, como se explicó anteriormente, para así disminuir el consumo de vapor

V. Resultados y Análisis

en las calderas y en efecto, se lograría mejorar al aprovechamiento de energía en la planta. Por otro lado, en los análisis de las pérdidas de energía en el área de calcinación se detectó el deterioro del material refractario de algunos equipos de esta área, originando así pérdidas innecesarias de calor hacia el ambiente. Actuar sobre estas irregularidades, mejoraría la eficiencia térmica de los calcinadores y en efecto el de la planta.

VI. Conclusiones y Recomendaciones

CAPÍTULO VI

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones

La empresa CVG Bauxilum obtuvo una eficiencia térmica relativamente satisfactoria al ubicarse en un 23 % por encima de una de las plantas procesadora de alúmina que reporta menor consumo de energía a nivel mundial (Australia).

Algunas de los factores detectados que contribuyen negativamente a la eficiencia térmica de la planta son: la presencia de fugas en la línea de tubería en el área de evaporación básicamente, así como la falta de retorno de condensado de vapor desde esta área hacia las calderas, y por la falta de funcionamiento de uno de los módulos de enfriamiento por expansión instantánea.

A partir de marzo de 2006 se registró un elevado consumo de gas natural y es principalmente por la ausencia en el funcionamiento de uno de los módulos de expansión instantánea.

Otra alternativa para reducir las desviaciones en cuanto a la eficiencia térmica de la planta con respecto a lo esperado, es replantear las condiciones metas de consumo de gas natural, considerando los factores anteriormente mencionados.

Recomendaciones

A partir del ACR realizado en la planta en el período de estudio, se detectaron ciertas irregularidades en la operación de los equipos de transferencia de calor (calcinación), así como en el circuito de vapor. A continuación se puntualizarán algunas recomendaciones específicas orientadas al aumento de la eficiencia térmica de la planta:

- Adquirir equipo calorimétrico que permita corroborar la calidad del combustible (gas natural) suministrado por PDVSA.
- Reducir el porcentaje de agua de reposición a las calderas, corrigiendo las fugas en el circuito de vapor en las áreas de evaporación y digestión, así como la reparación de las averías en los intercambiadores de calor ubicados en la segunda etapa de evaporación (E-46-131B) con fines de evitar contaminación del condensado puro que retorna a las calderas
- Disminuir el consumo de vapor en el área de evaporación, reparando el módulo de enfriamiento por expansión instantánea que se encuentra fuera de servicio.
- Aplicar correctivos sobre el material refractario de los equipos que presentan áreas calientes en calcinación.

BIBLIOGRAFÍA

Armstrong International. (1998). Guía para la conservación de vapor en el drenado de condensados. USA.

Barroso, J. (2000). Calderas: operación y mantenimiento, Venezuela: Sivenca.

Baukal, Ch. (2001). Combustión handbook, Oklahoma: John Zink.

BAUXILUM C.A. (1998). Manual de procesos del lado rojo, Puerto Ordaz.

BAUXILUM C.A. (1998) Manual de procesos del lado blanco, Puerto Ordaz.

BAUXILUM C.A. (2007). Manual de Análisis Causa Raíz, Puerto Ordaz..

Branan, C. (2000). Soluciones prácticas para el ingeniero químico, 2^{da} ed. México: Mc Graw Hill.

Cater, H. (1998). Funcionamiento y control de Calderas Industriales. Remavenca. Turnero, Venezuela.

Cengel, Y. y Boles M. (2003). Termodinámica, 4^{ta} ed. México: McGraw- Hill.

CIBO.(1997). “Council of industrial Boiler Owners, Energy efficiency Handbook”. USA.

Conae (2000). Metodología para Evaluar Sistemas de Generación y Distribución de Vapor, 1^{ra} ed. México.

Bibliografía.

Distral, S.A. (1985). Manual de operación y mantenimiento de las calderas. Bogotá.

Energy efficiency best practice in the Australian aluminium industry, summary report, Industry, Science and Resources Energy Efficiency Best Practice Program, July 2000.

EP Indicator & Benchmark Shortlist Document, REMAS, 2003

Figueroa, M. (2004). Evaluación del desgacificador de la planta de tratamiento de aguas blancas de la empresa Remavenca. Trabajo especial de Pregrado. UCV, Caracas.

Gaggioli R. y Petit P. (1977). "Use the second law, first". *CHEMTECH* . Vol. 7. pp. 496-506.

Herbert , B. (1978). How combustión conditions influence design and operation. *Revista Chemical Engineering*

Incropera, F y Dewitt, D. (1999). Fundamentos de transferencia de calor, 4^{ta} ed. México: Prentice Hall.

John Nyboer Jian Jun Tu, A Review of Energy Consumption and Related Data Canadian Aluminium Industries 1990 to 2001, Canadian Industry Energy End-use Data and Analysis Centre Simon Fraser University November, 2003

Lipesa. (1998). Tratamiento Químico del agua. Venezuela: Imprefag.

Lurgi, C. (1980). Manual de operación y mantenimiento de los calcinadores, Berlín.

Bibliografía.

Ministerio de la Industria de Perú (MIP). (2000). “Mejora de la eficiencia energética en calderas industriales en Perú”. [Documento en línea]. Disponible: <http://www.estudio> [Consulta: Marzo 10, 2007].

Ortiz, H. (2002). “Determinación del consumo específico de gas natural en la planta operadora de alúmina CVG Bauxilum”, Tesis de Grado ULA. Mérida, Venezuela.

Perry, R. (1996). “Manual del Ingeniero Químico (Tomo III y VI)”. 6^{ta} ed. México: Mc.Graw-Hill.

Placid, J. (2006). “Determinación del consume de vapour vivo para una producción de 3 millones de toneladas de alúmina anuales en la planta CVG Bauxilum”, Tesis de Grado UDO. Puerto la Cruz, Venezuela.

Rendón, J. (1999). “Ahorro energético controlando la combustión”. Suplemento técnico. PDVSA gas. Venezuela.

Reportado en “Survey of factors influencing demand for metals and energy”, Project N° EWG 07/2001T, Agosto, 2002

Shields, C. (1986). “Calderas: tipos, características y sus funciones”, 3ra. ed. Chile: Marimar.

U.S. Energy Requirements for Aluminum Production Historical Perspective, Theoretical Limits and New Opportunities, January 2003

Bibliografia.

Bibliografia.
